

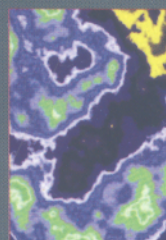
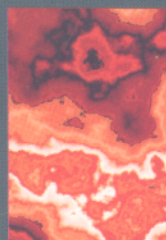
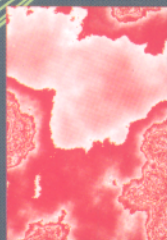


SỞ GIÁO DỤC VÀ ĐÀO TẠO HÀ NỘI

GIÁO TRÌNH

Kỹ thuật nhiệt

DÙNG TRONG CÁC TRƯỜNG TRUNG HỌC CHUYÊN NGHIỆP



NHÀ XUẤT BẢN HÀ NỘI

SỞ GIÁO DỤC VÀ ĐÀO TẠO HÀ NỘI

ThS. TRẦN VĂN LỊCH

GIÁO TRÌNH **KỸ THUẬT NHIỆT**

(Dùng trong các trường THCN)

NHÀ XUẤT BẢN HÀ NỘI - 2007

NHÀ XUẤT BẢN HÀ NỘI
4 - TỐNG DUY TÂN, QUẬN HOÀN KIẾM, HÀ NỘI
ĐT: (04) 8252916 - FAX: (04) 9289143

GIÁO TRÌNH
KỸ THUẬT NHIỆT
NHÀ XUẤT BẢN HÀ NỘI - 2007

Chịu trách nhiệm xuất bản
NGUYỄN KHẮC OÁNH

Biên tập
PHẠM QUỐC TUẤN

Bìa
TRẦN QUANG

Kỹ thuật vi tính

THU YẾN

Sửa bản in
PHẠM QUỐC TUẤN

In 850 cuốn, khổ 17x24cm, tại Nhà in Hà Nội - Công ty Sách Hà Nội. 67 Phó Đức Chính - Ba Đình - Hà Nội. Quyết định xuất bản số: 160-2007/CXB/470GT-27/HN. Số: 313/CXB ngày 02/3/2007. Số in: 378/3. In xong và nộp lưu chiểu quý III năm 2007.

Lời giới thiệu

Nước ta đang bước vào thời kỳ công nghiệp hóa, hiện đại hóa nhằm đưa Việt Nam trở thành nước công nghiệp văn minh, hiện đại.

Trong sự nghiệp cách mạng to lớn đó, công tác đào tạo nhân lực luôn giữ vai trò quan trọng. Báo cáo Chính trị của Ban Chấp hành Trung ương Đảng Cộng sản Việt Nam tại Đại hội Đảng toàn quốc lần thứ IX đã chỉ rõ: “Phát triển giáo dục và đào tạo là một trong những động lực quan trọng thúc đẩy sự nghiệp công nghiệp hóa, hiện đại hóa, là điều kiện để phát triển nguồn lực con người - yếu tố cơ bản để phát triển xã hội, tăng trưởng kinh tế nhanh và bền vững”.

Quán triệt chủ trương, Nghị quyết của Đảng và Nhà nước và nhận thức đúng đắn về tầm quan trọng của chương trình, giáo trình đối với việc nâng cao chất lượng đào tạo, theo đề nghị của Sở Giáo dục và Đào tạo Hà Nội, ngày 23/9/2003, Ủy ban nhân dân thành phố Hà Nội đã ra Quyết định số 5620/QĐ-UB cho phép Sở Giáo dục và Đào tạo thực hiện đề án biên soạn chương trình, giáo trình trong các trường Trung học chuyên nghiệp (THCN) Hà Nội. Quyết định này thể hiện sự quan tâm sâu sắc của Thành ủy, UBND thành phố trong việc nâng cao chất lượng đào tạo và phát triển nguồn nhân lực Thủ đô.

Trên cơ sở chương trình khung của Bộ Giáo dục và Đào tạo ban hành và những kinh nghiệm rút ra từ thực tế đào tạo, Sở Giáo dục và Đào tạo đã chỉ đạo các trường THCN tổ chức biên soạn chương trình, giáo trình một cách khoa học, hệ

thống và cập nhật những kiến thức thực tiễn phù hợp với đối tượng học sinh THCS Hà Nội.

Bộ giáo trình này là tài liệu giảng dạy và học tập trong các trường THCS ở Hà Nội, đồng thời là tài liệu tham khảo hữu ích cho các trường có đào tạo các ngành kỹ thuật - nghiệp vụ và đồng đảo bạn đọc quan tâm đến vấn đề hướng nghiệp, dạy nghề.

Việc tổ chức biên soạn bộ chương trình, giáo trình này là một trong nhiều hoạt động thiết thực của ngành giáo dục và đào tạo Thủ đô để kỷ niệm "50 năm giải phóng Thủ đô", "50 năm thành lập ngành" và hướng tới kỷ niệm "1000 năm Thăng Long - Hà Nội".

Sở Giáo dục và Đào tạo Hà Nội chân thành cảm ơn Thành ủy, UBND, các sở, ban, ngành của Thành phố, Vụ Giáo dục chuyên nghiệp Bộ Giáo dục và Đào tạo, các nhà khoa học, các chuyên gia đầu ngành, các giảng viên, các nhà quản lý, các nhà doanh nghiệp đã tạo điều kiện giúp đỡ, đóng góp ý kiến, tham gia Hội đồng phản biện, Hội đồng thẩm định và Hội đồng nghiệm thu các chương trình, giáo trình.

Đây là lần đầu tiên Sở Giáo dục và Đào tạo Hà Nội tổ chức biên soạn chương trình, giáo trình. Dù đã hết sức cố gắng nhưng chắc chắn không tránh khỏi thiếu sót, bất cập. Chúng tôi mong nhận được những ý kiến đóng góp của bạn đọc để từng bước hoàn thiện bộ giáo trình trong các lần tái bản sau.

GIÁM ĐỐC SỞ GIÁO DỤC VÀ ĐÀO TẠO

Lời nói đầu

Trong những năm gần đây, kỹ thuật lạnh và điều hòa không khí ở nước ta đã phát triển mạnh mẽ và được áp dụng rộng rãi trong các ngành kinh tế quốc dân. Vì vậy, vấn đề trang bị các kiến thức về kỹ thuật nhiệt cho người đang học tập cũng như đang làm các công việc về lắp đặt, vận hành, bảo dưỡng, sửa chữa hệ thống lạnh và điều hòa không khí là vô cùng cần thiết. Với mục đích trang bị cho học sinh các kiến thức cơ bản về kỹ thuật nhiệt, chúng tôi đã biên soạn giáo trình **Kỹ thuật nhiệt** để làm tài liệu giảng dạy và học tập cho giáo viên và học sinh chuyên ngành máy lạnh và điều hòa không khí ở các trường trung học chuyên nghiệp.

Giáo trình gồm hai phần chính:

Phần I: Nhiệt động kỹ thuật.

Phần II: Truyền nhiệt.

Giáo trình nhằm cung cấp cho học sinh những kiến thức về:

- Các quá trình nhiệt động cơ bản của môi chất nói chung và của không khí ẩm nói riêng.
- Các chu trình cơ bản ứng dụng trong máy lạnh và điều hòa không khí.
- Các phương pháp tính toán truyền nhiệt của thiết bị.

Về nội dung, giáo trình đã chọn lọc các kiến thức cơ bản cần thiết, mà những người làm công tác về lạnh cần phải biết. Đồng thời giáo trình còn đề cập đến một số kiến thức về tính toán cách nhiệt để làm cơ sở cho người học có thể mau chóng làm quen với ngành máy lạnh và điều hòa không khí. Do vậy giáo trình không chỉ để cho học sinh học tập mà còn là tài liệu tham khảo bổ ích cho những ai quan tâm đến các ứng dụng của kỹ thuật nhiệt.

Tuy nhiên do điều kiện thời gian có hạn, cuốn sách không tránh khỏi thiếu sót, chúng tôi rất mong nhận được ý kiến đóng góp quý báu của độc giả.

Chúng tôi xin gửi lời cảm ơn PGS. TS. Bùi Hải, TS. Hà Mạnh Thư, giảng viên Trường đại học Bách khoa Hà Nội, TS. Nguyễn Duy Tiến, giảng viên Trường đại học Giao thông vận tải, KS. Trần Hữu Thiết, giảng viên Trường Cán bộ thương mại trung ương, đã đóng góp ý kiến để hoàn thiện nội dung giáo trình.

TÁC GIẢ

Bài mở đầu

ĐỐI TƯỢNG, NỘI DUNG VÀ PHƯƠNG PHÁP NGHIÊN CỨU MÔN HỌC

1. Đối tượng của môn học

Kỹ thuật nhiệt là môn khoa học nghiên cứu những quy luật thay đổi trạng thái của môi chất cũng như các quy luật truyền nhiệt truyền chất của chúng khi chúng tiếp xúc trực tiếp với nhau hoặc gián tiếp thông qua một vật trung gian là các vách truyền nhiệt. đồng thời nghiên cứu ứng dụng các quy luật đó vào các lĩnh vực của đời sống, sản xuất nói chung và ngành máy lạnh nói riêng.

2. Nội dung của môn học

Về nội dung, giáo trình chỉ trình bày những kiến thức cơ bản nhất về nhiệt động học và truyền nhiệt của các môi chất, làm cơ sở cho học sinh dễ dàng tiếp thu được các môn học chuyên ngành khác được bố trí kế tiếp sau. Ngoài ra giáo trình còn là tài liệu tham khảo bổ ích cho những ai quan tâm ứng dụng kỹ thuật nhiệt vào trong các ngành kỹ thuật.

Giáo trình được bố trí thành 2 phần và 5 chương:

Phần I: Nhiệt động kỹ thuật

Chương 1: Những khái niệm cơ bản và các quá trình nhiệt cơ bản của môi chất.

Chương 2: Không khí ẩm và chu trình ngược chiều

Phần II: Truyền nhiệt

Chương 3: Dẫn nhiệt

Chương 4: Trao đổi nhiệt đối lưu và bức xạ

Chương 5: Truyền nhiệt và thiết bị trao đổi nhiệt, cách nhiệt

3. Phương pháp nghiên cứu môn học

Cũng như các môn học cơ sở kỹ thuật khác, việc nghiên cứu môn học “Kỹ thuật nhiệt” là sự kết hợp chặt chẽ giữa sự phân tích lý thuyết với các kết quả thực nghiệm.

Kiến thức về kỹ thuật nhiệt rất cần thiết cho người cán bộ kỹ thuật ở nhiều ngành sản xuất khác nhau là cơ sở để giải quyết những vấn đề có liên quan đến các quá trình truyền nhiệt truyền chất. Vì vậy đây là môn học lý thuyết cơ sở bắt buộc đối với các học sinh theo học ngành Máy lạnh và ĐHKK. Để có thể nắm bắt được các nội dung của môn học, học sinh cần phải có các kiến thức về các môn học cơ bản như: Vật lý, Toán học, Hóa học... Đồng thời trong quá trình học tập, sau khi học lý thuyết học sinh cần phải tìm hiểu kỹ các thiết bị thực nghiệm đã có sẵn trong các phòng thực hành. Trên cơ sở như vậy người học mới có điều kiện để so sánh hai chiều giữa kiến thức thực tế và kiến thức lý thuyết. Nhằm hiểu biết sâu hơn các kiến thức cần lĩnh hội, ngoài kiến thức được nêu ra trong giáo trình, người học cần phải thường xuyên cập nhật các thông tin mới htoong qua các giáo trình tham khảo và các tài liệu khác. Các kiến thức trình bày trong giáo trình, mặc dù chỉ là các kiến thức cơ bản, song để có thể lĩnh hội được nhanh chóng, thì người học cần phải tuân thủ theo kết cấu của giáo trình và cần có sự hướng dẫn của các giáo viên chuyên ngành.

Tóm lại, để có thể học tập tốt môn học, người học cần phải xác định rõ mục đích và yêu cầu của môn học. Luôn luôn kết hợp chặt chẽ giữa kiến thức lý thuyết với các kiến thức thực tế. Đồng thời phải tích cực ôn luyện theo sự hướng dẫn của các giáo viên. Đặc biệt cần ghi nhớ các kết luận rút ra từ các bài tập hoặc từ các kết quả thu được trong quá trình làm thực nghiệm trên các thiết bị thí nghiệm hoặc trên các mô hình.

Phần I

NHIỆT ĐỘNG KỸ THUẬT

Chương 1

NHỮNG KHÁI NIỆM CƠ BẢN VÀ CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT CƠ BẢN CỦA MÔI CHẤT

Mục tiêu:

Hiểu được định nghĩa của các thông số trạng thái, các phương pháp tính toán nhiệt và công của môi chất, các quá trình cơ bản của khí lý tưởng và khí thực.

Nội dung tóm tắt:

- Sự thay đổi trạng thái và chuyển pha của đơn chất
- Thông số trạng thái của môi chất
- Phương trình trạng thái của môi chất
- Nhiệt, công và các phương pháp xác định
- Định luật nhiệt động thứ nhất
- Các quá trình cơ bản của khí lý tưởng
- Các quá trình cơ bản của khí thực
- Tính nhiệt lượng và công của khí thực
- Quá trình tiết lưu

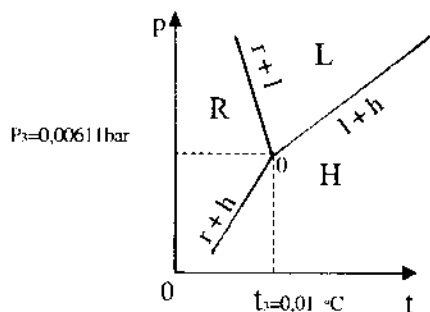
I. SỰ THAY ĐỔI TRẠNG THÁI VÀ CHUYỂN PHA CỦA ĐƠN CHẤT

1. Các kết quả thực nghiệm

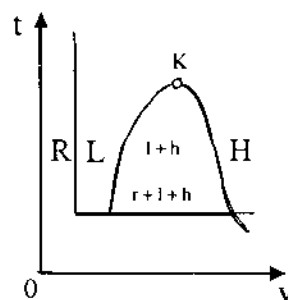
Từ thực nghiệm cho thấy tất cả các môi chất đơn như: nước(H_2O), thủy ngân(Hg), amoniac(NH_3), freon₁₂(CCl_2F_2) hoặc cacbon(C)v.v..., khi cấp nhiệt hoặc thải nhiệt đều có sự thay đổi trạng thái và sự chuyển pha ở các áp suất và nhiệt độ khác nhau. Lấy 1 kg nước ở 1 bar và $20^{\circ}C$, cấp nhiệt cho nó, ta quan sát thấy nhiệt độ tăng từ $20^{\circ}C$ đến $99,64^{\circ}C$ thì một bộ phận nước bắt đầu hoá hơi, nhiệt độ $99,64^{\circ}C$ giữ không đổi cho tới khi giọt nước cuối cùng biến thành hơi. Sau đó, nếu tiếp tục cấp nhiệt thì nhiệt độ tiếp tục tăng mãi. Thể tích riêng của nước bắt đầu từ $0,0010018 \text{ m}^3/\text{kg}$ tăng lên đến $0,001032 \text{ m}^3/\text{kg}$ khi bắt đầu hoá hơi, và khi vừa bắt đầu hoá hơi hết thì thể tích riêng bằng $1,649 \text{ m}^3/\text{kg}$ (tăng khoảng 1600 lần) và khi nhiệt độ lên 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, 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. Cấp nhiệt cho đá ở nhiệt độ thấp ví 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 ở $0^{\circ}C$ không đổi cho đến khi đá tan hoàn toàn, sau đó tiếp tục tăng lên và trở lại bằng $20^{\circ}C$ ban đầu. Làm lại thí nghiệm trên ở các áp suất khác nhau và biểu diễn trên đồ thị p-t (Hình 1-1) và t-v (Hình 1 - 2) ta thấy:



Hình 1 - 1



Hình 1 - 2

Hình 1-1 và Hình 1-2: Đồ thị biểu diễn thay đổi trạng thái pha của đơn chất.

a. Khi áp suất p nằm trong phạm vi áp suất điểm ba pha (đối với nước bằng 0,00611 bar, tương ứng $t_3 = 0,01^\circ\text{C}$) và áp suất tới hạn p_k (đối với nước $p_k = 221,3$ bar, tương ứng $T_k = 374,152^\circ\text{C}$) nghĩa là:

- $p_k > p > p_3$, thì quá trình xảy ra giống nhau về mặt định tính, nhưng khác nhau về mặt định lượng.

- Ở áp suất p_3 , nhiệt độ đông đặc bằng nhiệt độ hoá hơi, áp suất càng tăng thì nhiệt độ đông đặc thường giảm xuống (Đường O - L trên đồ thị p - t) và nhiệt độ hoá 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 không còn khác nhau nữa (Hình 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 sang pha hơi không có ranh giới rõ ràng, không có giai đoạn pha lỏng và pha hơi cùng tồn tại.

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, ở trạng thái p_3 và T_3 , thì cả ba pha có thể cùng tồn tại.

Làm thí nghiệm trên với các môi chất đơn khác nhau, về định tính chúng đều giống nhau, về định lượng có khác nhau, kết quả cho trong bảng 1-1.

Bảng 1-1. Trạng thái ba pha và trạng thái tới hạn

Môi chất	Điểm 3 pha		Điểm tới hạn	
	$t_3(^{\circ}\text{C})$	$P_3(\text{kpa})$	$t_k(^{\circ}\text{C})$	$P_k(\text{bar})$
Thuỷ ngân(Hg)			1490	1510
Nước (H_2O)	0,01	0,6113	374,15	221,29
Amoniac(NH_3)	- 77,4	167	132,3	112,8
Cacbonic(CO_2)	- 56,5	518	31,04	74,12
Oxy(O_2)	- 219	0,15	- 118,35	50,8
Hydro(H_2)	- 259	7,194	- 239,85	13

2. Một số khái niệm và định nghĩa

2.1. Nóng chảy và đông đặc

- Nóng chảy là quá trình chuyển từ pha rắn sang pha lỏng.
- Đông đặc là quá trình chuyển từ pha lỏng sang pha rắn.
- Khi nóng chảy, môi chất nhận nhiệt.
- Khi đông đặc, môi chất nhả nhiệt.

Hai nhiệt lượng trên có chỉ số bằng nhau, gọi là nhiệt ẩn nóng chảy và nhiệt ẩn đông đặc, đối với nước ở áp suất khí quyển, bằng 333,37 KJ/Kg.

2.2. Hoá hơi và ngưng tụ

- Hoá hơi là quá trình chuyển từ pha lỏng sang pha hơi.
- Ngưng tụ là quá trình chuyển từ pha hơi sang pha lỏng.
- Khi hoá hơi môi chất nhận nhiệt.
- Khi đông đặc môi chất nhả nhiệt.

Hai nhiệt lượng trên có trị số bằng nhau, gọi là nhiệt ẩn hoá hơi và 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 hoá hơi bằng 2258 KJ/Kg. Tùy theo điều kiện khác nhau, quá trình hoá hơi được chia thành quá trình bay hơi và quá trình sôi. Quá trình bay hơi chỉ tiến hành trên bề mặt thoáng, quá trình sôi tiến hành trong cả khối chất lỏng. Nhiệt độ mà môi chất tiến hành quá trình hoá hơi hoặc ngưng tụ gọi là nhiệt độ bão hoà (hoặc nhiệt độ sôi hay nhiệt độ ngưng tụ), nhiệt độ bão hoà phụ thuộc vào áp suất, nước ở áp suất khí quyển có nhiệt độ bão hoà (sôi) xấp xỉ 100°C, ở áp suất 0,01 bar bằng 6,92°C, ở áp suất 200 bar là 365,7°C.

2.3. 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 có trị số bằng nhau, gọi là nhiệt ẩn thăng hoa hoặc nhiệt ẩn ngưng kết. Ở áp suất khí quyển, nhiệt ẩn thăng hoa của nước bằng 2828,18 KJ/Kg.

Chú ý:

Tùy điều kiện hình thành khác nhau, pha rắn của môi chất có thể tồn tại ở nhiều dạng khác nhau: Nước (H_2O) có 6 dạng; Cacbon (C) có hai dạng: Graphit và kim cương; Bismut có 8 dạng vv...,

2.4. Một số định nghĩa khác

- Nước chưa sôi là chất lỏng có nhiệt độ nhỏ hơn nhiệt độ sôi (so sánh cùng áp suất).

- Nước sôi (nước bão hoà) là chất lỏng có nhiệt độ bằng nhiệt độ sôi.

- Hơi bão hoà khô là hơi có nhiệt độ bằng nhiệt độ sôi.

- Hơi bão hoà ẩm là hỗn hợp giữa hơi bão hoà khô và nước bão hoà (nước sôi). Tỷ số giữa khối lượng hơi bão hoà khô và hơi bão hoà ẩm gọi là độ khô, ký hiệu là x .

Tỷ số giữa khối lượng nước sôi với hơi bão hoà ẩm gọi là độ ẩm của hơi bão hoà ẩm, ký hiệu là y .

Ta có $y = 1 - x$

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

Khí lý tưởng và khí thực:

Mọi khí trong tự nhiên đều là khí thực, khí thực gồm các phân tử chuyển động hỗn loạn, giữa chúng có lực tác dụng tương hỗ và chúng có thể tích bản thân nhất định.

Khí lý tưởng là khí chỉ gồm các phân tử chuyển động mà không có lực tác dụng và không có thể tích bản thân.

Trong thực tế chỉ có khí thực, không có khí lý tưởng. Với bất kỳ môi chất nào, khi 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 lý tưởng. Ở điều kiện áp suất và nhiệt độ thông thường, các khí như O_2 , N_2 , SO_2 , CO_2 , không khí... có thể xem là khí lý tưởng, hơi nước trong sản phẩm cháy hoặc trong không khí cũng xem là khí lý tưởng vì phân áp suất của nó rất nhỏ.

II. THÔNG SỐ TRẠNG THÁI CỦA MÔI CHẤT

Ở một trạng thái và thời điểm xác định của môi chất, có những đại lượng 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 trạng thái chỉ phụ thuộc vào trạng thái đầu và trạng thái cuối của quá trình mà không phụ thuộc vào đường đi. Khi môi chất ở trạng

thái cân bằng (về cơ và về nhiệt có 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 kỹ thuật chỉ nghiên cứu những trạng thái cân bằng.

Thông số trạng thái có nhiều loại, có thông số có thể đo trực tiếp được, có thông số không đo được trực tiếp, có những thông số độc lập với nhau nhưng cũng có những thông số phụ thuộc vào nhau.

Trong nhiệt kỹ thuật có thể dùng ba thông số có thể đo được trực tiếp gọi là ba thông số cơ bản: nhiệt độ, áp suất, thể tích riêng hoặc khối lượng riêng. Ngoài ra còn các thông số trạng thái khác như: nội năng, entanpi, entropi, execgi...

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 đo được trực tiếp 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 dùng thang nhiệt độ Fahrenheit $^{\circ}\text{F}$ và nhiệt độ Rankin $^{\circ}\text{R}$ vv...

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 khí quyển ở tiêu chuẩn vật lý.

Nhưng thông số bách phân ký hiệu t , $^{\circ}\text{C}$: Nước đá tan ở 0°C , nước sôi ở nhiệt độ 100°C . Nhiệt độ Kelvin (ký hiệu T, K).

Độ lớn của 1°C bằng 1°K , 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 1°K .

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 bằng 0°C , thang nhiệt độ Kelvin lấy bằng 273K (K người ta ký hiệu là K), thang nhiệt độ Fahrenheit lấy bằng 32°F và thang nhiệt độ Rankin lấy bằng 462°R .

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

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

Hay: $T = t + 273^{\circ}\text{C}$; $t = T - 273$. (1-2)

Ví dụ: $t = 30^{\circ}\text{C}$ ứng với 303K , 86°F và $544,7^{\circ}\text{R}$.

2. Áp suất tuyệt đối

Áp suất là áp lực của môi chất tác dụng thẳng góc lên một đơn vị bề mặt tiếp xúc, ký hiệu là p .

Đơn vị đo áp suất cơ bản của hệ thống SI là N/m^2 (N/m^2 gọi là Pascal, ký hiệu Pa) và bội số của chúng như:

KiloPascal: $1 \text{ kPa} = 10^3 \text{ Pa}$

Bar: $1 \text{ bar} = 10^5 \text{ Pa}$

MegaPascal: $1 \text{ MPa} = 10^6 \text{ Pa}$

Đơn vị đo áp suất cũ là at: $1 \text{ at} = 0,98 \text{ bar}$.

Người ta còn dùng chiều cao cột chất lỏng làm đơn vị đo áp suất: mmHg (còn gọi là Toricelli: Tor), mmH_2O , ở một số nước còn dùng đơn vị là Poundal/ft² (Lbf/ft²).

Quan hệ giữa các đơn vị thường gặp: $1 \text{ bar} = 10^5 \text{ Pa} = 760 \text{ mmHg}$.

$1 \text{ at} = 0,98 \text{ bar} \approx 10.000 \text{ mmH}_2\text{O}$.

Ví dụ: Áp suất $p = 400 \text{ mmHg} = (400/760) \text{ bar} = (400/760) \times 10^5 \text{ Pa}$.

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

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

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

Đối với trường hợp áp suất thực nhỏ hơn áp suất khí quyển, 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 quyển, áp suất dư (thừa) và độ chân không.

Cần chú ý là quy đổi $1 \text{ bar} = 760 \text{ mmHg}$ là ở 0°C , nếu ở nhiệt độ khác 0°C . Khi đó theo chiều cao cột thủy ngân Hg, cần quy về chiều cao ở 0°C theo công thức:

$$H_0 = H_t(1 - 0,00172t) \quad (1-4)$$

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

3. Thể tích riêng và khối lượng riêng

Thể tích riêng ký hiệu (v):

$$v = \frac{V}{G}; (\text{m}^3/\text{kg}). \quad (1 - 5)$$

Trong đó: V - thể tích, m^3

G - khối lượng, kg

Khối lượng riêng (ρ):

$$\rho = \frac{G}{V} (\text{kg}/\text{m}^3).$$

$$\rho = \frac{1}{v} (\text{kg}/\text{m}^3).$$

4. Nội năng

Nội năng (ở đây chỉ xét nội nhiệt năng) là tổng của nội động năng, tức động năng của các phân tử chuyển động, và nội thế năng tức trọng trường lực tương tác trong 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 năng chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ, do đó nội năng của khí lý tưởng cũng chỉ là hàm đơn trị của nhiệt độ.

Đối với 1kg môi chất, nội năng có ký hiệu u , với Gkg có $U = G.u$. Đơn vị của nội năng cũng giống như các dạng năng lượng khác, ở hệ thống SI đơn vị cơ bản là J. Bội số: $1\text{kJ} = 10^3\text{J}$; $1\text{MJ} = 10^3\text{kJ}$; $1\text{kwh} = 3600\text{kJ}$. Hoặc các đơn vị khác như kcal Ở một số nước còn dùng đơn vị khác như BTU (British Thermal Unit) và CHU (Centigrado Heat Unit).

Quan hệ giữa các đơn vị đó là:

$$1 \text{ kcal} = 4,18 \text{ kJ}$$

$$1\text{kJ} = 0,239\text{kcal} = 277,78.10^6\text{kwh} =$$

$$= 0,948\text{BTU} = 0,527 \text{ CHU} \quad (1 - 6)$$

Trong nhiệt kỹ thuật thường chỉ cần tính lượng biến đổi nội năng Δu , do đó không phụ thuộc vào việc chọn gốc tại đó có nội năng $u = 0$, thường lấy gốc ở 0°C .

5. Entanpi

Trong khi tính toán và phân tích về nhiệt thường gặp biểu thức $(u+pV)$ để đơn giản ta ký hiệu bằng “i” hoặc “h” và gọi là entanpi.

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

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

Vì u, p, v đều là thông số trạng thái, nên i cũng là thông số trạng thái. Đối với khí lý tưởng, u và pv chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ nên i của khí lý tưởng là hàm số đơn trị của nhiệt độ. Đơn vị của i cũng như u và thường chỉ cần tính Δi nên có thể chỉ cần chọn một trạng thái thích hợp nào đó làm mốc coi bằng không giống như Δu . Đối với các môi chất lạnh như Amoniac, Freon-12 chọn entanpi của môi chất lỏng bão hoà ở -40°C bằng 0.

6. Entropi

Entropi là một thông số trạng thái, ký hiệu là “s”, có vi phân bằng

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

Trong đó: dq - là đương lượng nhiệt vô cùng nhỏ trao đổi với môi trường khi nhiệt độ môi chất bằng T(K).

Entropi không trực tiếp đo được. Trong tính toán chỉ cần tính Δs , có thể chọn trạng thái mốc ở đó coi bằng không bất kỳ, thường lấy cùng mốc để tính u và i. Đơn vị của s trong hệ SI thường dùng là kJ/kgK.

III. 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. Quan hệ giữa các thông số trạng thái của khí lý tưởng và khí thực, sẽ được trình bày sau đây:

1. Phương trình trạng thái của khí lý tưởng

Phương trình trạng thái là phương trình liên hệ giữa các thông số trạng thái cơ bản với nhau. Đối với một đơn chất ở pha khí là phương trình liên hệ 3 thông số độc lập thường là ba thông số cơ bản p, v, T như phương trình (1 - 9), (1 - 10) và (1-11).

Phương trình trạng thái có thể xác định bằng thực nghiệm hoặc bằng lý thuyết. Cho đến nay chỉ mới có phương trình xác định xây dựng hoàn toàn

bằng lý thuyết cho khí lý tưởng, từ lý thuyết động học phân tử hoặc bằng thực nghiệm trên cơ sở các định luật Boyle - Mariotte (Bôi - Mariôt), Gay-Luy xác và Avogadro (Avôgadrô).

Đối với 1Kg khí lý tưởng ta có:

$$pv = RT \quad (1-9)$$

Với Gkg khí lý tưởng:

$$pV = GRT \quad (1-10)$$

Với 1Kmol (μ Kg) khí lý tưởng có:

$$pV_{\mu} = R_{\mu} T \quad (1-11)$$

Ở đây:

p - Áp suất tuyệt đối, đơn vị thường dùng N/m².

T - Nhiệt độ tuyệt đối (K).

v - Thể tích riêng (m³/Kg)

G - Khối lượng của môi chất (Kg).

V - Thể tích của môi chất (m³).

μ - Kilômol (là lượng vật chất tính bằng kg có giá trị bằng phân tử lượng)

V_{μ} - Thể tích của 1 kilomol môi chất, thay đổi theo trạng thái, ở điều kiện tiêu chuẩn (p = 760 mmHg và t = 0°C), tất cả khí lý tưởng đều có thể tích bằng 22,4 m³, nghĩa là $V_{\mu} = 22,4 \text{ (m}^3_{\text{TC}}/\text{kmol)}$.

R_{μ} - Hằng số phổ biến của môi chất, tất cả khí lý tưởng đều có.

$R_{\mu} = 8314 \text{ J/kmol.K}$.

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

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

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

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

2.1. Các 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 biểu thị theo khối lượng, thể tích hoặc số Kilomol

2.1.1. Thành phần khối lượng của một chất khí

Là tỉ số giữa khối lượng của khí thành phần với tổng khối lượng của hỗn hợp:

$$g_i = \frac{G_i}{G_1 + G_2 + \dots + G_n} = \frac{G_i}{\sum_{i=1}^n G_i} = \frac{G_i}{G} \quad (1-12)$$

2.1.2. Thành phần thể tích và thành phần kilômol

Ta chứng minh được giá trị thành phần thể tích bằng thành phần kilômol.

Ta có:
$$r_i = \frac{V_i}{V} = \frac{M_i}{M} \quad (1-13a)$$

Trong đó:

V_i - Phần thể tích của chất khí thành phần là thể tích có được khi tách riêng khí đó mà vẫn giữ áp suất và nhiệt độ như của hỗn hợp.

$V = \sum_{i=1}^n V_i$ - Thể tích của hỗn hợp;

M_i : Số Kilomol của chất khí thứ i ;

$M = \sum_{i=1}^n M_i$ - Tổng số kilômol của các chất khí trong hỗn hợp;

Ta chứng minh được đối với khí lý tưởng;

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

p_i - Phân áp suất của các chất khí thành phần thứ i .

p - Áp suất của hỗn hợp.

Theo định luật Dalton (Đantôn) thì trong một hỗn hợp khí lý tưởng không có phản ứng hoá học với nhau thì áp suất của hỗn hợp bằng tổng phân áp suất của tất cả các chất khí thành phần.

Nghĩa là:

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

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

Kilômol của hỗn hợp μ được xác định theo công thức:

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

hoặc
$$\mu = \frac{1}{\sum_{i=1}^n g_i / \mu_i} \quad (1-16)$$

- Hằng số chất khí của hỗn hợp được xác định theo:

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

- Khi biết thành phần thể tích r_i :

$$\mu = \sum \mu_i r_i$$

- Khi biết thành phần khối lượng g_i ta cũng có thể tính theo:

$$R = \sum g_i R_i \quad (1-17)$$

Ghi chú:

Có thể viết phương trình trạng thái riêng cho một chất khí thành phần theo các trường hợp sau:

Khi khí còn ở trạng thái hỗn hợp có áp suất p_i , thể tích V , nhiệt độ T :

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

Hoặc tách ra khỏi hỗn hợp với V_i , áp suất p , nhiệt độ T :

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

3. Phương trình trạng thái khí thực

Cho tới nay chưa tìm được phương trình trạng thái đúng cho mọi khí thực ở mọi giá trị p và t . Người ta chỉ tìm được bằng thực nghiệm và bằng lý thuyết phương trình trạng thái của từng khí thực, ví dụ H_2O , NH_3 ... Nhưng dạng của chúng rất phức tạp không tiện để cho tính toán. Vì vậy người ta đã tính sẵn và lập ra bảng số và đồ thị của các khí thực (H_2O , NH_3 ...) để thuận tiện cho sử dụng.

4. Một số đồ thị dùng cho khí thực

4.1. Đồ thị

- Theo định luật pha, đối với môi chất đơn, một pha thì số thông số tối thiểu cần thiết để xác định một trạng thái là 2 thông số. Vì vậy, ta có thể dùng trục tọa độ do hai thông số độc lập tạo thành để xác định trạng thái của môi chất. Thường dùng đồ thị p-v, T-s, i-s hoặc lgp-i.vv... để biểu diễn hoặc tính toán trong kỹ thuật nhiệt. Trên các đồ thị đó, khi xác định được một trạng thái nhờ giao điểm của hai đường của hai thông số đã cho, ta có thể xác định tất cả các thông số còn lại như p, t, v, i, vv.... Đồ thị lgp-i của môi chất NH₃, R12 cho ở bảng phần phụ lục.

4.2. Các bảng số

- Bảng hơi bão hoà:

Bảng 3: Nước và hơi nước bão hòa theo nhiệt độ.

Bảng 4: Nước và hơi nước bão hòa theo áp suất.

- Dùng bảng bão hoà chỉ cần biết một thông số là có thể xác định được trạng thái (vì ta đã biết trước một thông số là độ khô: x = chất lỏng sôi; x = 1 hơi khô), thường cho theo áp suất p hoặc nhiệt độ t.

Trong cả hai bảng thông số của chất lỏng bão hoà được ký hiệu v', i', s' và của hơi bão hoà khô được ký hiệu v'', i'', s'' (đối với nước xem ở bảng 3 và bảng 4 phần Phụ lục). Trong bảng tra theo p thì cho nhiệt độ bão hoà tương ứng và ngược lại trong bảng tra theo t thì có áp suất bão hoà tương ứng.

Giá trị nội năng không có trong bảng mà phải xác định theo:

$$i = u + p.v$$

$$u = i - p.v$$

Đối với hơi bão hoà ẩm, vẫn dùng bảng bão hoà nhưng phải biết thêm một thông số nữa, thường là độ khô x và lúc đó các thông số của hơi bão hoà ẩm tính theo:

$$i_x = xi'' + (1-x)i' = i' + x(i'' - i') \quad (1-19)$$

$$v_x = v' + x(v'' - v')$$

$$s_x = s' + x(s'' - s')$$

Từ đẳng thức ngược lại có thể tìm độ khô ví dụ:

$$x = \frac{i_x - i'}{i'' - i'} \quad (1-20)$$

Bảng 5 nước chưa sôi và hơi quá nhiệt, cho theo hai thông số độc lập p và t , trong bảng chỉ cho giá trị v , i , s của chất lỏng chưa sôi và hơi quá nhiệt.

Trong bảng cũng không có nội năng u nên phải tính theo i , p , v như trên.

IV. NHIỆT, CÔNG VÀ CÁC PHƯƠNG PHÁP XÁC ĐỊNH

1. Nhiệt lượng và các phương pháp tính

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:

$$C = \frac{dq}{dt} \quad (1-21)$$

Ở đây: C - Nhiệt dung riêng của môi chất trong quá trình đó.

1.1.1. Nhiệt dung riêng của môi chất (C)

Là lượng nhiệt cần thiết để đưa nhiệt độ của một đơn vị đo lường vật chất môi chất tăng lên một độ (độ $^{\circ}\text{C}$ hay nhiệt độ K) theo một quá trình nào đó.

Theo đơn vị đo lường lượng vật chất môi chất ta chia ra: nhiệt dung riêng khối lượng lượng môi chất đo bằng kg và nhiệt dung riêng kilômol lượng môi chất đo bằng kmol .

Theo đặc điểm của quá trình, có thể chia ra thành nhiều loại, nhưng thường dùng hai loại:

Nhiệt dung riêng đẳng tích và nhiệt dung riêng đẳng áp. Trong nhiệt kỹ thuật, thường gặp các loại nhiệt dung riêng sau:

Nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp $C_{p\mu} (\text{kJ/kg.K})$, nhiệt dung riêng kmol đẳng áp $C_{\mu p} (\text{kJ/kmol.K})$. Ta cũng gặp nhiệt dung riêng khối lượng đẳng tích $C_v (\text{kJ/kg.K})$ và nhiệt dung kilômol đẳng tích $C_{\mu v} (\text{kJ/kmol.K})$.

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

$$C_p = \frac{C_{\mu p}}{\mu} \quad (1-22a)$$

$$C_v = \frac{C_{\mu v}}{\mu} \quad (1-22b)$$

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

$$\begin{aligned} C_p &= kC_v \\ C_p - C_v &= R \end{aligned} \quad (1-23)$$

- k Được gọi là số mũ đoạn nhiệt.

Đối với khí lý tưởng k là hằng số, phụ thuộc vào số nguyên tử tạo thành phân tử:

+ Khí 2 nguyên tử O_2, N_2 , không khí...: $k = 1,4$

+ Khí 3 nguyên tử CO_2, SO_2 ...: $k = 1,3$

Bảng 1-2. Nhiệt dung riêng của khí lý tưởng

Loại khí	k	$C_{\mu v}$ (kJ/kmol.K)	$C_{\mu p}$ (kJ/kmol.K)
Khí hai nguyên tử	1,40	20,3	29,3
Khí ba nguyên tử	1,30	29,3	37,7

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

Khí coi chất khí đó là khí lý tưởng (O_2, N_2, CO_2, SO_2 , không khí, khói...) nhiệt dung riêng được tính theo bảng 1-2.

Khí yêu cầu về độ chính xác cao hơn tức là coi khí đó là khí thực, lúc này nhiệt dung riêng phụ thuộc vào nhiệt độ, nghĩa là ở nhiệt độ khác nhau chúng ta có giá trị khác nhau.

1.1.2. Tính nhiệt lượng theo nhiệt dung riêng:

Dựa vào công thức (1-21) ta có:

$$dq = C.dt \quad (1-24)$$

Khí coi:

$C = \text{const}$ (khí lý tưởng, chất lỏng) sau khi tích phân ta có:

$$q = C(t_2 - t_1)$$

$$Q = G.C(t_2 - t_1)$$

Với khí lý tưởng khi $p = \text{const}$:

$$Q_p = G.C_p(t_2 - t_1)$$

Với khí $v = \text{const}$: $Q_v = G.C_v(t_2 - t_1)$

Với chất lỏng chịu nén (nước,...).

Nhiệt dung riêng đẳng tích, đẳng áp như nhau $C_p = C_v = C$ nên nhiệt:

$$Q = G.C(t_2 - t_1) \quad (1-25)$$

Trong các công thức trên nếu coi nhiệt độ phụ thuộc vào nhiệt độ thì C là nhiệt dung riêng trung bình.

Đối với một hỗn hợp khí, có thể tính nhiệt dung tương đương của hỗn hợp theo công thức sau:

$$C = \sum_{i=1}^n g_i C_i \text{ (kJ/kg.K)} \quad (1-26)$$

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:

$$q_{12} = \int_1^2 dq = \int_{s_1}^{s_2} T.ds \quad (1-27)$$

Muốn lấy được tích phân trên phải biết $T = f(s)$, điều này là rất khó. Cho nên nhiệt lượng tính theo entropi ở đây chỉ tính cho hai trường hợp:

a. Nếu $T = \text{const}$ (quá trình đẳng nhiệt).

$$q_{12} = T(s_2 - s_1).$$

$$Q_{12} = GT(s_2 - s_1).$$

b. Nếu $s = \text{const}$ (quá trình đoạn nhiệt)

$$q_{12} = 0$$

$$Q_{12} = 0$$

2. Các loại công của môi chất

2.1. Công giãn nở

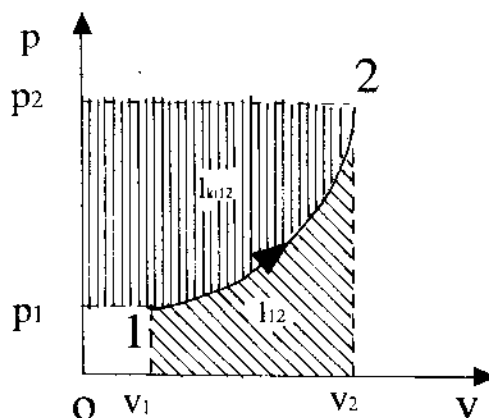
Công giãn nở là công do môi chất thực hiện khi có sự thay đổi về thể tích. Đối với 1 kg môi chất, khi thể tích của nó thay đổi dv , thì công giãn nở bằng:

$$dl = p dv \quad (1-28)$$

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

$$l_{12} = \int_{v_1}^{v_2} p dv \quad (1-29)$$

Từ (1-29) ta thấy có thể tính l_{12} khi thay p bằng hàm số của v rồi lấy tích phân hoặc biểu thị bằng diện tích $12v_2v_1$ trên đồ thị $p - v$ (Hình 1-3)



Hình 1-3. Đồ thị biểu diễn công giãn nở và công kỹ thuật của môi chất

Ghi chú:

- Công giãn nở không phải là thông số trạng thái mà là hàm số quá trình.
- dv và dl luôn luôn cùng dấu, nghĩa là dv dương, thể tích tăng thì công giãn nở dương, quy định là công do môi chất sinh ra (thực hiện).
- Khi giãn nở, thể tích tăng còn áp suất thì có thể tăng, giảm hoặc không đổi.
- Công giãn nở chính là công ngoài mà ta thử được hoặc đem vào cho hệ kín.

2.2. Công kỹ thuật

Là công do môi chất thực hiện khi có sự thay đổi về áp suất được xác định:

$$dl_{kt} = -vdp \rightarrow l_{kt12} = \int_1^2 dl_{kt} = \int_{p_1}^{p_2} -vdp \quad (1-30)$$

Có hàm số v đối với p , thay vào, lấy tích phân sẽ tính được công kỹ thuật. Công kỹ thuật cũng có thể biểu diễn bằng diện tích $12p_2p_1$ trên đồ thị $p-v$ (Hình 1-3).

Ghi chú:

- dl_{kt} luôn ngược với dp nghĩa là dp âm, áp suất giảm thì công kỹ thuật dương, môi chất thực hiện công (sinh công), ngược lại áp suất tăng thì môi chất nhiều công, công kỹ thuật có dấu âm.

- Công kỹ thuật là diện tích hình p_112p_2 (hình 1-3).

c. Công kỹ thuật chính là công ngoài mà ta thu được hay đem vào trong hệ hở (khi bỏ qua biến đổi động năng và thế năng).

V. ĐỊNH LUẬT NHIỆT ĐỘNG THỨ NHẤT

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

Đây là một trong những định luật nhiệt động cơ bản nhất, thực chất đó là định luật bảo toàn và chuyển hoá năng lượng ứng dụng trong phạm vi nhiệt, có thể phát biểu như sau: “ Nhiệt có thể biến thành công và ngược lại công có thể biến thành nhiệt”.

2. Biểu thức của định luật nhiệt thứ nhất

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

$$dq = du + dl \quad (1-31)$$

$$dq = du + p dv \quad (1-32)$$

Hoặc: mặt khác ta có $i = u + p v \rightarrow u = i - p v$

Thay vào (1 - 33b) ta có:

$$du = di - d(pv) = di - p dv - v dp \quad (1-33)$$

$$dq = di - v dp \quad (1-34a)$$

$$dq = di + dl_{kl} \quad (1-34b)$$

Các phương trình (1-33a) và (1-34ab) có thể dùng được cho cả hệ thống kín lẫn hệ thống hở, cả khí thực lẫn khí lý tưởng.

Chỉ riêng đối với khí lý tưởng, do có thể chứng minh được $du = c_v dT$ và $di = C_p dT$, nên định luật nhiệt thứ nhất có thể biểu thị:

$$dq = c_v dT + p dv \quad (1-35a)$$

$$\text{hoặc} \quad dq = c_p dT - v dp \quad (1-35b)$$

Thử lại có hai cách biểu thị phương trình định luật nhiệt thứ nhất đúng cho mọi quá trình của khí lý tưởng và khí thực.

* Cách viết theo nội năng và công giãn nở:

$$dq = du + p dv \quad (1-35c)$$

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

$$Q = \Delta U + L_{12}$$

* Cách viết theo entanpi và công kỹ thuật:

$$dq = di - vdp \quad (1-35d)$$

$$q = \Delta i + l_{k12}$$

$$Q = \Delta I + L_{k12}$$

VI. CÁC QUÁ TRÌNH CƠ BẢN CỦA KHÍ LÝ TƯỜNG

1. Các điều kiện ban đầu

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

- Chỉ nghiên cứu một số quá trình cơ bản, thể hiện bằng một trong các điều kiện: Hoặc nhiệt dung riêng không thay đổi trong cả quá trình hoặc tỷ số

$\alpha = \Delta u/q$ 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.

2. Viết phương trình của quá trình và biểu diễn trên đồ thị

2.1. 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:

$$dq = C_p dt - vdp = C dt \quad (1-36a)$$

Hoặc $dq = C_v dt + pdv = C dt$

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

$$(C - C_p)dt = -vdp \quad (1-36b)$$

$$(C - C_v)dt = pdv$$

Chia vế theo vế ta được $\frac{C - C_p}{C - C_v} = -\frac{v}{p} \cdot \frac{dp}{dv} \quad (1-36c)$

Đặt $\frac{C - C_p}{C - C_v} = n$, và n là hằng số ($n = -\infty \div +\infty$); C_p và C_v là nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp, nhiệt dung riêng khối lượng đẳng tích. Với khí lý tưởng C_p và C_v là hằng số, từ (c) ta có:

$$\frac{dp}{p} + n \frac{dv}{v} = 0 \quad (1-36d)$$

Sau khi biến đổi ta được $pv^n = \text{const}$ (1-36e)

Ngoài ra với, $\frac{C - C_p}{C - C_v} = n$, ta suy ra biểu thức nhiệt dung riêng của quá

trình đa biến. $C = C_v \frac{n - k}{n - 1}$

Với $n = -\frac{v dp}{p dv} = \frac{dl_{kt}}{dl}$, ta suy ra $l_{kt12} = n l_{12}$

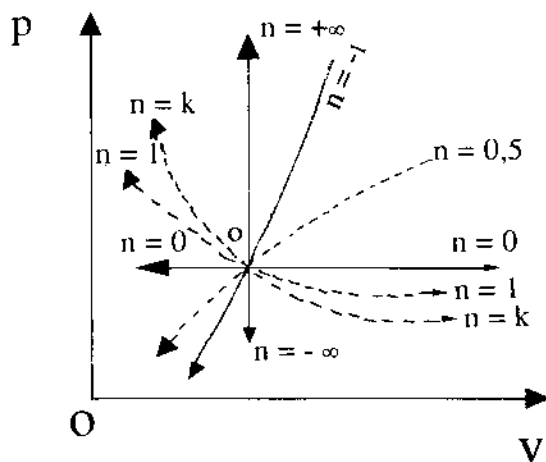
Phương trình (1-36e) là phương trình của quá trình đa biến, n là số mũ đa biến, Với $n = 0$ ta được $p = \text{const}$ gọi là phương trình quá trình đẳng áp, với $n = 1$ ta được $pv = \text{const}$ là phương trình quá trình đẳng nhiệt, với $n = k = c_p/c_v$ ta được $pv^k = \text{const}$ là phương trình quá trình đoạn nhiệt, với $n = \pm\infty$, ta được $v = \text{const}$ là phương trình quá trình đẳng tích.

2.2. Biểu diễn quá trình trên đồ thị p-v và T-s

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

$$\frac{dp}{dv} = \text{tg}\beta = -n \frac{p}{v} \quad (1-37)$$

-Với quá trình đẳng áp, $n = 0$, $\text{tg}\beta = 0$ ta được đường thẳng song song với trục hoành v (Hình 1- 4).



Hình 1-4. Đồ thị biểu diễn quá trình của khí thực trên đồ thị p - v

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

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

-Với quá trình đoạn nhiệt, $n = k = \frac{C_p}{C_v} > 1$, ta được một đường hypecbon có độ dốc lớn hơn độ dốc của đường đẳng nhiệt.

-Với quá trình đa biến bất kỳ, $n > 0$, các đường biểu diễn nằm trong khu vực II và IV, $n < 0$, các đường biểu diễn nằm trong khu vực I và III.

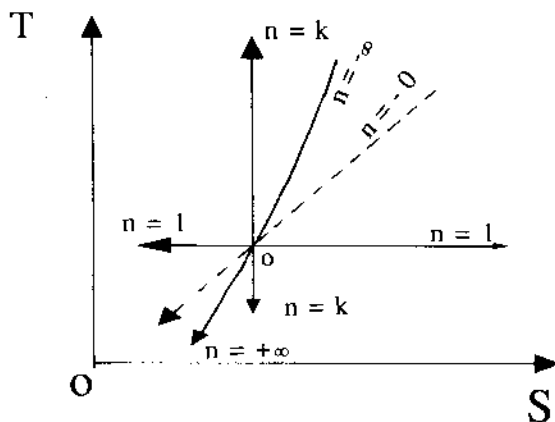
Trên đồ thị T-s ta tìm $\frac{dT}{dS}$ để xác định hệ số góc của đường biểu diễn.

Từ $dS = \frac{dq}{T} = \frac{CdT}{T}$ ta được $\frac{dT}{dS} = \frac{T}{C}$ thay

$$W = \frac{C - C_p}{C - C_v} \text{ và } k = \frac{C_p}{C_v},$$

Ta được
$$\frac{dT}{dS} = \frac{T}{C_v} \cdot \frac{n-1}{n-k} \quad (1-38)$$

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



Hình 1-5. Đồ thị biểu diễn các hằng số trạng thái.

-Với quá trình đoạn nhiệt, $n = k$ nên $\frac{dT}{dS} = \infty$, đường biểu diễn là một đường

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 $n = +\infty$, 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

$$\frac{T}{C_v} > \frac{T}{C_p}$$

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

$$\Delta S_v = R \ln \frac{V_2}{V_1} \text{ và } \Delta S_p = R \ln \frac{P_1}{P_2}$$

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

Từ phương trình đa biến ta có: $\frac{P_2}{P_1} = \left(\frac{V_1}{V_2} \right)^n$ (1-39a)

$$\text{Hoặc } \frac{V_1}{V_2} = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{1}{n}} \quad (1-39b)$$

Viết phương trình trạng thái: $P_2 V_2 = R T_2$ và $P_1 V_1 = R T_1$, rồi chia theo vế, ta

$$\text{được: } \frac{P_2 V_2}{P_1 V_1} = \frac{T_2}{T_1}$$

$$\text{Thay (1-39a) hoặc (1-39b) vào ta được: } \frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} = \left(\frac{V_1}{V_2} \right)^{n-1} \quad (1-39c)$$

- Với quá trình đẳng áp

$$n = 0 \text{ được } P_2 = P_1 \text{ và } \frac{T_2}{T_1} = \frac{V_2}{V_1} \quad (1-39d)$$

- Với quá trình đẳng tích.

$$n = \pm\infty, \text{ được } V_2 = V_1 \text{ và } \frac{T_2}{T_1} = \frac{P_2}{P_1} \quad (1-39e)$$

- Với quá trình đẳng nhiệt, $n = 1$ được $\frac{P_2}{P_1} = \frac{V_1}{V_2} \quad (1-39g)$

$$\text{và } T_2 = T_1.$$

- Với quá trình đoạn nhiệt, $n = k$ nên $\frac{P_2}{P_1} = \left(\frac{V_1}{V_2}\right)^k$ và

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} = \left(\frac{V_1}{V_2}\right)^{k-1}$$

4. Lượng thay đổi nội năng entanpi, entropi

4.1. Lượng thay đổi nội năng

Từ trạng thái 1 có U_1 đến trạng thái 2 có U_2 , thay đổi bất cứ quá trình nào với khí lý tưởng thì ta cũng có:

$$du = C_v dT$$

$$\Delta U = C_v(t_2 - t_1)$$

$$\Delta U = U_2 - U_1 = GC_v(t_2 - t_1) \quad (1-40a)$$

4.2. Lượng thay đổi entanpi

Tương tự ta thấy; từ trạng thái 1 đến trạng thái 2, tiến hành theo bất cứ quá trình nào của khí lý tưởng ta cũng có:

$$di = C_p dT$$

$$\Delta i = i_2 - i_1 = C_p(t_2 - t_1) \quad (1-41a)$$

$$\Delta I = GC_p(t_2 - t_1) \quad (1-41b)$$

4.3. Lượng thay đổi entropi

Thay phương trình định luật I vào vi phân $ds = \frac{dq}{dT}$ ta được:

$$ds = C_v \frac{dT}{T} + R \frac{dV}{V} \quad (1-42a)$$

Hoặc:
$$ds = C_p \frac{dT}{T} + R \frac{dP}{p} \quad (1-42b)$$

Hoặc:
$$ds = C_p \frac{dV}{V} + C_v \frac{dP}{p} \quad (1-42c)$$

Với quá trình hữu hạn, ta được:

$$\Delta S = \int_{S_1}^{S_2} dS = S_2 - S_1 = C_v \ln \frac{T_2}{T_1} + R \ln \frac{V_2}{V_1} \quad (1-42d)$$

Hoặc:
$$\Delta S = C_p \ln \frac{T_2}{T_1} + R \ln \frac{P_2}{P_1} \quad (1-42e)$$

Với quá trình $v = \text{const}$ từ (1-42d):

$$\Delta S_v = C_v \ln \frac{T_2}{T_1} \quad (1-42g)$$

Với quá trình đẳng áp $p = \text{const}$ từ (1-42e):

$$\Delta S_p = C_p \ln \frac{T_2}{T_1} \quad (1-42h)$$

Với quá trình đẳng nhiệt:

$$\Delta S_T = \frac{q}{T} \quad (1-42i)$$

5. Tính nhiệt và công của các quá trình

5.1. Tính nhiệt lượng

5.1.1. Tính theo nhiệt dung riêng

- Quá trình đa biến:

$$q = C(t_2 - t_1) \text{ Trong đó: } C = C_v \frac{n-k}{n-1} \quad (1-43a)$$

- Quá trình đẳng áp:

$$q = C_p(t_2 - t_1) \quad (1-43b)$$

- Quá trình đẳng tích:

$$q = C_v(t_2 - t_1) \quad (1-43c)$$

- Quá trình đẳng nhiệt vì $T = \text{const}$ nên không tính theo nhiệt dung riêng, mà tính theo entropi:

$$q_{12} = \int_1^2 T ds = q_T = T(S_2 - S_1) \quad (1-43d)$$

5.1.2. Tính toán theo định luật I

Ta có:

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

Với quá trình đẳng tích có: $l_{12} = \int_{v_1}^{v_2} p dv = 0$, nên:

$$q_v = \Delta u = C_v(t_2 - t_1) \quad (1-44a)$$

Mặt khác ta có: $q = \Delta i + L_{KT12}$

Với $L_{KT12} = - \int_{p_1}^{p_2} v dp = 0$, nên:

$$q_p = \Delta i = C_p(t_2 - t_1) \quad (1-44b)$$

Với quá trình đoạn nhiệt (Thuận nghịch) có thể dùng công thức (1-43d), trong đó $S_1 = S_2$ nên $q_s = 0$.

5.2. Tính công

5.2.1. Tính công giãn nở

Từ công thức (1-29); $l_{12} = \int_{v_1}^{v_2} p dv$, để tính l_{12} bằng diện tích trên đồ thị p-v hoặc thay quan hệ giữa v và p vào rồi lấy tích phân.

-Với quá trình đa biến có $p_1 v_1^n = p_2 v_2^n = \dots = p v^n$ và $P = \frac{P_1 v_1^n}{v^n}$

$$\text{ nên } l_{12} = \frac{1}{n-1} (P_1 v_1 - P_2 v_2) = \frac{P_1 v_1}{(n-1)} \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad (1-45a)$$

Từ (1-45a) khi $(T_2/T_1) = \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{\frac{n-1}{n}}$ và phương trình trạng thái:

$$p_1 v_1 = RT_1$$

$$l_{12} = \frac{R}{n-1}(T_1 - T_2) \quad (1-45b)$$

Từ đó suy ra:

- Với quá trình đẳng tích $n = \pm\infty$, suy ra $l_{12}=0$
- Với quá trình đẳng áp $n = 0 \rightarrow l_{12} = p(v_2 - v_1)$.
- Với quá trình đẳng nhiệt $n = 1$, không thể suy ra từ (1-45a) mà ta phải tìm như sau: Khi dùng phương trình trạng thái $p v = RT$ suy ra $p = (RT/v)$

$$\text{Ta có: } l_{12} = \int_{v_1}^{v_2} p dv = \int_{v_1}^{v_2} RT \frac{dv}{v} = RT \ln\left(\frac{v_2}{v_1}\right) = RT \ln\left(\frac{p_1}{p_2}\right).$$

- Với quá trình đoạn nhiệt chỉ cần thay $n = k$ vào phương trình (1-45a)

Ngoài ra có thể sử dụng phương trình của định luật I để tính công giãn nở: $q = \Delta u + l_{12} \rightarrow l_{12} = q - \Delta u$.

5.2.2. Tính công kỹ thuật

Như phần trước đã chứng minh: $l_{KT1} = n l_{12}$.

- Với quá trình đoạn nhiệt: $n = k \rightarrow l_{KT12} = k l_{12}$;
- Với quá trình đoạn nhiệt: Khi $n = 1$; ta có $l_{KT12} = l_{12}$
- Quá trình đẳng tích: $l_{KT12} = \int_{p_1}^{p_2} -v dp = -v(p_2 - p_1)$
- Quá trình đẳng áp $L_{KTP} = 0$.
- Ngoài ra công kỹ thuật còn có thể suy ra từ phương trình định luật I: $q = \Delta i + l_{KT12}$ từ đó ta được $l_{KT12} = q - \Delta i$, quá trình đẳng nhiệt có $l_{KTT} = q$
- Quá trình đoạn nhiệt $q=0$ nên: $L_{KT} = - \Delta i$

VII. CÁC QUÁ TRÌNH CƠ BẢN CỦA KHÍ THỰC

1. Xác định các thông số bằng bảng và đồ thị

Khí thực ở đây trong thực tế là: Hơi nước (H_2O), hơi của các môi chất lạnh (NH_3), Freon... Chúng được sử dụng trong Tuabin hơi nước của nhà máy nhiệt điện, trong máy lạnh hay máy điều hoà. Để xác định các thông số như T , p , v , i , ...ta có thể dùng bảng hoặc đồ thị.

1.1. Bảng số

Như ta đã nói với H_2O ta có các bảng 3, 4, 5 ở phần phụ lục. Tương tự với môi chất là NH_3 , R12,...cũng có các bảng ở phần phụ lục.

1.2. Đồ thị

Tính toán các quá trình nhiệt động bằng bảng thì chính xác nhưng phức tạp, để việc tính toán các quá trình đơn giản ta sử dụng đồ thị:

a. Với H_2O ta sử dụng đồ thị $i - s$.

b. Với môi chất lạnh ta dùng đồ thị $lgp-h$ cho ở phần phụ lục với các môi chất NH_3 và $R12$.

Trên các đồ thị này giao điểm của hai thông số đã cho, ví dụ như:

P, h ta sẽ xác định được điểm trạng thái trên đồ thị và từ đó xác định được các thông số còn lại.

2. Các quá trình của khí thực

Như đã nói khí thực ở đây là hơi nước (H_2O), môi chất lạnh.

- Với H_2O thường gặp quá trình đẳng áp (trong lò hơi), quá trình đoạn (nhiệt trong tuabin, bơm).

- Với môi chất lạnh thường gặp các quá trình đẳng áp (quá trình ngưng tụ trong bình ngưng, quá trình sôi trong bình bay hơi), quá trình đoạn nhiệt trong máy nén. Vậy ở đây ta chỉ nghiên cứu quá trình đẳng áp, quá trình đoạn nhiệt.

2.1. Quá trình đẳng áp

2.1.1. Định nghĩa

Là quá trình xảy ra khi $p_1 = p_2 = p = \text{const.}$

2.1.2. Xác định nhiệt

Ta suy ra từ phương trình định luật I:

$$q = \Delta i + l_{KT12} \text{ Ở đây } l_{KT12} = \int -vdp = 0$$

Vậy $q = \Delta i = i_2 - i_1$

$$Q = G (i_2 - i_1).$$

Trong đó: i_1, i_2 - Được xác định từ bảng hay đồ thị (kJ/kg).

G Lưu lượng môi chất (kg/s).

Q Công suất nhiệt của bình ngưng hay bình bay hơi (kW).

2.2. Quá trình đoạn nhiệt

2.2.1. Định nghĩa

Là quá trình xảy ra khi không trao đổi nhiệt. $Q = 0, q = 0, dq = 0.$

2.2.2. Tính chất: $ds = dq = 0 \rightarrow s_1 = s_2 = s = \text{const.}$

2.2.3. Tính công kỹ thuật (hay công suất của máy nén lạnh)

Máy nén là hệ hở nên công suất chính là công kỹ thuật. Vậy ta có:

$$N \equiv L_{KT12}$$

Theo định luật I: $q = \Delta i + l_{KT12}$ ở đây $q = 0$ vậy $l_{KT12} = -\Delta i = -(i_2 - i_1)$.

$$N \equiv L_{KT12} = -G (i_2 - i_1).$$

Trong đó: i_1, i_2 - Dùng bảng hay đồ thị để tìm (kJ/kg).

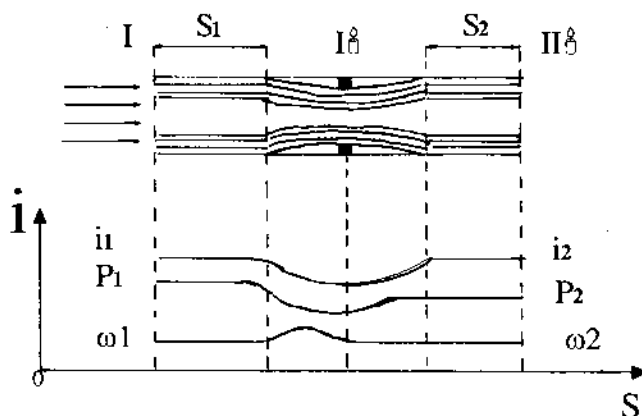
G - Lưu lượng môi chất (kg/s).

N - Công suất máy lạnh (KW).

VIII. QUÁ TRÌNH TIẾT LƯU

1. Định nghĩa

Tiết lưu là hiện tượng của một dòng môi chất lưu động qua một tiết diện thay đổi đột ngột, qua đó áp suất giảm ($p_2 < p_1$) nhưng không sinh công hữu ích. Tiết lưu là một quá trình không thuận nghịch nhưng có nhiều ứng dụng trong kỹ thuật Nhiệt (Hình 1-6).



Hình 1-6. Biểu diễn quá trình tiết lưu

2. Đặc điểm

Khi tiết lưu môi chất trao đổi nhiệt với môi trường ít, không đáng kể, nên có thể coi là quá trình đoạn nhiệt. Một đặc điểm quan trọng của tiết lưu là entanpi của môi chất trước và sau tiết lưu bằng nhau:

$$i_1 = i_2 \quad (1-46)$$

Thực vậy quá trình tiết lưu, để lưu động cân một công bằng $P_1V_1 - P_2V_2$, công này làm tăng nội năng của môi chất $(U_2 - U_1)$ tăng động năng $\left(\frac{W_2^2}{2} - \frac{W_1^2}{2}\right)$ mà không sản ngoại công, nên có thể viết:

$$P_1V_1 - P_2V_2 = U_2 - U_1 + \left(\frac{W_2^2}{2} - \frac{W_1^2}{2}\right)$$

Nhưng trong các trường hợp tiết lưu thường gặp $W_1 \approx W_2$, nghĩa là coi $\left(\frac{W_2^2}{2} - \frac{W_1^2}{2}\right) = 0$, nên sau khi chuyển về ta được $i_1 = i_2$.

Như vậy trên đồ thị $i - s$, trạng thái môi chất sau khi tiết lưu nằm trên đường song song với trục hoành và về bên phải trạng thái đầu (Hình 1-6)

Ngoài ra, quan sát thấy, qua tiết lưu, áp suất giảm xuống, còn nhiệt độ với khí lý tưởng sẽ không đổi vì: $di = C_p dT$, $di = u \rightarrow dT = 0$. Với khí thực có thể tăng, giảm hoặc không thay đổi.

3. Hiệu ứng tiết lưu Joule - Thomson (Jun - Tômxơn 1852)

Hiệu ứng Joule - Thomson nghiên cứu sự thay đổi nhiệt độ khi tiết lưu khí thực, nó là tỉ số giữa lượng thay đổi nhiệt độ và lượng thay đổi áp suất của môi chất qua quá trình tiết lưu, có thể biểu thị bằng biểu thức sau:

$$\alpha_i = \left(\frac{\delta T}{\delta P}\right)_i \quad (1-47)$$

Ta biết rằng khi tiết lưu áp suất giảm vậy $dp < 0$ và ta có:

$\alpha - dT$ nghĩa là nếu hiệu ứng $\alpha_i > 0 \rightarrow dT < 0$ ($T_2 < T_1$): Khi tiết lưu nhiệt độ khí thực giảm. Nếu $\alpha_i < 0$ thì $dT > 0$ ($T_2 > T_1$): Khi tiết lưu nhiệt độ khí tăng.

Nếu $\alpha_i = 0$, $dT = 0$ ($T_2 = T_1$): Khi tiết lưu nhiệt độ không đổi, nhiệt độ này gọi là nhiệt độ chuyển biến (T_{cb}).

Ngoài ra khi nghiên cứu người ta thấy với hơi hay khí thực thì khi nhiệt độ ban đầu $T_1 < T_{cb}$ thì: Sau tiết lưu nhiệt độ giảm ($T_2 < T_1$). Hiện tượng này được ứng dụng trong kỹ thuật lạnh sâu (hoá lỏng các khí), ngoài ra khi tiết lưu áp suất giảm kéo theo nhiệt độ sôi tương ứng giảm, điểm này được ứng dụng trong máy lạnh ở bộ phận tiết lưu.

Chương 2

KHÔNG KHÍ ẨM VÀ CHU TRÌNH NGƯỢC CHIỀU

Mục tiêu

- Nắm được các thông số cơ bản của không khí ẩm, cấu tạo và ứng dụng của đồ thị i - d, t-d.
- Hiểu được sơ đồ thiết bị và nguyên lý làm việc của các loại chu trình ngược chiều.

Nội dung tóm tắt:

- Những khái niệm cơ bản về không khí ẩm
- Đồ thị i-d, t-d và các ứng dụng
- Định luật nhiệt động thứ hai và chu trình nhiệt động
- Chu trình ngược chiều dùng không khí
- Chu trình ngược chiều dùng hơi
- Chu trình ngược chiều dùng phương pháp hấp thụ
- Chu trình ngược chiều điện nhiệt
- Nguyên lý làm việc của máy lạnh và bơm nhiệt

I. NHỮNG KHÁI NIỆM CƠ BẢN VỀ KHÔNG KHÍ ẨM

Không khí ẩm là hỗn hợp giữa không khí khô và hơi nước ở đây. Nếu tách hết hơi nước ta được không khí khô.

1. Các loại không khí ẩm

1.1. Không khí ẩm bão hoà

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 thêm vào bao nhiêu thì sẽ có bấy nhiêu hơi ngưng tụ), hơi nước trong không khí bão hoà là hơi bão hoà khô (trường hợp không khí có nhiệt độ nhỏ hơn hoặc bằng nhiệt độ bão hoà của nước ở áp suất khí quyển).

1.2. Không khí ẩm chưa bão hoà.

Là không khí ẩm mà lượng hơi nước chưa đạt cực đại, còn có thể tiếp nhận thêm hơi nước (hơi nước trong đó là hơi quá nhiệt).

1.3. Không khí ẩm quá bão hoà.

Là không khí ẩm mà trong đó có một bộ phận hơi nước ngưng tụ. Tất nhiên là phần hơi còn lại là hơi bão hoà khô; phần đã ngưng là nước ngưng.

2. Các thông số của không khí ẩm

2.1. Nhiệt độ của không khí ẩm

Bằng nhiệt độ của không khí khô cũng như nhiệt độ của hơi nước:

$$t = t_k = t_h \quad (2-1a)$$

2.2. Áp suất của không khí ẩm

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

$$p = p_h + p_k \quad (2-1b)$$

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

Cách tìm t_s : Từ bảng 4 hơi nước bão hoà theo áp suất hơi nước p_h tìm được t_s .

2.3. Khối lượng của không khí ẩm

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

$$G = G_h + G_k \quad (2-2)$$

2.4. Thể tích không khí

Thể tích của không khí ẩm bằng thể tích của không khí khô (V_k) và bằng thể tích hơi nước (V_h).

$$V = V_h = V_k \quad (2-3)$$

2.5. Độ ẩm tuyệt đối

Nếu trong $V(m^3)$ không khí ẩm có chứa G_h (kg) hơi nước, thì tỉ số

$\rho_h = (G_h/V)$, được gọi là độ ẩm tuyệt đối của không khí ẩm đó. Nó chính là khối lượng của hơi nước trong $1m^3$ không khí ẩm.

2.6. Độ ẩm tương đối (φ).

Là tỷ số giữa độ ẩm tuyệt đối của không khí ẩm chưa bão hoà ρ_h và bão hoà ρ_{hmax} cùng nhiệt độ:

$$\varphi = (\rho_h/\rho_{hmax}). \quad (2-4)$$

Vì hơi nước trong không khí ẩm có thể coi là khí lý tưởng, nên

$$P_h = R_h T_{p_h} \text{ và } P_{h \max} = R_h T_{p_{h \max}} \text{ và ta có } \varphi = \frac{P_h}{P_{h \max}} \text{ ở đây } P_{h \max} \text{ chính là áp}$$

suất bão hoà của hơi nước ứng với nhiệt độ của không khí ẩm.

2.7. 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 là g(hơi nước)/kg không khí khô.

$$\text{Nếu thay } G_h = \frac{p_h V}{R_h T} \text{ và } G_k = \frac{p_k V}{R_k T}, \text{ được } d = \frac{p_h}{p_k} \cdot \frac{R_k}{R_h} \quad (2-5a)$$

$$\text{Nếu thay } R = \frac{8314}{18} J / Kg.K \text{ và } R_k = \frac{8314}{29} J / Kg.K \text{ và } p_k = p - p_h \text{ được}$$

$$d = 0,622 \frac{\varphi \cdot P_{h \max}}{P - \varphi P_{h \max}} \text{ kg hơi nước/kg không khí} \quad (2-5b)$$

$$\text{Hoặc } d = 622 \frac{\varphi \cdot P_{h \max}}{P - \varphi P_{h \max}} \text{ g hơi nước/kg không khí} \quad (2-5c)$$

$$\text{Nhiều khi còn dùng độ bão hoà } \varphi = \frac{d}{d_{\max}} \quad (2-5d)$$

Ở đây tìm $d_{\max}$ theo điều kiện $P_{h \max}$ tức là giữ nhiệt độ không đổi. Còn P_h là phân áp suất của hơi nước, chính là áp suất bão hoà của nước ứng với nhiệt độ động sương (có thể đo được bằng thực nghiệm).

2.8. Entanpi của không khí ẩm

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

$$\text{Ta có: } I = i_k + d i_h \quad (2-6a)$$

i_k - Entanpi của một kg không khí khô, có thể tính bằng 1,0048t(kJ/kg), thường lấy i_k bằng t (kJ/kg).

i_h - Của hơi nước(hơi quá nhiệt) trong không khí của chất lỏng bay hơi:

$$i_h = r(0^\circ C) + C_{ph} \cdot t = 2500 + 1,93t \text{ (kJ/kg)}$$

Thường gặp không khí ẩm chưa bão hoà nên ta có:

$$I = t + d(2500 + 1,93t), \text{ (kJ/kg)} \quad (2-6b)$$

II. ĐỒ THỊ I - D, T-D VÀ CÁC ỨNG DỤNG

1. Đồ thị i - d

Để tính toán các quá trình của không khí ẩm, thường dùng trục tọa độ có trục tung là entanpi của không khí ẩm có chứa 1kg 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 tung vuông góc với trục d.
- Trục I tạo với trục d một góc 135° .
- 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 trục d một góc 135° , trên đồ thị vẽ các đường sau:

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.

1.2. Đường $\phi = \text{const}$

Chia thành hai đoạn, khi nhiệt độ không khí còn nhỏ hơn nhiệt độ bão hòa của nước ứng với áp suất khí quyển (99,42 ứng với $P = 745\text{mmHg}$ và 1002 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 cong $\phi = 100\%$ là đường cong đi lên tiệm cận với đường nhiệt độ bão hòa của nước ứng với áp suất khí quyển (99,4% hoặc 100%). Ta vẽ $\phi = \text{const}$ theo công thức (2-4).

1.3. Đường $I = \text{const}$

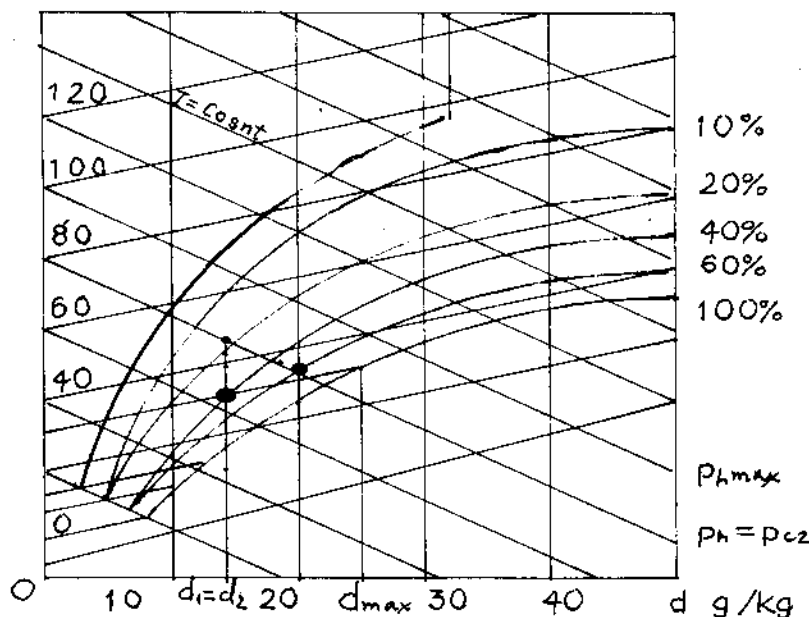
Song song với trục d và đường $d = \text{const}$ song song với trục I, d thẳng đứng, I nghiêng với d một góc 135°

1.4. Đường $\tau = \text{const}$

τ là nhiệt độ bão hòa đoạn nhiệt, tức là nhiệt độ cân bằng của khối lượng không khí hữu hạn có chứa nước và để nước bốc hơi hết mức mà chỉ nhờ vào nhiệt độ của không khí; đường $\tau = \text{const}$ gần song song với trục

$I = \text{const}$.

1.5. Ngoài ra còn đường $P_h = f(d)$ theo toạ độ vuông góc.



Hình 2-1. Đồ thị I - d của không khí ẩm

2. Đồ thị t-d (xem hình 2-2)

Đồ thị t-d dùng để tính toán các quá trình của không khí ẩm, thường dùng trục toạ độ có trục tung là độ chứa hơi d của không khí ẩm có chứa 1kg không khí khô và trục hoành là nhiệt độ t của không khí ẩm. Trục tung d vuông góc với trục hoành t. Cấu tạo của đồ thị như sau:

2.1. Đường $t = \text{const}$

Là các đường thẳng song song với trục tung d.

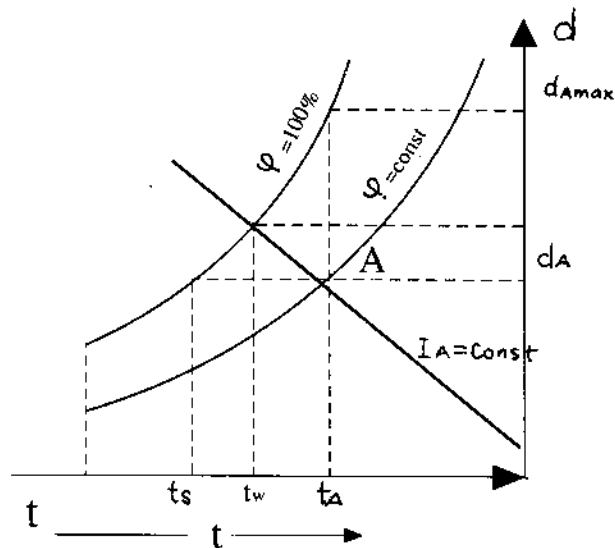
2.2. Đường $\varphi = \text{const}$

Là các đường cong có chiều ngược với các đường cong $\varphi = \text{const}$ trên đồ thị I - d.

2.3. Đường $I = \text{const}$

Là các đường thẳng cắt trục t một góc 135° .

Ngoài ra còn có các đường cong hiệu chỉnh entanpi, các nhiệt độ nhiệt kế ướt và các tia quá trình ϵ và ϵ_h .



Hình 2.2 Đồ thị $t - d$ của không khí ẩm

3. Các ứng dụng của đồ thị không khí ẩm

3.1. Xác định các thông số của không khí ẩm

Nếu biết 2 thông số của không khí ẩm, thí dụ t_1 và φ_1 thì giao điểm 1 của 2 đường $t_1 = \text{const}$ và $\varphi_1 = \text{const}$ trên đồ thị sẽ biểu diễn trạng thái đó và từ đó xác định được I_1 , d_1 , P_{h1} , t_{s1} , $P_{h\max}$ và $d_{\max}$ (Hình 2-1).

3.2. Các quá trình của không khí ẩm

3.2.1. Quá trình đốt nóng (cấp nhiệt) và làm lạnh (nhả nhiệt) đẳng áp

Vì trong quá trình đó d không thay đổi; nên đường biểu diễn song song với trục tung I :

- Nếu đốt nóng thì I và t tăng, đường biểu diễn đi từ dưới lên.
- Nếu làm lạnh thì I và t giảm φ tăng, đường biểu diễn đi xuống, 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 theo công thức của quá trình đẳng áp:

$$Q = \Delta I \text{ kJ/kg}_{(\text{Không khí khô})} \quad (2-7)$$

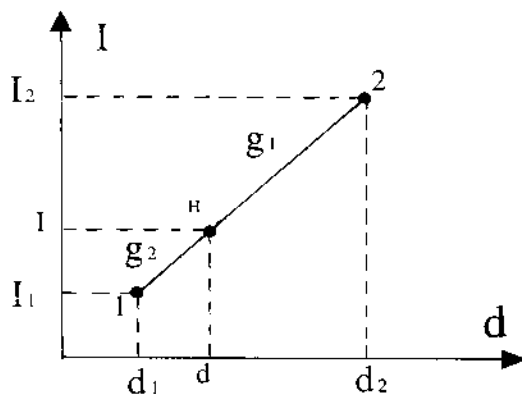
3.2.2. Quá trình hút ẩm và phun ẩm (sấy)

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 2-3)

trong quá trình hút ẩm d và ϕ giảm. Thường yêu cầu xác định lượng ẩm cần phun thêm và hút đi.

3.2.3. Quá trình hỗn hợp đẳng áp trong kỹ thuật

Thường gặp quá trình hỗn hợp hai loại không khí có trạng thái khác nhau, trạng thái của hỗn hợp nằm trong đoạn thẳng nối liền 2 trạng thái và chia đoạn thẳng đó làm 2 phần tỉ lệ nghịch với thành phần khối lượng không khí khô của chúng (Hình 2-3)



Hình 2-3. Biểu diễn trạng thái hỗn hợp của hai loại không khí

Ta có: $\frac{H1}{H2} = \frac{g_2}{g_1}$; $g_2 = (G_2/G)$; $g_1 = 1 - g_2 = (G_1/G_2)$; $G = G_1 + G_2$

3.3. Quá trình sấy lý thuyết

Sấy gồm hai giai đoạn:

- Giai đoạn đốt nóng (cấp nhiệt) không khí để độ ẩm tương đối giảm từ ϕ_1 đến ϕ_2 (nhiệt độ tăng từ t_1 đến t_2) trên đồ thị là đoạn 1 - 2 đi từ dưới lên và song song với trục I.

- Giai đoạn sấy khô vật ẩm, độ ẩm không khí tăng từ ϕ_2 đến ϕ_3 (nhiệt độ giảm từ t_2 xuống t_3), trên đồ thị là đoạn 2 - 3 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 một Kg ẩm trong vật muốn sấy.

$$G_k = \frac{1}{d_3 - d_2} \text{ kg không khí khô / kg ẩm} \quad (2-8a)$$

- Lượng không khí ẩm ban đầu cần đưa vào:

$$G_1 = G_K (1 + d_1) \text{ kg không khí ẩm/kg ẩm} \quad (2-8b)$$

- Lượng không khí ẩm cần thải ra:

$$G_3 = G_K (1 + d_3) \text{ kg không khí ẩm/kg ẩm} \quad (2-8c)$$

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

$$Q = G_K (I_2 - I_1) = \frac{I_2 - I_1}{d_3 - d_1} \text{ kJ/kg ẩm} \quad (2-8d)$$

3.4. Quá trình điều hoà không khí

Thường bao gồm các quá trình sau:

- Hỗn hợp không khí mới và không khí thải 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 tùy theo mùa, mùa đông thường đưa vào cao hơn, 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 hạ nhiệt.

III. ĐỊNH LUẬT NHIỆT ĐỘNG THỨ HAI VÀ CHU TRÌNH NHIỆT ĐỘNG

1. Nội dung định luật thứ hai

Bổ sung cho định luật nhiệt động thứ nhất, định luật thứ hai xác định thêm điều kiện, chiều hướng và mức độ chuyển hoá năng lượng. Tùy theo đặc điểm của đối tượng nghiên cứu, có nhiều cách phát biểu khác nhau.

a. “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.

b. “Không thể sinh công một cách liên tục bằng một động cơ nhiệt làm việc theo chu trình với chỉ có một nguồn nhiệt”. Điều đó có nghĩa là có ít nhất hai nguồn nhiệt, trong đó có một nguồn nhiệt 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 hoá 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.

2. Chu trình nhiệt động

2.1. Định nghĩa

Muốn chuyển hoá 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 hoá nhiệt năng thành công, là chu trình của động cơ nhiệt được tra trên đồ thị $p - v$, $t - s$ thường dùng là một đường cong khép kín tiến hành theo chiều thuận của 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 từ bên ngoài, là chu trình của máy lạnh hoặc bơm nhiệt; trên đồ thị $p - v$, $t - s$ thường dùng, là một đường cong khép kín tiến hành ngược chiều với kim đồng hồ.

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

2.2. Hiệu suất nhiệt

Hiệu suất nhiệt là tỷ số giữa công chu trình (l_0) và nhiệt cấp vào (q_1). Nếu chọn nhiệt năng đại diện cho năng lượng để tính toán, ta có hiệu suất nhiệt.

$$\eta_t = \frac{l}{q_1} \quad (2-9)$$

Trong đó: q_1 - Tổng nhiệt lượng cấp của chu trình (đây là quá trình cháy nhiên liệu).

q_2 - Tổng nhiệt lượng nhả của chu trình (nhiệt thải vào môi trường như khói,...).

l - Công chu trình.

Ta có thể chứng minh:

$$\begin{aligned} l &= \sum l_i = \sum l_{ki} \\ &= q_1 - |q_2| \end{aligned}$$

2.3. Hệ số làm lạnh (ϵ) và hệ số làm nóng (φ)

Đối với chu trình ngược chiều, để đánh giá hiệu quả của máy lạnh, ta gọi là hệ số làm lạnh:

$$\epsilon = \frac{q_2}{|l|} = \frac{q_2}{|q_1| - q_2} \quad (2-10a)$$

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

$$\varphi = \frac{|q_1|}{|l|} = \frac{|q_1|}{|q_1| - q_2} \quad (2-10b)$$

Ở đây: $|l| = |q_1| - q_2$

Ta thấy: $\varphi = \frac{|q_1|}{|l|} = \frac{q_2 + |l|}{|l|} = \epsilon + 1 \quad (2-10c)$

Ở đây: q_1 - Nhiệt thải cho nguồn nóng (ở đây chúng là môi trường khí quyển, ...).

q_2 - Nhiệt nhận của vật làm lạnh từ nguồn lạnh (trong buồng lạnh).

l - Công của chu trình.

3. Chu trình nhiệt động thuận chiều của khí lí tưởng

3.1. Các điều kiện ban đầu

- Các quá trình đều thuận nghịch: không có ma sát, thay quá trình cháy bằng quá trình cấp nhiệt vv....

- 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.

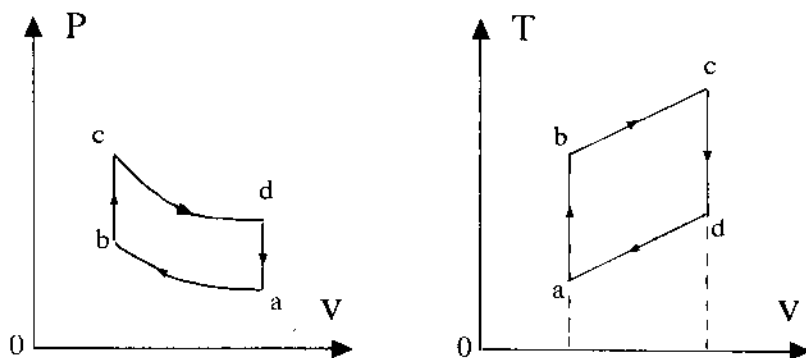
3.2. Các chu trình của khí lí tưởng.

Ở đây ta chỉ xét chu trình của động cơ đốt trong (có pit tông).

3.2.1. Chu trình cấp nhiệt đẳng tích

Tương ứng với các động cơ đốt trong có tia lửa điện (Buji), chạy bằng xăng hoặc khí đốt gồm các quá trình (Hình 2-3).

Đây là động cơ cháy cưỡng bức do kỹ sư người Đức là Ôtô phát minh.



Hình 2-4. Chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt đẳng tích

- Quá trình ab - nén đoạn nhiệt (môi chất thực là hỗn hợp không khí và nhiên liệu)
- Quá trình bc - cấp nhiệt đẳng tích (đốt cháy nhiên liệu).
- Quá trình cd - giãn nở đoạn nhiệt.
- Quá trình da - nhả nhiệt đẳng tích
- Khi ta tính nhiệt lượng, công và hiệu suất nhiệt của chu trình, ta coi thông

số trạng thái ban đầu ta đã biết, thường dùng thêm tỉ số nén $\varepsilon = \frac{v_a}{v_b}$ và tỷ số

tăng áp suất khi cấp nhiệt $\lambda = \frac{p_c}{p_b}$.

Ta có: $q_1 = q_{bc} = \omega (T_c - T_b);$

$$|q_2| = |q_{da}| = \omega (T_d - T_a);$$

$$l = q_1 - |q_2|; \eta_t = \frac{l}{q_1};$$

Từ quan hệ thông số của các quá trình ta tính được:

- Nhiệt lượng cấp vào $q_1 = q_{bc} = C_V T_a \varepsilon^{k-1} (\lambda - 1)$ (2-11a)

- Nhiệt lượng nhả ra $q_2 = q_{da} = C_V T_a (\lambda - 1)$ (2-11b)

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

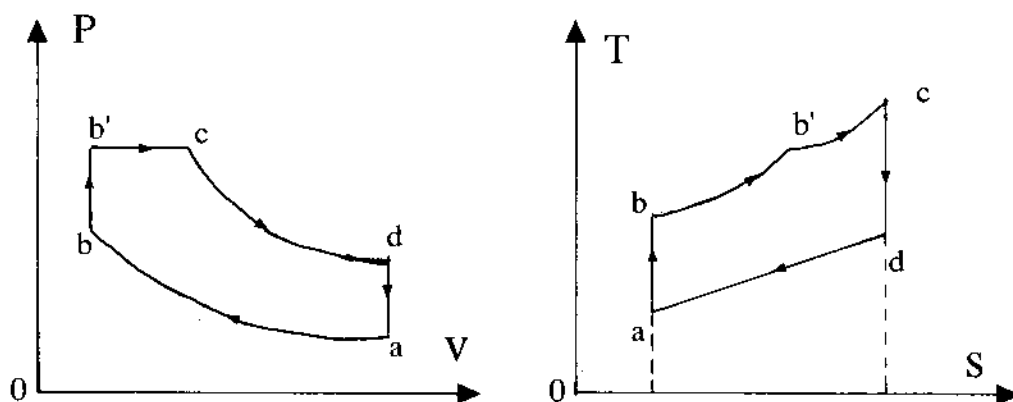
$$l = q_1 - q_2 = C_V T_a (\lambda - 1) (\varepsilon^{k-1} - 1) \quad (2-11c)$$

- Hiệu suất của chu trình:

$$\eta_T = \frac{l}{q_1} = 1 - \frac{1}{\varepsilon^{k-1}}$$

Ta thấy hiệu suất nhiệt phụ thuộc vào số mũ đoạn nhiệt k và tỷ 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 vì đây là động cơ cháy cưỡng bức nên nhiệt độ sau nén $T_b < T_{bc}$ (nhiệt độ tự bốc cháy của nhiên liệu) nên không thể tăng ε . Thường $\varepsilon = 5 \div 7$ đối với xăng và $\varepsilon = 6 \div 9$ đối với nhiên liệu khí.

3.2.2. Chu trình cấp nhiệt hỗn hợp



Hình 2-5: Chu trình động cơ đốt trong cấp nhiệt hỗn hợp

Đây là động cơ đốt trong tự cháy (không có bụi), nhiên liệu là dầu. Để đưa dầu vào xy lanh dùng bơm cao áp và vòi phun. Đây là động cơ Diesel (lấy tên kỹ sư Đức, người phát minh).

Chu trình gồm các quá trình ab, cd và da giống hết chu trình trên, chỉ khác quá trình cấp nhiệt, gồm hai đoạn bb' là cấp nhiệt đẳng tích và b'c là cấp nhiệt đẳng áp (Hình 2-5).

- Ta tính được nhiệt lượng cấp vào:

$$q_1 = q_{bb'e} = C_v T_a \varepsilon^{k-1} [(\lambda - 1) + K\lambda(\rho - 1)] \quad (2-12a)$$

- Nhiệt lượng toả ra:

$$q_2 = q_{da} = C_v (\lambda \rho^k - 1) \quad (2-12b)$$

- Công sinh ra trong một chu trình:

$$l = q_1 - q_2 \quad (2-12c)$$

- Hiệu suất nhiệt:

$$\eta_T = \frac{l}{q_1} = 1 - \frac{1}{\varepsilon^{k-1}} \frac{\lambda \rho^k - 1}{[(\lambda - 1) + K\lambda(\rho - 1)]} \quad (2-12d)$$

- Ta thấy hiệu suất nhiệt tăng khi K , ε , λ tăng và giảm.

Động cơ này nhiệt độ cuối quá trình nén $T_b > T_{bc}$, nên tỷ số nén ε có giá trị cao và kết quả hiệu suất nhiệt lớn hơn.

IV. CHU TRÌNH NGƯỢC CHIỀU DÙNG KHÔNG KHÍ

1. Chu trình nhiệt động 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 đồ thị p-v, t-s, vv... 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 là không khí) và chu trình của khí thực (thường dùng là amoniac, các loại freon, có thể là hơi nước).

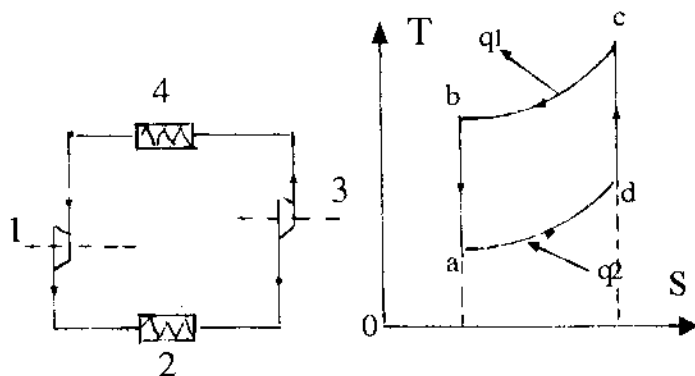
Tùy theo cách nâng áp của môi chất, ta chia ra loại có máy nén, loại có ejecto và loại hấp thụ. Tùy theo cách giảm nhiệt độ, có thể chia ra loại máy giãn nở và loại dùng hiệu ứng tiết lưu. Ngoài các loại trên, người ta áp dụng hiệu ứng nhiệt và chu trình ngược. Cũng cần nhắc lại là, đứng về mặt chuyển hoá năng thì chu trình Carnot ngược chiều vẫn là chu trình lý tưởng của máy lạnh và bơm nhiệt, có hệ số chuyển hoá năng lượng lớn nhất.

2. Chu trình ngược chiều dòng không khí

2.1. Sơ đồ thiết bị

Trên hình 2.6 có các thiết bị sau:

- 1 - Xylanh giãn nở (Máy giãn nở).
- 2 - Buồng lạnh.
- 3 - Máy nén.
- 4 - Bình làm mát.



Hình 2-6. Chu trình ngược chiều dòng không khí

Môi chất lạnh ở đây là không khí. Nguyên lý là làm giảm áp suất kéo theo nhiệt độ giảm (T).

Chu trình gồm hai quá trình đẳng áp và hai quá trình đoạn nhiệt tiến hành xen kẽ.

Trong đó

- 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 làm mát trong bình làm mát 4.
- ba - Quá trình giãn nở đoạn nhiệt trong máy giãn nở 1 (có thể dùng tua bin hoặc xylanh).

Nếu làm việc theo nguyên tắc máy lạnh, ta tính hệ số làm lạnh ε :

$$\varepsilon = \frac{q_2}{|l|} = \frac{q_2}{|q_1| - q_2} \quad (2-17a)$$

Nếu làm việc theo nguyên tắc bơm nhiệt, ta tính hệ số làm nóng:

$$\varphi = \frac{|q_1|}{|l|} = \frac{|q_1|}{|q_1| - q_2} \quad (2-17b)$$

Nếu thay nguồn nhiệt nhận nguồn lạnh $q_2 = C_p(T_d - T_a)$, và nhiệt lượng nhả ra 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 quá trình, ta được:

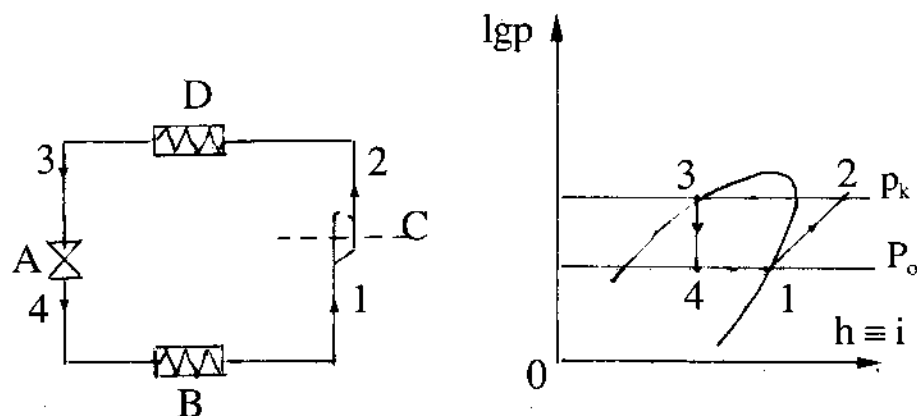
$$\varepsilon = \frac{q_2}{l} = \frac{1}{\frac{T_c - T_b}{T_d - T_a}} = \frac{1}{\frac{T_b}{T_a} - 1} = \frac{1}{\frac{T_d}{T_a} - 1} \quad (2-18a)$$

Hoặc
$$\varepsilon = \frac{1}{\left(\frac{P_b}{P_a}\right)^{\frac{\kappa-1}{\kappa}} - 1} \quad (2-18b)$$

Hệ số làm nóng $\varphi = \frac{q_1}{l} = \varepsilon + 1 \quad (2-19)$

Chu trình có ưu điểm môi chất là không khí sẵn có, rẻ tiền nhưng có nhược điểm thiết bị có cấu tạo công kênh không gọn và hiệu quả kinh tế không cao vì hệ số ε nhỏ, nên hiện nay chỉ còn dùng trong ngành hàng không.

V. CHU TRÌNH NGƯỢC CHIỀU DÙNG HƠI



Hình 2-7. Chu trình ngược chiều dùng hơi

Đây là loại thiết bị dùng phổ biến nhất hiện nay chu trình gồm (Hình 2-7).

4-1: Là quá trình nhận nhiệt (bốc hơi) đẳng áp đẳng nhiệt của môi chất trong bình bay hơi B.

1-2: Là quá trình nén đoạn nhiệt trong máy nén C.

2-3: Là quá trình ngưng tụ đẳng áp (làm mát) trong bình ngưng D.

3-4: Là quá trình tiết lưu trong van tiết lưu A.

Dùng bảng hoặc đồ thị ta tính được nhiệt lượng môi chất nhận từ nguồn lạnh (bình bay hơi):

$$q_2 = q_{41} = i_1 - i_4 = i_1 - i_3 \text{ (vì } i_3 = i_4) \quad (2-20a)$$

Nhiệt lượng môi chất nhả cho nguồn nóng (bình ngưng):

$$|q_1| = |q_{23}| = i_2 - i_3 \quad (2-20b)$$

Trong đó: A - Van tiết lưu.

B - Bình bay hơi.

C - máy nén.

D - Bình ngưng tụ.

Công cung cấp cho chu trình (công của máy nén):

$$|l_0| = |l_{MN}| = |q_1| - q_2 = i_2 - i_3 - (i_1 - i_3) = i_2 - i_1 \quad (2-20c)$$

Hệ số làm lạnh:

$$\varepsilon = \frac{q_2}{|l_{MN}|} = \frac{i_1 - i_3}{i_2 - i_1} \quad (2-20d)$$

Hệ số làm nóng:

$$\varphi = \frac{q_1}{|l_{MN}|} = \frac{i_2 - i_3}{i_2 - i_1} \quad (2-20e)$$

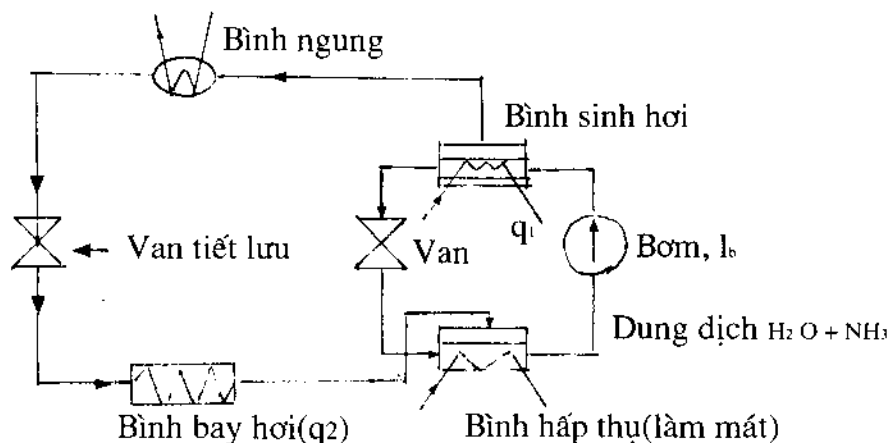
VI. CHU TRÌNH NGƯỢC CHIỀU DÙNG PHƯƠNG PHÁP HẤP THỤ

Điều kiện: Nhiệt độ sôi của môi chất lạnh (NH_3) nhỏ hơn của chất lỏng hấp thụ (H_2O) cùng áp suất:

Ví dụ ở $p = 1 \text{ bar}$, nhiệt độ sôi ở 100°C , còn của NH_3 là -33°C .

Môi chất lạnh NH_3 sau bình bay hơi được hấp thụ vào một dung dịch nghèo

(nồng độ NH_3 nhỏ) có p, t thấp trong bình hấp thụ sau đó bơm dung dịch vào bình sinh hơi, ở đó được gia nhiệt, khả năng hấp thụ của dung dịch giảm, môi chất NH_3 được tách ra rồi đi vào bình ngưng để ngưng NH_3 thành chất lỏng NH_3 và tiếp tục các quá trình như trong chu trình trên (hình 2-8).



Hình 2 - 8. Chu trình ngược chiều dùng phương pháp hấp thụ

Hệ số làm lạnh ở bão hoà được tính theo:

$$\varepsilon = \frac{q_2}{q_1 - l_b} \approx \frac{q_2}{q_1} \quad (2-21)$$

- q_2 : Là nhiệt lượng cho môi chất nhận được ở bình bay hơi.
- q_1 : Là nhiệt lượng cung cấp vào bình sinh hơi.
- l_b : Là 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.

Khi vận hành người ta đưa dung dịch có nồng độ cao ở bình sinh hơi qua van xuống bình hấp thụ để tăng khả năng hấp thụ.

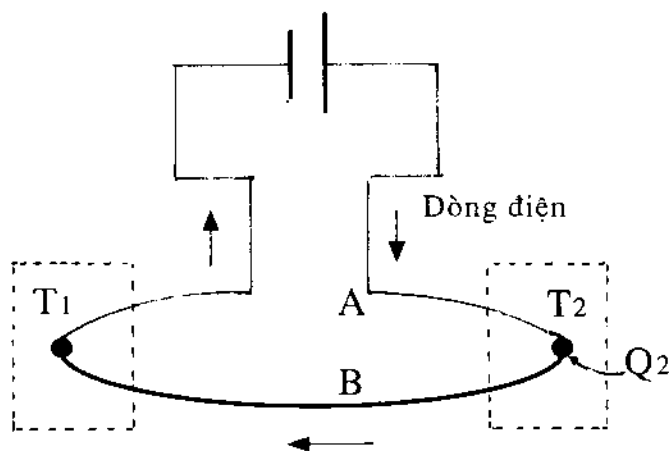
Ưu điểm:

Cấu tạo đơn giản, không có máy nén, không dùng nhiều điện (vì chỉ dùng cho bơm).

Nhược điểm:

Hệ số làm lạnh đạt được nhỏ, nghĩa là hiệu quả chuyển biến nhiệt thấp. Vì vậy dùng chủ yếu ở nơi dư thừa nhiệt (nhiệt khói thải, năng lượng mặt trời, đốt than, củi...).

VII. CHU TRÌNH NGƯỢC CHIỀU ĐIỆN NHIỆT



Hình 2-9: Chu trình ngược chiều điện nhiệt
(A, B là hai dây kim loại khác nhau về bản chất)

Dựa trên hiệu ứng Peltier “khi có dòng điện đi qua một mạch điện gồm hai dây kim loại khác nhau thì một đầu của mỗi hàn có nhiệt độ T_2 nhỏ nhận nhiệt còn mối hàn kia có nhiệt độ T_1 cao thải nhiệt” (Hình 2-9)

Nhiệt lượng mối hàn nhận được từ hiệu ứng Peltier:

$$Q_{2p} = \alpha T_2 I \quad (2-22a)$$

Nếu không có những hiện tượng không thuận nghịch thì đây cũng là nhiệt lượng nhận được từ nguồn lạnh.

Nhưng trong thực tế phải trừ bớt phần nhiệt lượng dẫn nhiệt từ mối hàn nóng tới mối hàn lạnh qua hai cực Q_λ và trừ bớt khoảng $1/2$ nhiệt lượng do hiệu ứng joule chuyển thành Q_j do dòng điện chạy qua dây dẫn α ả. Như vậy trong thực tế, nhiệt lượng nhận từ nguồn lạnh là.

$$Q_2 = \alpha T_2 I - 1/2 Q_j - Q_\lambda \quad (2-22b)$$

Mối hàn nóng toả ra một nhiệt lượng lý thuyết từ hiệu ứng Peltier:

$Q_{1p} = \alpha T_1 I$, nhưng do có hiện tượng dẫn nhiệt và hiệu ứng joule nên:

$$Q_1 = \alpha T_1 I + 1/2 Q_j - Q_\lambda \quad (2-23)$$

Năng lượng điện cấp vào $L = Q_1 - Q_2 = \alpha I (T_1 - T_2) + Q_j$ (2-24)

$$\text{Hệ số làm lạnh } \varepsilon = \frac{Q_2}{L} = \frac{\alpha T_2 I - \frac{1}{2} Q_i - Q_\lambda}{\alpha(T_1 - T_2) + Q_j} \quad (2-25a)$$

Ta cũng thấy, nếu không có các hiện tượng không thuận nghịch người ta bỏ qua $Q_i = 0$, $Q_\lambda = 0$ thì hệ số làm lạnh sẽ có hệ số lớn nhất $\varepsilon_{\max}$;

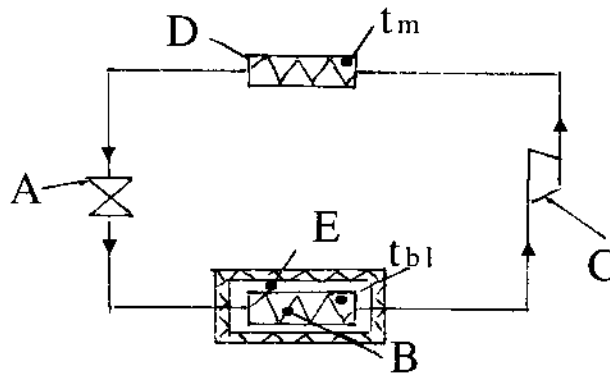
$$\varepsilon_{\max} = \frac{\alpha T_1 I}{\alpha(T_1 - T_2)} = \frac{T_1}{T_1 - T_2} \quad (2-25b)$$

Ví dụ: Tính toán cụ thể với hai thanh bán dẫn hiện có ở: $t_1 = 20^\circ\text{C}$ và $t_2 = -5^\circ\text{C}$, hệ số làm lạnh thực $\varepsilon = 0,75$ còn $\varepsilon_{\max} = 10,7$ vậy hệ số làm lạnh thực còn quá nhỏ. Chu trình chưa hoàn hảo vì vậy hiện nay máy lạnh điện - nhiệt chỉ dùng ở nơi cần công suất lạnh nhỏ.

VIII. CHU TRÌNH CỦA MÁY LẠNH VÀ BƠM NHIỆT NÉN HƠI.

1. Nguyên lý làm việc của máy lạnh

Nguyên lý làm việc của máy lạnh hay máy điều hoà dựa trên cơ sở chu trình ngược chiều dòng hơi. Sơ đồ nguyên lý (Hình 2-10) gồm các thiết bị sau:



Hình 2 -10 Sơ đồ nguyên lý làm việc của máy lạnh

Trong đó: C - Máy nén.

D - Thiết bị ngưng tụ (dàn ngưng tụ hoặc bình ngưng).

A - Van tiết lưu.

B - Thiết bị bay hơi (dàn bay hơi hoặc bình bay hơi).

E - Buồng lạnh (được cách nhiệt).

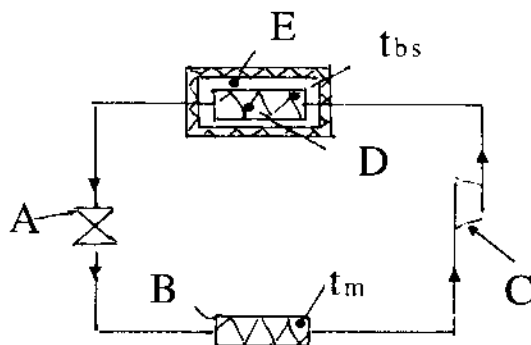
t_m - Nhiệt độ của môi trường.

t_{bl} - Nhiệt độ buồng lạnh.

Nguyên lý làm việc như sau:

Hơi tạo thành ở thiết bị bay hơi B (dàn bay hơi) được máy nén C hút về và nén tới áp suất cao và nhiệt độ cao gọi là áp suất, nhiệt độ ngưng tụ (p_k , t_k) đẩy vào thiết bị ngưng tụ D (dàn ngưng tụ). Ở thiết bị ngưng tụ, hơi thải nhiệt cho môi trường làm mát có nhiệt độ t_m để ngưng tụ thành lỏng ở áp suất cao và nhiệt độ cao (để đảm bảo dòng nhiệt toả ra từ thiết bị ngưng tụ ra môi trường thì $t_k > t_m$). Lỏng có áp suất cao và nhiệt độ cao sẽ đi qua van tiết lưu A để vào bình bay hơi. Qua van tiết lưu áp suất của môi chất lỏng giảm xuống tới áp suất bay hơi (P_0) và nhiệt độ bay hơi (t_0). Như vậy vòng tuần hoàn của môi chất được khép kín.

2. Nguyên lý làm việc của bơm nhiệt



Hình 2 - 11: Sơ đồ nguyên lý làm việc của bơm nhiệt

Sơ đồ nguyên lý bố trí các thiết bị giống như sơ đồ nguyên lý của máy lạnh (Hình 2-10), chỉ khác là E ở đây là buồng sấy.

Trong đó: t_{bs} - Nhiệt độ buồng sấy.

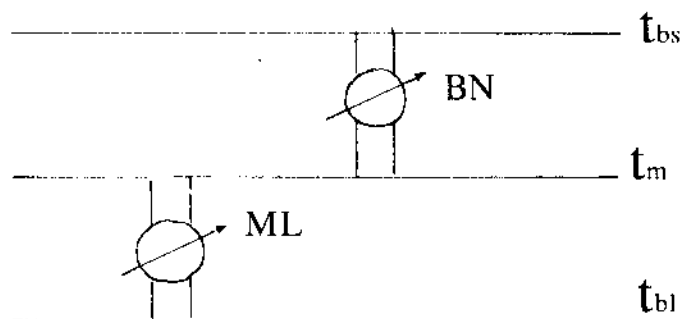
t_m - Nhiệt độ môi trường.

Nguyên lý làm việc của bơm nhiệt tương tự nguyên lý làm việc của máy lạnh.

Ở đây môi chất lạnh nhận nhiệt ở dàn bay hơi, bốc hơi rồi qua máy nén vào dàn ngưng toả nhiệt trong buồng sấy.

3. Các nhận xét về máy lạnh và bơm nhiệt

- Sơ đồ máy lạnh và bơm nhiệt biểu diễn trên Hình 2-12 cho ta thấy:

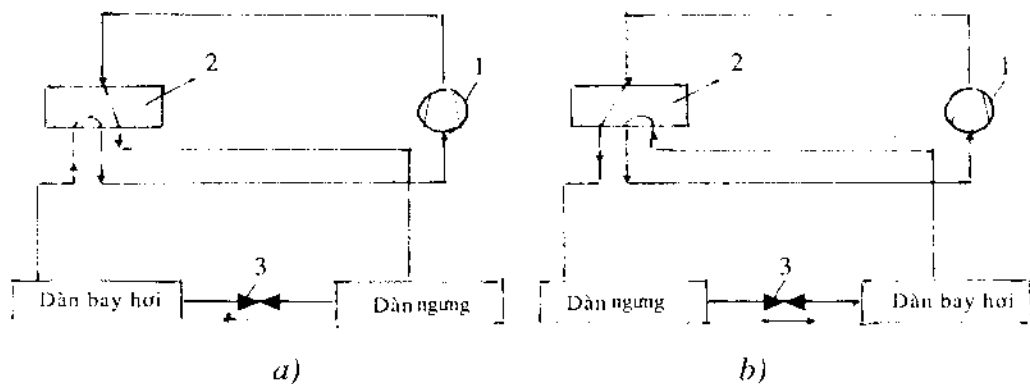


Hình 2 -12. Sơ đồ so sánh máy lạnh và bơm nhiệt

- Máy lạnh làm việc ở chế độ nhiệt độ thấp hơn bơm nhiệt.

$$t_{bl} < t_m < t_{bs}$$

- Người ta kết hợp hai chế độ máy lạnh và bơm nhiệt trong cùng một sơ đồ thiết bị thông qua van đảo chiều, để tạo ra máy hai chiều nóng lạnh



Hình 2-13: Sơ đồ kết hợp 2 chế độ máy lạnh và bơm nhiệt

a. Chu trình làm lạnh b. Chu trình làm nóng (bơm nhiệt)

Trong đó: 1. Máy nén.

2. Van đảo chiều.

3. Tiết lưu.

Bài tập phần I

Bài 1.1. Xác định thể tích riêng, khối lượng riêng của khí N_2 ở điều kiện tiêu chuẩn vật lý và ở điều kiện áp suất dư 0,2 at, nhiệt độ 127°C . Biết áp suất khí quyển 760 mmHg.

$$\text{ĐS: } v = 0,98\text{m}^3/\text{kg}$$

$$\rho = 1,02\text{ kg/m}^3$$

Bài 1.2. Xác định thể tích của 2kg khí O_2 ở áp suất (thực) 4,157 bar, nhiệt độ 47°C .

$$\text{ĐS: } v = 0,4\text{ m}^3$$

Bài 1.3. Xác định khối lượng của 2 m^3 không khí O_2 ở áp suất 4,157 bar, nhiệt độ 47°C .

$$\text{ĐS: } G = 10\text{ kg}$$

Bài 1.4. Một bình có thể tích $0,5\text{ m}^3$, chứa không khí ở áp suất dư 2 bar, nhiệt độ 20°C . Lượng không khí cần thoát ra khỏi bình là bao nhiêu để áp suất trong bình có độ chân không 420 mmHg. Trong điều kiện nhiệt độ trong bình xem như không đổi. Biết áp suất khí quyển là 768 mmHg.

$$\text{ĐS: } G = 1,52\text{ kg}$$

Bài 1.5. Xác định các thông số entanpi, thể tích riêng, nội năng của 1 kg hơi nước và 300 kg/h hơi nước ở áp suất $p = 10\text{ bar}$, độ khô $x = 0,9$.

$$\text{ĐS: } u_x = 0,17525\text{ m}^3/\text{kg}$$

Bài 1.6. Có 10 kg khí O_2 ở 527°C được làm nguội đẳng áp đến 27°C . Tính biến đổi entropi ΔS và lượng nhiệt Q tỏa ra.

$$\text{ĐS: } Q = 4578\text{ kJ}$$

Phần II

TRUYỀN NHIỆT

Chương 3

DẪN NHIỆT

Mục tiêu:

Hiểu được sự phân bố của trường nhiệt độ và các công thức tính toán dẫn nhiệt ổn định không có nguồn nhiệt bên trong qua vách phẳng, vách trụ.

Nội dung tóm tắt:

- Những khái niệm cơ bản.
- Dẫn nhiệt ổn định không có nguồn nhiệt bên trong qua vách phẳng.
- Dẫn nhiệt ổn định không có nguồn nhiệt bên trong qua vách trụ.

I. NHỮNG KHÁI NIỆM CƠ BẢN

1. Các đại lượng truyền nhiệt

1.1. Mật độ dòng nhiệt q (W/m^2): Là dòng nhiệt trên $1 m^2$ diện tích bề mặt.

1.2. Dòng nhiệt Q (W): Là lượng nhiệt truyền trong một giây(s).

1.3. Lượng nhiệt Q_τ (J): Là lượng nhiệt truyền trên diện tích F (m^2), thời gian τ (s).

Ta có quan hệ: $Q_\tau = \tau \cdot Q = \tau \cdot F \cdot q$

$$q = \frac{Q}{F} = \frac{Q_\tau}{\tau \cdot F}$$

Chú ý: Nhiệt ở đây chỉ mang dấu (+) $q > 0$, $Q > 0$, $Q_\tau > 0$;

2. Trường nhiệt độ (z,τ)

Là tập hợp các giá trị nhiệt độ trong không gian nghiên cứu tại một 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 một chiều và trường nhiều chiều. Phương trình tổng quát của trường nhiệt độ $t = f(x,y,z, \tau)$

3. Mặt đẳng nhiệt và gradien nhiệt độ

Mặt đẳng nhiệt là quỹ tích 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 chiều dài theo phương pháp tuyến của các mặt đẳng nhiệt là lớn nhất. Đại lượng vector có phương trùng với phương pháp tuyến của 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 ký hiệu: grad

$$\text{grad} t = \frac{\partial t}{\partial n} \quad (3-1)$$

4. Hệ số dẫn nhiệt

Hệ số dẫn nhiệt đặc trưng cho khả năng dẫn nhiệt của vật (hoặc chất) và được đo bằng $\text{W/m}^0\text{K}$. λ phụ thuộc vào loại vật liệu, cấu trúc của nó (cấu tạo tinh thể, độ xốp vv...), 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 $\lambda_0 = \lambda_t$ khi $t = 0^\circ\text{C}$; 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:

$$\lambda = 0,05 \div 0,5 \text{ W/m}^0\text{K}$$

Đối với chất lỏng $\beta < 0$ (trừ nước và glixerin $\beta > 0$)

$$\lambda = 0,08 \div 0,7 \text{ W/m}^0\text{K}$$

Đối với vật liệu xây dựng và vật liệu cách nhiệt $\beta > 0$

$$\lambda = 0,2 \div 3,0 \text{ W/m}^0\text{K}$$

Hệ số dẫn nhiệt của phần lớn kim loại giảm khi nhiệt độ tăng và có giá trị trong khoảng từ 20 đến 400 $\text{W/m}^0\text{K}$.

5. Định luật Fourier

Phương trình tổng quát của định luật như sau:

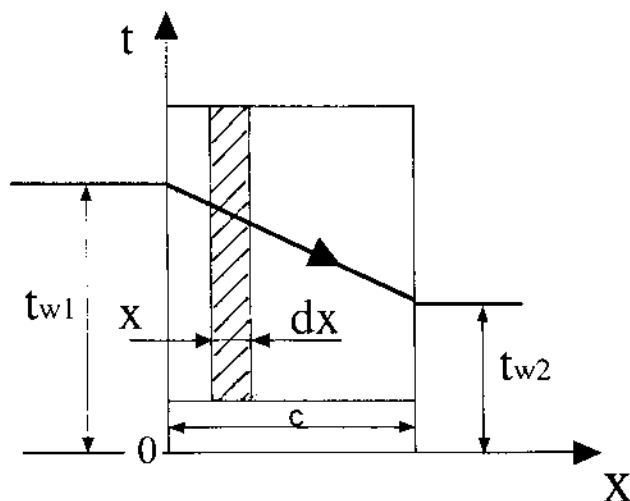
$$\vec{q} = -\lambda \vec{\text{grad}t}; q = -\lambda |\text{grad}t| = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} \text{ [w/m}^2\text{]} \quad (3-2)$$

Mật độ dòng nhiệt tỷ lệ thuận với gradian nhiệt độ.

II. DẪN NHIỆT ỔN ĐỊNH KHÔNG CÓ NGUỒN NHIỆT BÊN TRONG QUA VÁCH PHẪNG

Một vật khi không xảy ra phản ứng hoá học hoặc phản ứng nguyên tử hay không có dòng điện chạy qua gọi là vật không có nguồn nhiệt bên trong.

- Xét một tấm phẳng rộng vô hạn có chiều dày δ , hệ số dẫn nhiệt $\lambda = \text{const}$.



Hình 3-1: Biểu diễn quá trình dẫn nhiệt qua vách phẳng

- Khi giả thiết chiều dày vách δ có giá trị rất nhỏ so với chiều dài và chiều rộng, trường nhiệt độ ổn định 3 chiều $t = f(x, y, z)$ trở thành trường nhiệt độ 1 chiều $t = f(x)$.

- Giả thiết nhiệt độ mặt trái nóng t_{w1} lớn hơn nhiệt độ mặt phải t_{w2} .

- Ta cần xác định trường nhiệt độ $t = f(x)$, q , Q .

Dùng định luật Fourier để giải bài toán:

Tại vị trí x ta lấy phân tố chiều dày dx , ta viết định luật Fourier đối với dx :

$$q = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} = -\lambda \frac{dt}{dx} \text{ hay } dt = -\frac{q}{\lambda} dx \quad (3-3)$$

Ở đây $t \equiv n$; và vì $t = f(x)$.

Sau khi tích phân ta có: $t = - (q/\lambda)x + c$;

Ta thấy nhiệt độ giảm theo chiều dày của vách với quan hệ tuyến tính.

Để tìm nhiệt q ta thế điều kiện biên:

$$x = 0, t = t_{w1};$$

$$x = \delta, t = t_{w2};$$

Cuối cùng sau rút gọn ta có:

$$q = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{\delta}{\lambda}} = \frac{\Delta t}{R} \text{ (W)} \quad (3-4)$$

Trong đó: R - Gọi là nhiệt trở dẫn nhiệt.

δ - Chiều dày của vách (m).

λ - Hệ số dẫn nhiệt (W/m/K).

Muốn cho q giảm thì Δt giảm hoặc nhiệt trở tăng và ngược lại.

Với vách phẳng gồm nhiều lớp vật liệu, ta vẫn có công thức trên.

$$q = \frac{\Delta t}{R} \quad (3-5)$$

$$\Delta t = t_1 - t_{n+1}$$

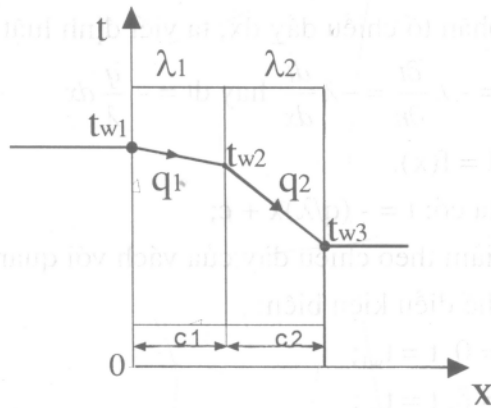
$$R = \sum_1^n R_i = \sum_1^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}$$

Ví dụ vách hai lớp:

$$q = \frac{t_{w1} - t_{w3}}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}} \quad (3-6)$$

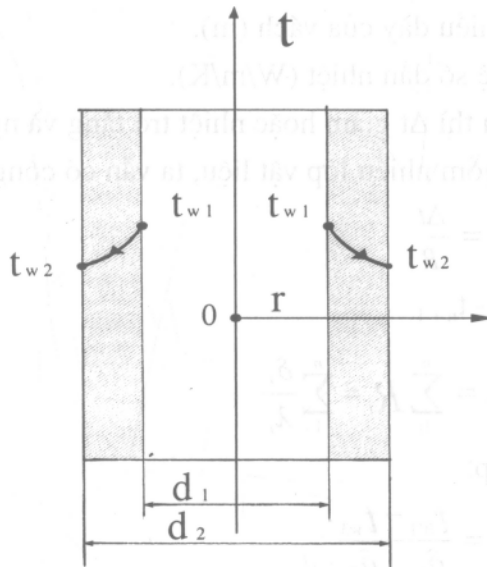
Để tìm t_{w2} : Dựa vào điều kiện trường nhiệt độ ổn định

$$q = q_1 = q_2; q = q_1 = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{\delta_1}{\lambda_1}} \Rightarrow t_{w1} - q \frac{\delta_1}{\lambda_1} \quad (3-7)$$



Hình 3-2. Biểu diễn quá trình dẫn nhiệt qua vách phẳng 2 lớp

III. DẪN NHIỆT ỔN ĐỊNH KHÔNG CÓ NGUỒN NHIỆT BÊN TRONG QUA VÁCH TRỤ



Hình 3-3. Biểu diễn quá trình truyền nhiệt qua vách trụ

Tương tự, xét vách trụ (là các ống) có chiều dài l , đường kính d_1, d_2 , hệ số dẫn nhiệt $\lambda = \text{const}$. Giả thiết chiều dài l rất lớn hơn chiều dày

$\delta = (d_2 - d_1)/2$. Khi đó trường nhiệt độ 3 chiều $t = f(x, y, z)$ thành hai chiều,

$t = f(x,y)$, tuy nhiên với đường tròn thì thay x,y bằng hướng bán kính r (toạ độ cực bán kính r) ta sẽ có trường nhiệt độ một chiều $t = f(r)$. Giả thiết nhiệt độ mặt trong t_{w1} lớn hơn mặt ngoài t_{w2} ta cần tìm $t = f(r)$, dòng nhiệt Q . Tương tự như với vách phẳng, dùng định luật Furie để giải, ta có kết quả như sau:

$$q_l = Q/l, \text{ W/m} - \text{Dòng nhiệt ứng với 1m chiều dài ống.} \quad (3-8)$$

$$q_l = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{1}{2\pi\lambda} \cdot \ln \frac{d_2}{d_1}} = \frac{\Delta t}{R} \quad (3-9)$$

$$Q = q_l \cdot l \quad (3-10)$$

ở đây, $R = \frac{1}{2\pi\lambda} \cdot \ln \frac{d_2}{d_1}$ gọi là nhiệt trở dẫn nhiệt của vách trụ

Tương tự như vách phẳng, muốn q_l tăng thì Δt tăng, R giảm và ngược lại.

Chương 4

TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU VÀ BỨC XẠ

Mục tiêu:

Nắm được các tiêu chuẩn đồng dạng thường dùng, công thức Niuton, các công thức tính toán trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên, đối lưu cưỡng bức, đối lưu khi có biến đổi pha và trao đổi nhiệt bức xạ.

Nội dung tóm tắt:

- Các nhân tố ảnh hưởng đến trao đổi đối lưu.
- Công thức niu tôn và các tiêu chuẩn đồng dạng thường dùng.
- Công thức tính trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian vô hạn.
- Công thức tính trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức khi dòng chảy qua chùm ống.
- Công thức trao đổi nhiệt đối lưu khi có biến đổi pha.
- Trao đổi nhiệt bức xạ.

I. CÁC NHÂN TỐ ẢNH HƯỞNG ĐẾN TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU

1. Trao đổi nhiệt đối lưu

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 chất lỏng (hoặc chất 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 toả nhiệt đối lưu.

2. Những nhân tố ảnh hưởng đến trao đổi nhiệt đối lưu

2.1. Nguyên nhân gây ra chuyển động

Chuyển động của chất lỏng hoặc chất khí có thể do nhiều nguyên nhân khác nhau. Dựa vào nguyên nhân gây ra chuyển động người ta phân tích thành chuyển động tự nhiên (chuyển động tự do) và chuyển động cưỡng bức. Chuyển động tự nhiên là chuyển động gây ra bởi do có chênh lệch nhiệt độ Δt từ đó có chênh lệch mật độ và chênh lệch về áp suất của chất lỏng hay chất khí.

Chuyển động cưỡng bức là chuyển động gây bởi ngoại lực, như dùng quạt để đẩy chất khí chuyển động hay dùng bơm để đẩy chất lỏng chuyển động. Trong chuyển động cưỡng bức bao giờ cũng kèm theo chuyển động tự nhiên. Vì trong chuyển động nội bộ chất lỏng, chất khí luôn luôn có những phần có nhiệt độ khác nhau do đó sẽ xuất hiện chuyển động tự nhiên. Ảnh hưởng của chuyển động tự nhiên đến chuyển động cưỡng bức nhỏ nếu tốc độ chuyển động cưỡng bức lớn hơn và ngược lại. Trao đổi nhiệt đối lưu khi chất lỏng chuyển động tự nhiên gọi là trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên. Trao đổi nhiệt đối lưu khi chất lỏng chuyển động cưỡng bức gọi là trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức.

2.2. Chế độ chuyển động.

Chuyển động của chất lỏng hay chất khí có thể là chế độ chảy tầng, chế độ quá độ hay chế độ chảy rối.

Chuyển động chảy tầng là chuyển động mà các phần tử chất lỏng có quỹ đạo song song với nhau và chuyển động cùng với hướng của dòng.

Chuyển động chảy rối là chuyển động mà quỹ đạo của các phần tử chất lỏng không theo quy luật nào. Nhưng do ma sát giữa chất lỏng với thành ống, bao giờ ở sát ống cũng có một lớp mỏng chảy tầng, người ta gọi là lớp đệm tầng. Chiều dày của lớp đệm tầng phụ thuộc vào tốc độ chuyển động và độ nhớt của chất lỏng. Nếu tốc độ chuyển động lớn, độ nhớt bé thì chiều dày lớp này sẽ bé. Chế độ chuyển động được xác định bởi tiêu chuẩn Reynol với trường hợp dòng chất lỏng, khí chảy trong ống $Re = \omega d / \nu$

ω : là tốc độ chuyển động (m/s)

d : là đường kính trong của ống (m)

ν : là độ nhớt động học (m^2/s)

- Dòng chảy tầng khi $Re \leq 2.10^3$

- Dòng chảy rối khi $Re \geq 1.10^4$

- Dòng chảy quá độ khi $2 \cdot 10^3 < Re < 1 \cdot 10^4$

So sánh cùng điều kiện, trao đổi nhiệt khi chảy rối sẽ lớn nhất, tuy nhiên trở kháng thuỷ lực cũng lớn nhất (tức công suất bơm quạt lớn nhất lại là điều kiện không tốt)

Bởi vậy trong thực tế phải chọn tốc độ dòng chảy tối ưu (không quá lớn mà cũng không quá nhỏ)

2.3. Tính chất vật lý của chất lỏng hay chất khí.

Quá trình trao đổi nhiệt đối lưu phụ thuộc rất nhiều vào tính chất vật lý của chất lỏng hay chất khí. Các chất lỏng, chất khí khác nhau thì tính chất vật lý của nó khác nhau do đó quá trình trao đổi nhiệt cũng sẽ khác nhau. Những tính chất vật lý ảnh hưởng đến trao đổi nhiệt đối lưu đó là khối lượng riêng (mật độ) ρ , nhiệt dung riêng C_p , hệ số dẫn nhiệt λ , hệ số giãn nở nhiệt độ α , độ nhớt động học γ hay độ nhớt động lực μ , hệ số giãn nở thể tích β v.v....

2.4. Hình dáng, kích thước, vị trí bề mặt trao đổi nhiệt.

Bề mặt trao đổi nhiệt có thể có hình dáng khác nhau. Tất cả những cái đó ảnh hưởng đến chế độ thuỷ động do đó ảnh hưởng quá trình trao đổi nhiệt. Ví dụ trao đổi nhiệt giữa tấm phẳng đặt đứng với chất lỏng, chất khí chuyển động sẽ khác với trao đổi nhiệt của một ống hay một dây đặt đứng. Trao đổi nhiệt của tấm phẳng đặt đứng sẽ khác trao đổi nhiệt của tấm phẳng nằm ngang v.v....

II. CÔNG THỨC NIUTON VÀ CÁC TIÊU CHUẨN ĐỒNG DẠNG THƯỜNG DÙNG

1. Công thức Niuton

Lượng nhiệt trao đổi nhiệt bằng đối lưu giữa bề mặt vật rắn tiếp xúc với chất lỏng trong một đơn vị thời gian được xác định theo công thức Niuton.

$$Q = \alpha F \Delta t \text{ (W)} \quad (4-1)$$

Trong đó:

α : Hệ số toả nhiệt (hệ số trao đổi nhiệt đối lưu) ($\text{W/m}^2\text{K}$)

F : diện tích bề mặt tiếp xúc giữa vách rắn và chất lỏng (m^2)

$\Delta t = |t_f - t_w|$: độ chênh lệch nhiệt độ giữa nhiệt độ chất lỏng ở xa bề mặt và nhiệt độ bề mặt chất rắn t_w .

Về hình thức công thức Niuton rất đơn giản nhưng khó khăn là làm sao xác định được hệ số α .

Có hai phương pháp xác định hệ số α :

- *Phương pháp lý thuyết*: Giải các phương trình vi phân, phương pháp này phức tạp.

- *Phương pháp thực nghiệm*: Nếu thực nghiệm đơn thuần thì kết quả này chỉ đúng cho trường hợp làm thí nghiệm. Muốn kết quả thí nghiệm được ứng dụng rộng ta phải sử dụng thêm lý thuyết đồng dạng.

2. Lý thuyết đồng dạng

2.1. Định nghĩa

Hai hiện tượng vật lý gọi là đồng dạng với nhau khi chúng có cùng các phương trình toán mô tả hiện tượng và cùng bản chất vật lý.

2.2. Tính chất của hai hiện tượng vật lý đã đồng dạng

Ở đây ta không xét điều kiện khi nào hai hiện tượng đồng dạng mà chỉ xét tính chất khi chúng đã đồng dạng.

- Tồn tại một số tiêu chuẩn đồng dạng: Tiêu chuẩn đồng dạng là tổ hợp của một số các đại lượng vật lý. Tiêu chuẩn đồng dạng không có đơn vị đo; tiêu chuẩn đồng dạng được mang tên các nhà bác học.

- Tất cả các tiêu chuẩn đồng dạng cùng tên phải bằng nhau

Ví dụ: Hiện tượng 1 có Nu_1, Re_1

Hiện tượng 2 có Nu_2, Re_2

Thì $Nu_1 = Nu_2, Re_1 = Re_2$

- Các tiêu chuẩn phụ thuộc vào nhau theo một quan hệ gọi là phương trình tiêu chuẩn

Hiện tượng 1: $Nu_1 = f_1(Re_1)$

Hiện tượng 2: $Nu_2 = f_2(Re_2)$

f_1, f_2 : Phương trình tiêu chuẩn

- Phương trình tiêu chuẩn của hai hiện tượng vật lý đã đồng dạng phải bằng nhau, nghĩa là: $f_1 = f_2 = f$

Vậy ta làm thí nghiệm rồi chỉnh lý dưới dạng phương trình tiêu chuẩn. Phương trình tiêu chuẩn này sẽ đúng cho tất cả các trường hợp đồng dạng với nó.

- Một cách tổng quát có thể viết:

$\alpha = f(\lambda, c, \rho, \gamma, a, \omega, t_w, t_f, \text{kích thước}).$

2.3. Các tiêu chuẩn đồng dạng đối lưu ổn định

2.3.1. Tiêu chuẩn Nusselt

Đặc trưng cho cường độ trao đổi nhiệt đối lưu:

$$Nu = \alpha l / \lambda$$

Ở đây l là kích thước xác định, nó là kích thước nào của vật rắn có ảnh hưởng nhiều nhất tới đối lưu. Ví dụ khi chất lỏng chuyển động trong ống $l \equiv d$ - đường kính của ống.

2.3.2. Tiêu chuẩn Reynold

Là tỷ số giữa lực quán tính và lực nhớt, nó xác định đặc tính chuyển động của chất lỏng hay chất khí (thể hiện đối lưu cưỡng bức).

$$Re = \omega l / \gamma$$

2.3.3. Tiêu chuẩn Prandtl

Xác định tính chất vật lý của chất lỏng hay chất khí:

$$Pr = \frac{\nu}{a}$$

a , hệ số dẫn nhiệt độ (m^2/s)

2.3.4. Tiêu chuẩn Grashof

Đặc trưng cho tỷ số giữa lực nén gây ra do chênh lệch nhiệt độ, mật độ và lực ma sát:

$$Gr = \frac{g l^3}{\gamma^2} \beta \Delta t$$

Trong đó: Gia tốc trọng trường $g = 9,81 m/s^2$;

β Hệ số giãn nở vì nhiệt $\beta = \frac{1}{T_f}$;

T_f Nhiệt độ của chất lỏng (K);

$\Delta t = |t_w - t_f|$ Độ chênh nhiệt độ;

t_w Nhiệt độ bề mặt;

2.4. Phương trình tiêu chuẩn

Từ lý thuyết đồng dạng ta có thể viết:

$$Nu = f(Re, Pr, Gr)$$

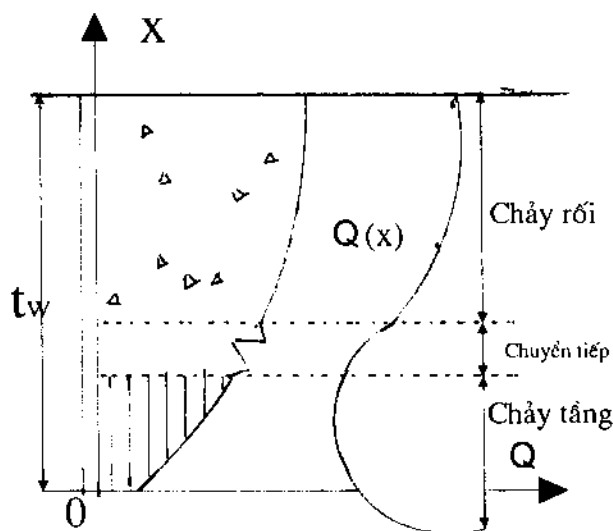
Muốn biết dạng cụ thể ta phải làm thực nghiệm. Phương trình trên trong thực nghiệm thường được biểu diễn dưới dạng hàm số mũ sau:

$$Nu = C.Re^n.Pr^m.Gr^p$$

Trong đó: C, n, m, p là các hằng số xác định bằng thực nghiệm.

III. CÔNG THỨC TÍNH TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU TỰ NHIÊN TRONG KHÔNG GIAN VÔ HẠN

Xét trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian vô hạn ở một tấm phẳng trong ống đặt đứng (hình 4-1), giả sử có một tấm phẳng đặt đứng nhiệt độ của bề mặt tấm t_w .



Hình 4.1. Biểu diễn quá trình trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian vô hạn

Không khí xung quanh có nhiệt độ t_f ($t_w > t_f$).

Quá trình trao đổi nhiệt xảy ra giữa vách và không khí, lớp không khí sát vách được đốt nóng, nên mật độ (khối lượng riêng) của nó trở nên nhỏ hơn mật độ của không khí ở xa vách. Nhờ lực này lớn không khí ở sát vách chuyển động lên trên và lập tức sẽ có một lớp không khí đi vào chiếm chỗ, tạo lên một dòng đối lưu tự nhiên.

Quá trình tiếp diễn dần dần, khối không khí xung quanh được đốt nóng, đặc tính chuyển động của khối không khí sát mặt vách có thể thấy rõ trên hình 4-1.

Ở phần dưới của vách không khí được nung lên với tốc độ không lớn lắm, không khí chuyển động ở chế độ chảy tầng. Chiều dày của chế độ chảy tầng tăng dần tới một khoảng cách nào đó tốc độ chuyển động của không khí đủ lớn, chế độ chảy tầng bị phá vỡ, chuyển sang chế độ chuyển tiếp. Càng lên cao tốc độ của dòng không khí càng lớn và chế độ chảy rối được hình thành.

Tương ứng với đặc tính chuyển động và chiều dày lớp biên dọc theo bề mặt vách hệ số toả nhiệt đối lưu tự nhiên cũng thay đổi. Hệ số toả nhiệt ở mép dưới cùng lớn nhất vì chiều dày lớp biên ở đó là nhỏ nhất. Sau đó hệ số toả nhiệt giảm dần vì chiều dày lớp biên tăng lên. Khi sang chế độ chuyển tiếp hệ số toả nhiệt lại tăng và có giá trị không đổi ở vùng chảy rối.

Trong thực tế người ta dùng các công thức thực nghiệm trên cơ sở nhiều kết quả thực nghiệm đối với các vật có hình dạng, kích thước khác nhau. Công thức thực nghiệm có dạng:

$$Nu = C(Gr Pr)^n \left(\frac{P_{\eta}}{P_{rw}} \right)^{0,25} \quad (4-2)$$

Giá trị c và n xác định theo Bảng 4.1.

Trong công thức trên nhiệt độ xác định là nhiệt độ trung bình của lớp biên $t = 0,5 (t_w + t_f)$.

Còn kích thước xác định đối với ống hay tấm đặt đứng lấy h ; ống nằm ngang lấy đường kính, tấm nằm ngang lấy chiều rộng tấm. Tấm nằm ngang bề mặt đốt nóng quay lên trên thì hệ số toả nhiệt cần tăng thêm 30%, còn bề mặt đốt nóng quay xuống dưới thì hệ số toả nhiệt cần giảm 20%.

Với khí Pr không phụ thuộc vào nhiệt độ nên $(P/P_{rn})^{0,25} = 1$.

Bảng 4.1: Các hằng số trong trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên

Trạng thái chuyển động	(Gr, Pr)	c	n
Trạng thái chảy màng	$< 10^{-3}$	0,5	0
Khu vực quá độ từ chảy màng sang chảy tầng	$1.10^{-3} \div 5.10^2$	1,18	1/8
Chảy tầng	$5.10^2 \div 2.10^7$	0,54	1/4
Chảy rối	$2.10^7 \div 1.10^{13}$	0,135	1/3

IV. CÔNG THỨC TÍNH TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU CƯỜNG BỨC KHI DÒNG CHẤT LỎNG CHẢY NGANG QUA CHÙM ỐNG

1. Trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức khi chất lỏng chảy trong ống

Chuyển động trong ống có thể là chảy tầng hay chảy rối. Chế độ chảy được xác định bằng tiêu chuẩn Re. Khi $Re < 2300$, chảy tầng.

$Re > 2300$, chảy rối

1.1. Trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức khi chất lỏng chảy tầng ($Re < 2300$).

Bảng 4.2. Hệ số tỉ lệ giữa chiều dài và đường kính của ống

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

Công thức thực nghiệm tính hệ số toả nhiệt trung bình theo chiều dài khi chất lỏng hay chất khí chuyển động cưỡng bức trong ống ở chế độ chảy tầng là:
 $Nu = 0,15 Re_f^{0,33} \cdot Pr_f^{0,43} Gr_f^{0,1} (Pr_f/Pr_w)^{0,25}$ (4-3)

Với ống ngắn $l/d < 50$. Hệ số toả nhiệt tính theo phương trình tiêu chuẩn (4-3) cần nhân thêm với hệ số hiệu chỉnh ε_l . Giá trị của nó lấy ở Bảng 4.2.

1.2. Trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức khi chảy rối trong ống ($Re > 2300$).

Phương trình tiêu chuẩn xác định hệ số toả nhiệt.

Khi chảy rối trong ống có dạng.

$$Nu = 0,021 Re_f^{0,8} \cdot Pr_f^{0,43} (Pr_f/Pr_w)^{0,25} \varepsilon_l \cdot \varepsilon_r \quad (4-4)$$

Đối với không khí:

$$Nu_f = 0,018 Re_f^{0,8} \varepsilon_l \cdot \varepsilon_r \quad (4-5)$$

Bảng 4.3. Hệ số ảnh hưởng chiều dài ống

l/d	ε_l		
	$Re = 2 \cdot 10^3$	$Re = 2 \cdot 10^4$	$Re = 2 \cdot 10^5$
10	1,28	1,18	1,10
15	1,18	1,13	1,08

20	1,13	1,10	1,06
30	1,05	1,05	1,05
40	1,02	1,02	1,02

ϵ_l - Hệ số kể đến ảnh hưởng của chiều dài ống tới hệ số toả nhiệt, được tính theo Bảng 4.3

ϵ_R - Là hệ số kể đến ảnh hưởng của độ cong của ống với bán kính cong R . $\epsilon_R = 1 + 1,77d/R$

Trong công thức tiêu chuẩn trên kích thước xác định là đường kính trong của ống hoặc đường kính tương đương, nhiệt độ xác định là nhiệt độ trung bình của chất lỏng hay chất khí.

2. Trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức khi dòng chảy ngang qua chùm ống

Thực tế ta thường gặp các thiết bị trao đổi nhiệt (bình ngưng, bình bay hơi...) gồm nhiều ống. Các ống được xếp song song hoặc sole nhau xem hình 4-2 và hình 4-3.

Trong đó:

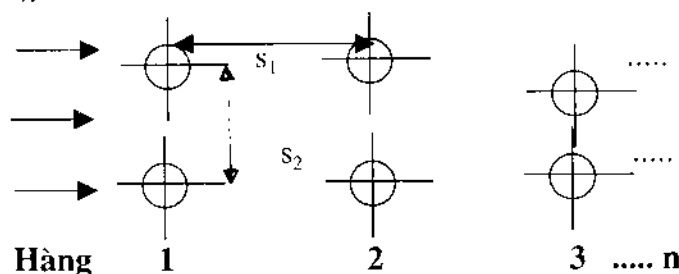
s_1 Là bước ống ngang.

s_2 Bước ống dọc.

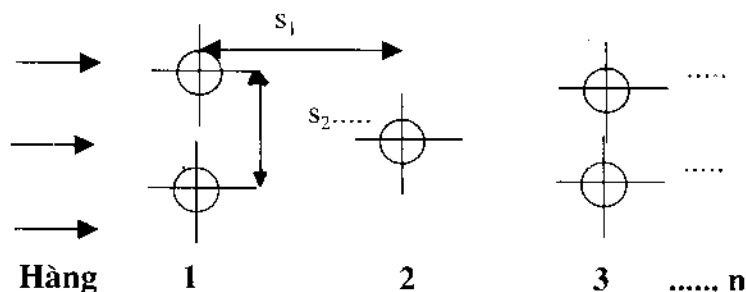
z Số hàng ống(n).

Thực tế cho thấy khi n tăng (tăng rối loạn) dẫn tới hệ số toả nhiệt của hàng ống tăng. Tuy nhiên với $n \geq 3$ (từ hàng ống thứ 3 trở đi) hệ số α_i không đổi nữa. ta có công thức sau để xác định hệ số toả nhiệt trung bình của chùm ống sole hoặc song song:

$$\alpha = \frac{\alpha_1 + \alpha_2 + (n-2)\alpha_3}{n}$$



Hình 4.2. Thiết bị trao đổi nhiệt có hàng ống xếp song song



Hình 4.3. Thiết bị trao đổi nhiệt có hàng ống xếp so le

Khi xếp song song: $\alpha_1 = 0,6\alpha_3$; $\alpha_2 = 0,9\alpha_3$.

Khi xếp so le: $\alpha_1 = 0,6\alpha_3$; $\alpha_2 = 0,7\alpha_3$.

Để xác định hệ số toả nhiệt của hàng ống thứ 3 (α_3) ta dùng các công thức sau:

- Đối với trường hợp dòng chảy cắt ngang chùm ống song song ta có:

$$Nu_f = 0,26 Re_f^{0,65} \cdot Pr_f^{0,33} \cdot \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \cdot \epsilon_s \cdot \epsilon_\psi \quad (4-6)$$

- Đối với chùm ống so le:

$$Nu_f = 0,41 Re_f^{0,6} \cdot Pr_f^{0,33} \cdot \left(\frac{P\delta_f}{P\delta_w} \right)^{0,25} \cdot \epsilon_s \cdot \epsilon_\psi \quad (4-7)$$

Trong đó: ϵ_s hệ số kể tới ảnh hưởng của bước ống; trong trường hợp đơn giản coi $\epsilon_s = 1$.

ϵ_ψ hệ số kể tới ảnh hưởng góc cắt giữa dòng chảy và chùm ống ψ .

Khi $\psi = 90^\circ \rightarrow \epsilon_\psi = 1$ với $\psi \neq 90^\circ$ thì tra giá trị của ϵ_ψ theo đồ thị có trong các sách chuyên khảo về nhiệt.

V. CÔNG THỨC TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU KHI CÓ BIẾN ĐỔI PHA

1. Trao đổi nhiệt khi ngưng (toả nhiệt khi ngưng tụ)

Quá trình ngưng hơi thường gặp 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 bề

mặt bão hoà $t_w < t_s$ 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 toả nhiệt khi ngưng màng có thể bé hơn khi ngưng giọt 10 đến 15 lần.

Nusselt là người đầu tiên giải bài toán ngưng màng trên vách đứng được trình bày trên (hình 4-4), ta cần xác định hệ số toả nhiệt khi ngưng trong trường hợp này. Tại vị trí x nào đó thuộc màng nước ngưng có chiều dày δx , Nusselt đã tìm ra được công thức tính hệ số trao đổi nhiệt như sau:

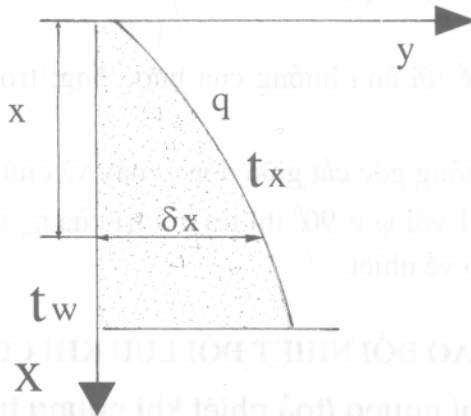
$$\alpha_x = \sqrt[4]{\frac{4\lambda\gamma(t_s - t_w)x}{r\rho g}} \quad (4-8)$$

Hệ số toả nhiệt trung bình trên bề mặt vách đứng có chiều cao h :

$$\bar{\alpha} = \frac{1}{h} \int_0^h \alpha_x dx = 0,943 \sqrt[4]{\frac{r\rho g\lambda^3}{\gamma h(t_s - t_w)}} \quad (4-9)$$

Đối với ống có đường kính ngoài d , đặt nằm ngang, Nusselt cũng đã thiết lập được công thức tính hệ số toả nhiệt trung bình:

$$\bar{\alpha} = 0,728 \sqrt[4]{\frac{r \cdot \rho \cdot g \cdot \lambda^3}{\gamma \cdot d(t_s - t_w)}} \quad (4-10)$$



Hình 4-4 Đồ thị trao đổi nhiệt khi ngưng tụ

Trong đó:

g : Gia tốc trọng trường (m/s^2)

λ : Hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng ngưng (W/m.K)

r : Nhiệt hoá hơi (J/kg)

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

v : Độ nhớt động học (m^2/s);

h : Chiều cao (m)

d : Đường kính (m);

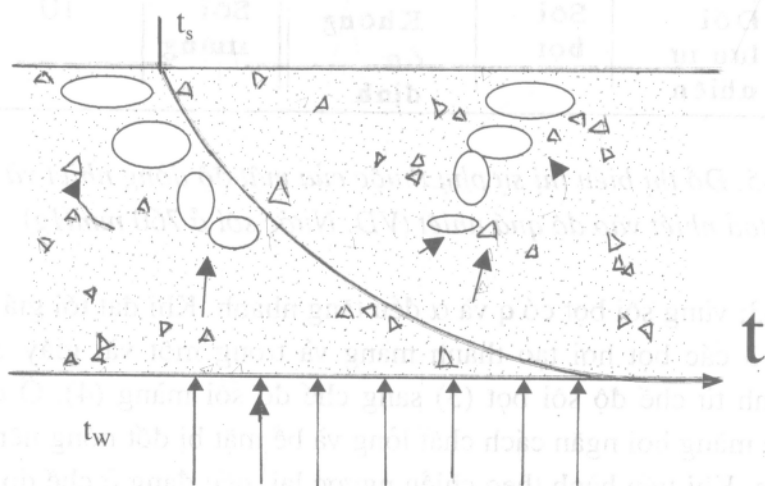
t_s : Nhiệt độ sôi;

t_w : Nhiệt độ bề mặt

Hệ số toả 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 của vật ngưng, sự quá nhiệt hoặc độ ẩm của hơi, cách bố trí bề mặt ngưng, ảnh hưởng của các dòng khí không ngưng lẫn trong hơi vv....

2. Trao đổi 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 kỹ thuật. Để có quá trình sôi, tương tự như quá trình ngưng, phải có hai điều kiện; độ quá nhiệt $t_w - t_s > 0$ và phải có tâm hoá hơi. Các bọt hơi xuất hiện tại các tâm hoá 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.

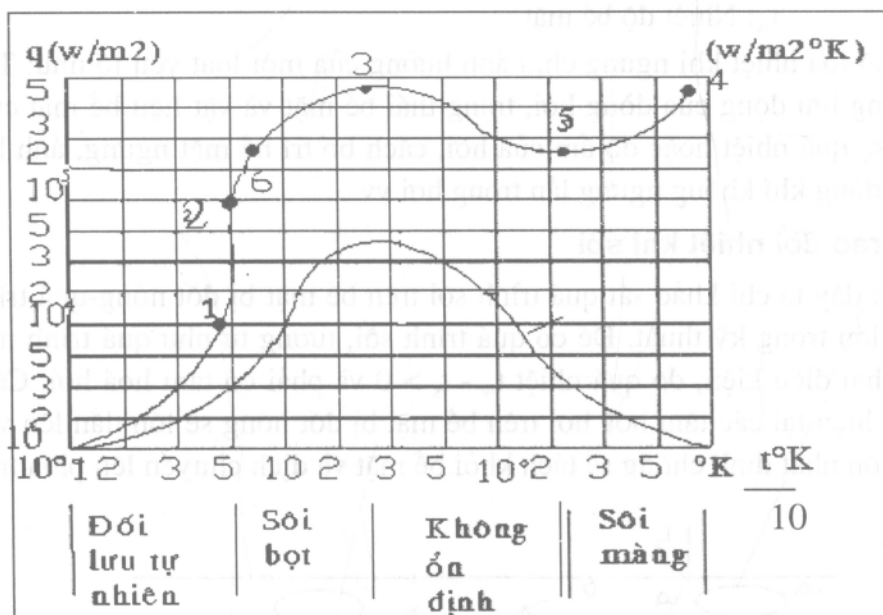


Hình 4-4. Sơ đồ trao đổi nhiệt khi sôi

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 nhiều so với trường hợp đối lưu 1 pha (khi không sôi). Trong quá trình sôi, nhiệt độ của khối chất lỏng cao hơn nhiệt độ bão hoà từ 0,1 đến 0,5°C (Hình 4-4).

Ở sát bề mặt bị đốt nóng, nước được quá nhiệt lớn hơn. Quan hệ giữa q , α và độ quá nhiệt $\Delta t = t_s - t_w$ (thí dụ nước sôi ở áp suất khí quyển) được trình bày trên Hình 4-5.

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 4-5. Đồ thị biểu thị sự phụ thuộc của mật độ dòng nhiệt và hệ số toả nhiệt vào độ quá nhiệt (VD. Nước sôi ở 760 mmHg)

Vùng 2-3; vùng sôi bọt có q và α đều tăng nhanh. Khi đạt tới giá trị tới hạn q_{krl} 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 toả 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

nhệt tới 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 bề mặt bị đốt nóng. Thí dụ nước sôi ở áp suất khí quyển có $q_{kr1} = 1,2 \cdot 10^6 \text{ W/m}^2$, $\alpha_3 \approx (3,5 \div 4) \cdot 10^4 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$

$\Delta t = 25 \div 35^\circ \text{K}$. Khi chuyển từ trạng thái 3 sang 4, Δt tăng lên 30 lần, tức là ở điểm 4, $\Delta t = 750 \div 1050^\circ \text{K}$ và $t_w = 850 \div 1150^\circ \text{C}$, điều này dễ dàng dẫn tới sự phá huỷ 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 tới hạn.

Hệ số toả nhiệt α khi nước sôi bọt trong phạm vi áp suất từ 0,1 đến 150 bar được tính theo công thức thực nghiệm sau:

$$\alpha = 3,15 \cdot q^{0,15} \cdot p^{0,7} \quad (4-11a)$$

Hoặc $\alpha = 46 \cdot \Delta t^{2,33} \cdot p^{0,5} \quad (4-11b)$

Trong đó: $\alpha [\text{W/m}^2 \cdot \text{K}]$, $q [\text{W/m}^2]$, $p [\text{bar}]$, $\Delta t = t_w - t_s$

Các yếu tố cơ bản ảnh hưởng tới quá trình toả nhiệt khi sôi là:

- Độ quá nhiệt.
- Góc dính ướt giữa chất lỏng và bề mặt bị đốt nóng.
- Áp suất.
- Sức căng bề mặt và độ nhớt của chất lỏng.
- Trạng thái bề mặt bị đốt nóng.
- Tốc độ chuyển động của chất lỏng cũng như cách bố trí bề mặt bị đốt nóng.

VI. TRAO ĐỔI NHIỆT BỨC XẠ

1. Những khái niệm cơ bản

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, các phân tử vật chất. Các dao động điện từ này được truyền trong không gian theo mọi phương dưới dạng sóng điện từ. Trong kỹ thuật nhiệt ta chỉ khảo sát những tia mà ở nhiệt độ thường gặp trong kỹ 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 ta gọi là tia nhiệt ($\lambda = 0,4 \div 400 \mu$). 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 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 không chỉ phụ thuộc vào hiệu nhiệt độ mà còn phụ thuộc vào giá trị nhiệt độ tuyệt đối của các vật tham gia trao đổi nhiệt.

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 :

$$Q = Q_R + Q_A + Q_D$$

$$Q_R/Q = R \text{ gọi là hệ số phản xạ.}$$

$$Q_A/Q = A \text{ gọi là hệ số hấp thụ.}$$

$$Q_D/Q = D \text{ gọi là hệ số xuyên qua.}$$

$$R + A + D = 1$$

Khi $A = 1$ tức $D = R = 0$; vật gọi là vật đen tuyệt đối (muội than $A = 0,96$)

Khi $R = 1$ tức $D = A = 0$; vật trắng tuyệt đối (gương $R = 0,96$)

Khi $D = 1$ tức $A = R = 0$; vật trong tuyệt đối (không khí khô sạch $D=1$).

Lưu ý:

- Các vật rắn là các vật có $D = 0$ do đó được gọi là vật đục tức

$$R + A = 1 \text{ hay } A = 1 - R.$$

1.3. Năng suất bức xạ, bức xạ hiệu dụng, bức xạ hiệu quả

Lượng nhiệt bức xạ phát ra từ vật với mọi bước sóng trong 1 đơn vị thời gian được gọi là dòng bức xạ Q [w].

Năng suất bức xạ là dòng bức xạ phát ra từ 1 đơn vị diện tích bề mặt vật:

$$E = \frac{Q}{F} \text{ (W/m}^2\text{);}$$

F - Là diện tích bề mặt (m^2).

- Bức xạ hiệu dụng E_{hd} 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} .

Ta có:

$$E_{hd} = E_R + E = E + (1 - A)E \quad (4-12)$$

Trong đó: E_t là phần bức xạ của môi trường xung quanh tới vật quan sát.

2. Một số định luật cơ bản về bức xạ

2.1. Định luật Stefan - Boltzman với vật đen tuyệt đối

Stefan - Boltzman là hai nhà bác học cùng nghiên cứu hiện tượng bức xạ, một người thì bằng lý thuyết còn một người bằng thực nghiệm và cho kết quả là như nhau:

Với vật đen tuyệt đối ta có:

$$E_0 = C_0 (T/100)^4 \quad (\text{W/m}^2) \quad (4-13)$$

$C_0 = 5,67$ là hệ số bức xạ của vật đen tuyệt đối.

Đối với vật xám đục (là các vật liệu thông thường ta gặp):

$$E = C \left[\frac{T}{100} \right]^4 \quad (4-14)$$

Trong đó: - C hệ số bức xạ của vật xám đục.

Để xác định C ta đưa ra khái niệm độ đen của một vật ϵ :

$$\text{Cùng nhiệt độ } \epsilon = \frac{E}{E_0} = \frac{C}{C_0}; \quad C = C_0 \epsilon.$$

Giá trị của ϵ được xác định bằng thực nghiệm, vậy với vật xám đục có:

$$E = C_0 \epsilon \left[\frac{T}{100} \right]^4$$

2.2. Định luật Kirch hoff

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.

$$E_0 = \frac{E}{A} \quad (\text{cùng nhiệt độ}); \quad \text{từ đó } A = (E/E_0);$$

Từ đó ta thấy $\epsilon = A$ độ đen có giá trị bằng hệ số hấp thụ nhưng ý nghĩa vật lý khác nhau. Độ đen thể hiện khả năng bức xạ, A thể hiện khả năng hấp thụ. Tuy nhiên từ đây ta thấy vật đen tuyệt đối sẽ bức xạ lớn nhất ($A = \epsilon = 1$), còn vật trắng tuyệt đối (gương) không có bức xạ ($R = 1; A = \epsilon = 0$).

2.3. Bức xạ giữa hai vách phẳng đặt song song trong môi trường trong suốt (không khí)

Giả thiết có hai vách phẳng (là các vật đục $A + R = 1$) đặt song song, vách 1

có T_1, ε_1 , vách 2 có T_2, ε_2 ; $T_1 > T_2$. Cần xác định năng suất bức xạ từ vật 1 sang vật 2 $E_{12}(\text{W/m}^2)$. Từ các định luật bức xạ và khái niệm bức xạ hiệu dụng, người ta đã tìm được công thức:

$$E_{12} = E_{\text{hd1}} - E_{\text{hd2}}$$

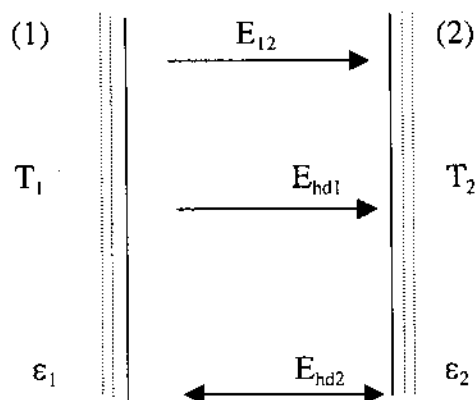
$$E_{12} = C_0 \varepsilon_{\text{hq}} \left(\left[\frac{T_1}{100} \right]^4 - \left[\frac{T_2}{100} \right]^4 \right)$$

Ở đây $C_0 = 5,67$, $\varepsilon_{\text{hiệu quả}}$ độ đen hiệu quả của hệ thống 2 vách đặt song song:

$$\varepsilon_{\text{hq}} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1}$$

Ta thấy ở cùng nhiệt độ T_1, T_2 nếu vật 1 và 2 là các vật đen tuyệt đối thì $\varepsilon_1 = \varepsilon_2 = \varepsilon_{\text{hq}}$ và E_{12} sẽ lớn nhất. Ngược lại nếu vật 1 và 2 là các vật trắng tuyệt đối (gương) thì $\varepsilon_1 = \varepsilon_2 = 0$ (vì $A_2 = 0 = \varepsilon_2, A_1 = 0 = \varepsilon_1$) nên $E_{12} = 0$ và $0 = \varepsilon_{\text{hq}}$ (nghĩa là không có bức xạ từ vách 1 sang vách 2).

Từ đây ta có thể giải thích cấu tạo ruột phích nước sôi (hay nước đá) gồm hai lớp thủy tinh tráng bạc (để chống bức xạ) và được hút chân không (chống đối lưu).



Hình 4.6 Bức xạ giữa hai vách phẳng đặt song song

Chương 5

TRUYỀN NHIỆT VÀ THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT CÁCH NHIỆT

Mục tiêu:

Nắm được các phân bố của trường nhiệt độ trong các vách truyền nhiệt, các công thức tính toán truyền nhiệt qua vách phẳng, vách trụ, vách có cánh. Công thức tính toán nhiệt trong thiết bị trao đổi nhiệt có vách ngăn và phương pháp tính kiểm tra động sương của vách cách nhiệt.

Nội dung tóm tắt:

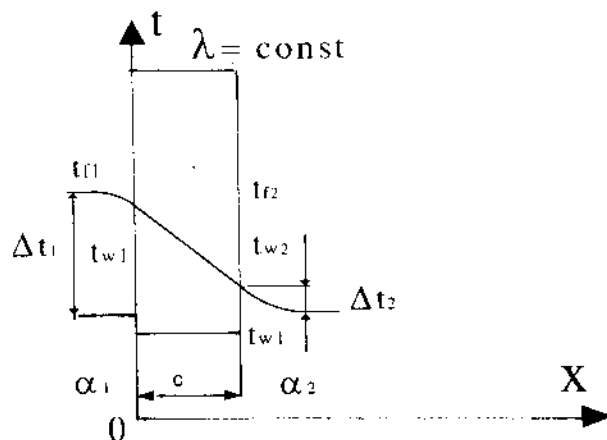
- Truyền nhiệt qua vách phẳng
- Truyền nhiệt qua vách trụ.
- Truyền nhiệt qua vách có cánh.
- Thiết bị trao đổi nhiệt.
- Tính nhiệt cho thiết bị trao đổi nhiệt ngăn cách.
- Cách nhiệt và kiểm tra động sương cho vách cách nhiệt.

I. TRUYỀN NHIỆT QUA VÁCH PHẪNG

1. Truyền nhiệt qua vách phẳng một lớp

Giả sử có một vách phẳng một lớp, hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm vách là λ (W/m K), vách dày δ (m), một phía bề mặt vách tiếp xúc với chất lỏng hoặc khí với nhiệt độ t_{f1} . Hệ số toả nhiệt của chất lỏng tới bề mặt vách là α_1 . Phía kia bề mặt vách tiếp xúc với chất lỏng hoặc khí có nhiệt độ t_{f2} hệ số toả nhiệt từ vách tới chất lỏng là α_2 (Hình 5-1).

Giả sử $t_{f1} > t_{f2}$ nhiệt sẽ truyền từ chất lỏng nóng có nhiệt độ cao t_{f1} qua bề mặt vách tới chất lỏng lạnh có nhiệt độ thấp t_{f2} .



Hình 5 - 1. Sơ đồ truyền nhiệt qua vách một lớp

Gọi t_{w1} là nhiệt độ bề mặt vách tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ t_{f1} , t_{w2} là nhiệt độ bề mặt vách tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ t_{f2} khi đó mật độ dòng nhiệt có thể viết với trường nhiệt độ ổn định $q = \text{const}$:

$$q = \alpha_1(t_{f1} - t_{w1}) = \lambda/\delta(t_{w1} - t_{w2}) = \alpha_2(t_{w2} - t_{f2}) \quad (5-1)$$

Trong hệ phương trình này q , t_{w1} , t_{w2} chưa biết, giải hệ phương trình ta xác định được q , t_{w1} , t_{w2} (chú ý rằng với quá trình ổn định thì q có giá trị không đổi).

$$t_{f1} - t_{w1} = q \cdot (1/\alpha_1)$$

$$t_{w1} - t_{w2} = q \cdot (\delta/\lambda)$$

$$t_{w2} - t_{f2} = q \cdot (1/\alpha_2)$$

Cộng hai vế của phương trình ta có:

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

Từ đó
$$q = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \cdot W/m^2 \quad (5-2)$$

Ký hiệu:
$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \cdot (W/m^2K)$$

Trong đó: k- Gọi là hệ số truyền nhiệt của vách phẳng một lớp.

$$\text{Khi đó } q = k(t_{f1}-t_{f2}) \quad (5-3)$$

Dòng nhiệt

$$Q = q.F = k.F(t_{f1}-t_{f2}).(W) \quad (5-4)$$

Đại lượng nghịch đảo của hệ số truyền nhiệt gọi là nhiệt trở R

$$R = \frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} . m^2 K / w$$

Trong đó:

$1/\alpha_1$ là nhiệt trở toả nhiệt đối lưu dòng chất lỏng nóng.

δ/λ là nhiệt trở dẫn nhiệt.

$1/\alpha_2$ là nhiệt trở toả nhiệt đối lưu dòng chất lỏng lạnh..

Biết q ta xác định được t_{w1}, t_{w2}

$$t_{w1} = t_{f1} - q.1/\alpha_1$$

$$t_{w2} = t_{w1} - q.\delta/\lambda = t_{f2} + q.1/\alpha_2$$

2. Truyền nhiệt qua vách phẳng nhiều lớp

Nếu vách ngăn giữa hai môi trường là vách phẳng nhiều lớp có chiều dày và hệ số dẫn nhiệt tương ứng $\delta_1, \delta_2 \dots \delta_n$ và $\lambda_1, \lambda_2, \dots \lambda_n$.

- Bằng cách chứng minh tương tự ta có:

$$q = k(t_{f1}-t_{f2}); (W/m^2) \quad (5-5)$$

- Ở đây k là hệ số truyền nhiệt của vách phẳng nhiều lớp.

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}} (w / m^2 . K) \quad (5-6)$$

- Biết q ta dễ dàng xác định được $t_{w1}, t_{w2}, \dots, t_{wn}, \dots$

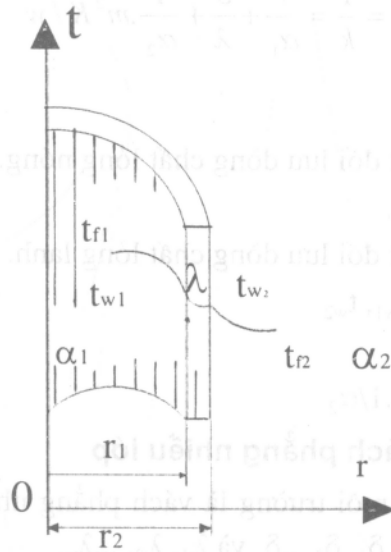
II. TRUYỀN NHIỆT QUA VÁCH TRỤ

1. Truyền nhiệt qua vách trụ một lớp

Giả sử có vách trụ dài l, đường kính trong d_1 , đường kính ngoài d_2 . Vách làm bằng vật liệu đồng chất có hệ số dẫn nhiệt λ . Phía bề mặt trong tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ t_{f1} hệ số toả nhiệt từ môi trường đến bề mặt trong

của vách là α_1 . Phía bề mặt ngoài tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ t_{r2} hệ số toả nhiệt từ bề mặt ngoài đến môi trường là α_2 (Hình 5-2).

Giả sử $t_{f1} > t_{r2}$ dòng nhiệt sẽ hướng từ trong ra ngoài. Gọi t_{w1} là nhiệt độ vách tiếp xúc với môi trường nóng, t_{w2} là nhiệt độ vách tiếp xúc với môi trường lạnh. Các nhiệt độ này ta chưa biết.



Hình 5 -2. Sơ đồ truyền nhiệt qua vách trụ 1 lớp

Dòng nhiệt ứng với một đơn vị chiều dài vách trụ ở trường nhiệt độ ổn định $q_l = \text{const}$ như sau:

$$q_{l1} = \alpha_1 \pi d_1 (t_{f1} - t_{w1}); \text{ (đối lưu của dòng nóng).}$$

$$q_{l2} = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\frac{1}{2\pi\lambda} \ln\left(\frac{d_2}{d_1}\right)}; \text{ (dẫn nhiệt qua vách).}$$

$$q_{l3} = \alpha_2 \pi d_2 (t_{w2} - t_{r2}); \text{ (đối lưu dòng lạnh)}$$

Giải hệ phương trình trên với $q_{l1} = q_{l2} = q_{l3} = q_l$ ta sẽ xác định được q_l, t_{w1}, t_{w2} .

$$t_{f1} - t_{w1} = q_l \frac{1}{\alpha_1 \pi d_1}$$

$$t_{w1} - t_{w2} = q_l \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1}$$

$$t_{w2} - t_{f2} = q_l \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2}$$

Cộng hai vế của phương trình ta được:

$$t_{f1} - t_{f2} = q_l \left(\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2} \right)$$

$$\text{và: } q_l = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2}} \quad (5-7)$$

$$\text{Gọi: } k_l = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2}} \quad (5-8)$$

là hệ số truyền nhiệt của một đơn vị dài vách trụ một lớp, khi đó:

$$q_l = k_l(t_{f1} - t_{f2}). (\text{W/m}) \quad (5-9)$$

$$\text{Dòng nhiệt } Q = q_l l = k_l l(t_{f1} - t_{f2}). (\text{W}) \quad (5-10)$$

Đại lượng $R_l = \frac{1}{K_l} = \frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2}$ gọi là nhiệt trở truyền

nhiệt của vách trụ một lớp. Trong đó $\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1}, \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2}$ là nhiệt trở toả nhiệt.

$\frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1}$ gọi là nhiệt trở dẫn nhiệt, biết q_l ta xác định được t_{w1}, t_{w2} :

$$t_{w1} = t_{f1} - q_l \cdot \frac{1}{\alpha_1 \pi d_1}$$

$$t_{w1} = t_{f1} - q_l \cdot \frac{1}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} = t_{f2} + q_l \cdot \frac{1}{\alpha_2 \pi d_2}$$

2. Truyền nhiệt qua vách trụ nhiều lớp

Khi vách trụ ngăn giữa hai môi trường là vách ngăn nhiều lớp có đường kính tương ứng là $d_1, d_2, d_3, \dots$ và hệ số dẫn nhiệt tương ứng là $\lambda_1, \lambda_2, \lambda_3, \dots$

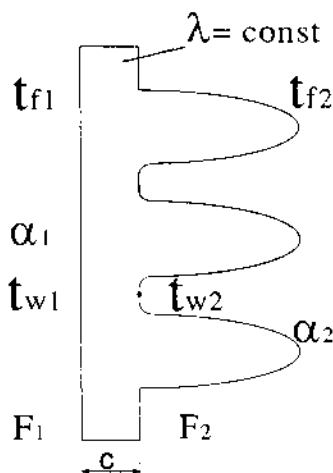
Ta cũng có thể viết:

$$q_l = K_l(t_{f1} - t_{f2}) \text{ w/m} \quad (5-11)$$

Ở đây K_l là hệ số truyền nhiệt qua vách trụ nhiều lớp:

$$K_l = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 \pi d_1} + \sum_{i=1}^n \frac{1}{2\pi\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\alpha_2 \pi d_{(n+1)}}} \quad (5-12)$$

III. TRUYỀN NHIỆT QUA VÁCH CÓ CÁNH



Hình 5-3. Hình trao đổi nhiệt qua vách có cánh

Giả sử có một vách có cánh (Hình 5-3) làm bằng vật liệu đồng chất có hệ số dẫn nhiệt λ vách dày δ , phía vách phẳng có diện tích F_1 tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ t_{f1} , nhiệt độ từ môi trường đến bề mặt phẳng α_1 . Phía vách làm cánh có diện tích F_2 tiếp xúc với môi trường có nhiệt độ t_{f2} , hệ số tỏa nhiệt từ bề mặt có cánh vào môi trường là α_2 , gọi t_{w1} là nhiệt độ bề mặt không có cánh, t_{w2} là nhiệt độ bề mặt có cánh, t_{w1} và t_{w2} chưa biết.

Cần xác định dòng nhiệt truyền qua vách có cánh, ở trường nhiệt độ ổn định $Q = \text{const}$. Dòng nhiệt có thể xác định từ các phương trình sau:

$$Q = \alpha_1 F_1 (t_{f1} - t_{w1})$$

$$Q = \lambda / \delta \cdot F_1 (t_{w1} - t_{w2})$$

$$Q = \alpha_2 F_2 (t_{w2} - t_{f2})$$

Giải hệ phương trình này ta sẽ xác định được Q , t_{w1} , t_{w2} :

$$t_{f1} - t_{w1} = Q \frac{1}{\alpha_1 F_1}$$

$$t_{w1} - t_{w2} = Q \frac{\delta}{\lambda F_1}$$

$$t_{w2} - t_{f2} = Q \frac{1}{\alpha_2 F_2}$$

Do đó
$$Q = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1 F_1} + \frac{\delta}{\lambda F_1} + \frac{1}{\alpha_2 F_2}} \cdot (W) \quad (5-13)$$

Ký hiệu:
$$K_c = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 F_1} + \frac{\delta}{\lambda F_1} + \frac{1}{\alpha_2 F_2}} \cdot (W/K) \quad (5-14)$$

- Là hệ số truyền nhiệt của vách có cánh.

Khi đó:

$$Q = K_c (t_{f1} - t_{f2}) \quad (W) \quad (5-15)$$

Biết Q ta có thể xác định được t_{w1} , t_{w2} .

$$t_{w1} = t_{f1} - Q \frac{1}{\alpha_1 F_1}$$

$$t_{w2} = t_{w1} - Q \frac{\delta}{\lambda F_1} = t_{f2} + Q \frac{1}{\alpha_2 F_2}$$

Để xác định mật độ dòng nhiệt phía không có cánh

$$q_1 = \frac{Q}{F_1} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \frac{F_1}{F_2}} (t_{f1} - t_{f2}) \quad (5-16)$$

$\varepsilon = F_2/F_1$ gọi là hệ số cánh;

Từ (5-15) ta có:
$$q_1 = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (5-17)$$

Làm cánh là để tăng diện tích F_2 , nghĩa là tăng ε từ đó theo (5-16), làm tăng q_1 . Ngoài ra ta thấy làm cánh chỉ có hiệu quả khi làm ở bề mặt tiếp xúc với chất khí (không khí) có hệ số α nhỏ. Về mặt công nghệ chỉ làm cánh ở bên ngoài ống.

Ví dụ: Các dàn ngưng tụ, dàn bay hơi của máy lạnh, máy điều hoà không khí. Làm cánh bên ngoài ở phía không khí thổi ngang qua.

IV. THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT

1. Định nghĩa

Thiết bị trao đổi nhiệt là thiết bị trong đó thực hiện quá trình trao đổi nhiệt giữa các chất mang nhiệt.

Thí dụ: Các bình ngưng hay các giàn bay hơi, các Calorife dùng trong các thiết bị sấy, các bộ hâm nước hay các bộ sấy không khí trong các nhà máy điện vv...

2. Phân loại

Tuỳ theo mục đích sử dụng mà các thiết bị trao đổi nhiệt có cấu tạo và có tên gọi khác nhau, nhưng về nguyên lý làm việc chúng được chia làm ba loại:

- Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ngăn cách (hay kiểu vách ngăn): Trong loại này các chất tải nhiệt trao đổi nhiệt với nhau một cách liên tục qua vách ngăn cách, sự trao đổi nhiệt liên tục và ở chế độ ổn định.

Thí dụ: Các bình ngưng, các bộ tải nhiệt.

- Thiết bị trao đổi nhiệt loại hồi nhiệt: Trong loại này các chất tải nhiệt trao đổi nhiệt với nhau qua bộ phận trung gian gọi là bộ tích nhiệt. Bộ tích nhiệt có thể đứng yên hay quay tròn. Sự trao đổi nhiệt được tiến hành qua hai giai đoạn: Giai đoạn đầu cho chất tải nhiệt có nhiệt độ cao hơn đi qua, chất tải nhiệt sẽ nhả nhiệt cho bộ tích nhiệt. Sau đó cho chất tải nhiệt có nhiệt độ thấp đi qua, chất tải nhiệt sẽ nhận nhiệt từ bộ tích nhiệt.

Như vậy, đặc tính của sự trao đổi nhiệt ở đây có tính chất chu kỳ và không ổn định.

Thí dụ: Các thiết bị sấy nóng của lò cao, lò thuỷ tinh.

- Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu hỗn hợp: Trong loại này các chất tải nhiệt trao đổi nhiệt cho nhau khi chúng hỗn hợp với nhau. Đặc điểm của loại thiết bị này là quá trình trao đổi nhiệt được tiến hành đồng thời với quá trình trao đổi chất.

Thí dụ: Các tháp làm mát nước, các bình khử khí ở các nhà máy điện thuộc loại này. Hai loại thiết bị loại ngăn cách và loại hồi nhiệt có tên gọi chung là thiết bị trao đổi, nhiệt bề mặt, vì các quá trình trao đổi nhiệt trong các thiết bị này luôn luôn gắn liền với các bề mặt vật rắn.

Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ngăn cách là loại thiết bị thường gặp nhất trong thực tế. Tùy theo chiều chuyển động của các chất lỏng trong thiết bị, chúng còn được phân ra thành các nhóm như: Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ngăn cách cùng chiều, ngược chiều, cắt nhau và hỗn hợp (dòng nóng và dòng lạnh chuyển động song song vừa cùng chiều vừa ngược chiều).

V. TÍNH NHIỆT CHO THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT NGĂN CÁCH

1. Các phương trình cơ bản để tính toán nhiệt của thiết bị trao đổi nhiệt

1.1. Phương trình cân bằng nhiệt

$$Q_1 = Q_2 + Q_u = Q(W)$$

$$G_1(i_1' - i_1'') = G_2(i_2'' - i_2') + Q_u = Q \quad (5-18)$$

Khi không kể đến tổn thất nhiệt ra môi trường xung quanh $Q_u = 0$, và khi không có sự biến đổi pha của các chất lỏng trong quá trình trao đổi nhiệt trong thiết bị, phương trình (5-18) trở thành:

$$Q = G_1 C_{p1}(t_1' - t_1'') = G_2 C_{p2}(t_2'' - t_2') \quad (5-19)$$

Các chỉ số (1) và (2) ứng với chất lỏng nóng và chất lỏng lạnh.

Các ký hiệu dấu (') và (') ứng với trạng thái lúc vào hoặc lúc ra khỏi thiết bị của các chất lỏng. Nếu gọi $W = G.C_p [w/K]$ là nhiệt dung toàn phần thì từ (5-19) có thể viết:

$$\frac{W_1}{W_2} = \frac{t_2'' - t_2'}{t_1' - t_1''} = \frac{\delta_2}{\delta_1} \quad (5-20)$$

1.2. Phương trình truyền nhiệt

$$Q = kF\Delta t \quad (5-21)$$

- Q : Lượng nhiệt trao đổi giữa hai môi trường.

- Δt : Độ chênh nhiệt độ trung bình giữa nhiệt độ các chất lỏng trên toàn bộ bề mặt truyền nhiệt.

- k : Hệ số truyền nhiệt của thiết bị trao đổi nhiệt (W/m^2K).

- F: Diện tích bề mặt trao đổi nhiệt của thiết bị trao đổi nhiệt (m²).

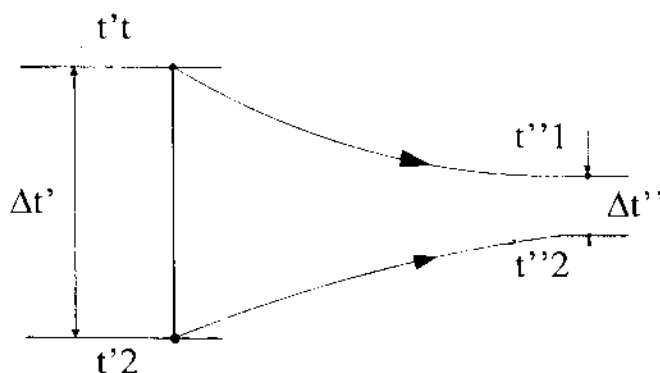
Bài toán thiết kế tính diện tích:

$$F = \frac{Q}{k \cdot \Delta t} \text{ (m}^2\text{)}.$$

2. Xác định độ chênh nhiệt độ trung bình

Người ta đã chứng minh được các công thức sau:

2.1. Sơ đồ dòng chuyển động cùng chiều



Hình 5-4. Sơ đồ dòng chuyển động cùng chiều

$$\overline{\Delta t_c} = \frac{\Delta t' - \Delta t''}{\ln \frac{\Delta t'}{\Delta t''}} \quad (5-22)$$

$$\Delta t' = t'_1 - t'_2; \quad \Delta t'' = t''_1 - t''_2$$

2.2. Sơ đồ ngược chiều

$$\overline{\Delta t} = \frac{\Delta t' - \Delta t''}{\ln \frac{\Delta t'}{\Delta t''}} \quad (5-23)$$

Trong đó: $-\Delta t' = t'_1 - t''_2; \Delta t'' = t''_1 - t'_2$

2.3. Sơ đồ cắt nhau

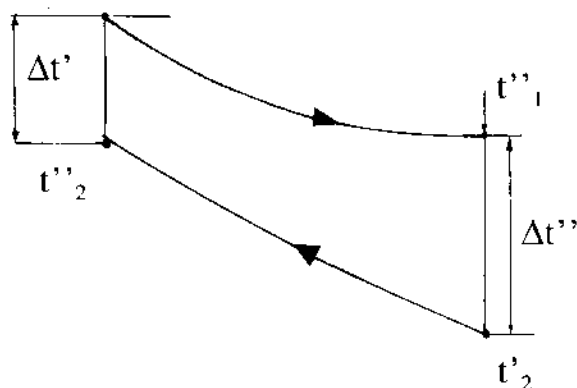
Ta có: $\overline{\Delta t_{\text{Cắt}}} = \epsilon_{\Delta t} \cdot \Delta t_{\text{ng}} \quad (5-24)$

Trong đó: Δt_{ng} - Sơ đồ ngược chiều.

$\epsilon_{\Delta t}$ - Hệ số hiệu chỉnh.

Sơ sánh cùng nhiệt độ $\Delta t_{ng} > \Delta t_{Cai} > \Delta t_C$.

Vậy để quá trình trao đổi nhiệt tốt trong thực tế thường cố gắng bố trí 2 dòng môi chất đi ngược chiều nhau.



Hình 5-5. Sơ đồ dòng chuyển động ngược chiều

VI. CÁCH NHIỆT VÀ KIỂM TRA ĐỘNG SƯƠNG CHO VÁCH CÁCH NHIỆT

1. Cách nhiệt

Trong kỹ thuật, ở nhiều trường hợp ta cần giảm mật độ dòng nhiệt hay dòng nhiệt và như chúng ta thường nói là giảm tổn thất nhiệt. Trong trường hợp này chúng ta cần tăng nhiệt trở toàn phần. Để tăng nhiệt trở toàn phần, chúng ta có thể tăng nhiệt trở từng phần như nhiệt trở toả nhiệt, nhiệt trở dẫn nhiệt. Thông thường tăng nhiệt trở dẫn nhiệt là cách thích hợp nhất. Để tăng nhiệt trở dẫn nhiệt tức là cách nhiệt nhiều ta thêm vào các lớp có hệ số dẫn nhiệt bé. Các loại vật liệu có $\lambda < 0,2 \text{ W/m}^\circ\text{K}$ thường được dùng làm vật liệu cách nhiệt như stirofo, amiăng, bông thủy tinh, bông xỉ, sirebo, mùn cưa, trấu, vv....

Các vật liệu cách nhiệt cũng cần đảm bảo một số yêu cầu kỹ thuật nhất định như: chịu nhiệt độ cao, chịu ẩm, đảm bảo yêu cầu vệ sinh công nghiệp, vv....

Khi bọc cách nhiệt chúng ta cần lưu ý một điều: Đối với các vách phẳng khi thêm các lớp cách nhiệt vào thì nhiệt trở toàn phần sẽ tăng, nhưng đối với

vách trụ khi thêm các lớp cách nhiệt vào có thể làm nhiệt trở toàn phần giảm mặc dầu nhiệt trở dẫn nhiệt tăng. Thực vậy nếu ta bọc 1 lớp cách nhiệt có hệ số dẫn nhiệt λ_{CN} ngoài một ống có đường kính d_2 đường kính ngoài của ống cách nhiệt sẽ là d_{CN} .

Khi đó nhiệt trở dẫn nhiệt $\frac{1}{2\pi\lambda_{CN}} \ln \frac{d_{CN}}{d_2}$ tăng nhưng nhiệt trở toả nhiệt của bề mặt ngoài $\frac{1}{\alpha_2 \pi d_{CN}}$ sẽ giảm. Vì vậy nhiệt trở toàn phần có thể giảm. Do đó cần phải xét mối quan hệ giữa nhiệt trở toàn phần và đường kính d_{CN} .

Khi bọc cách nhiệt cũng cần tính toán chiều dày cách nhiệt cho hợp lý để vừa đảm bảo giảm tổn thất nhiệt nghĩa là tiết kiệm được năng lượng nhưng lại vừa đảm bảo vốn đầu tư xây dựng là ít nhất cho vách cách nhiệt.

Người ta đã chứng minh được sau khi bọc cách nhiệt d_{CN} phải:

$$d_{CN} > \frac{2\lambda_{CN}}{\alpha_2} \quad (5-25)$$

Trong đó:

λ_{CN} - Hệ số dẫn nhiệt của vật liệu bọc cách nhiệt.

α_2 - Hệ số toả nhiệt của môi trường.

2. Tính kiểm tra đọng sương cho vách cách nhiệt

Như chúng ta đã biết, khi nhiệt độ vách t_w nhỏ hơn nhiệt độ điểm sương của không khí tiếp với vách t_s thì sẽ xảy ra hiện tượng đọng sương trên vách. Tuy nhiên, việc xác định nhiệt độ vách thường gặp khó khăn, do đó kiểm tra sự đọng sương theo điều kiện cách nhiệt của vách tiện hơn. Trình bày phân bố nhiệt độ không khí và vách khi có điều tiết không khí (ĐTKK).

Gọi t_s^T và t_s^N là nhiệt độ điểm sương tương ứng trạng thái không khí trong nhà và ngoài trời. Từ phân bố nhiệt độ có thể thấy: Khi có $t_T < t_N$ (ĐTKK mùa hè) thì luôn có $t_w > t_T \geq t_s^T$, nghĩa là không thể xảy ra đọng sương ở mặt trong của vách khi có ĐTKK vào mùa hè.

Tương tự, khi $t_T > t_N$ (có ĐTKK vào mùa đông) thì ở mặt ngoài luôn luôn có $t_w^T > t_N \geq t_s^N$ do đó không thể xảy ra hiện tượng đọng sương ở mặt ngoài.

Như vậy, kiểm tra đọng sương trên vách chỉ tiến hành đối với các trường hợp:

- Mùa đông: Ở mặt trong của vách;

- Mùa hè: Ở mặt ngoài của vách; Để thiết lập hệ thức kiểm tra điều kiện đọng sương, xét phương trình mật độ dòng nhiệt qua vách:

$$q = k(t_T - t_N) = \alpha_N(t_N - t_w^N) = \alpha_T(t - t_w^T) \quad (5 - 26)$$

Suy ra:

$$k = \alpha_T \frac{(t_N - t_w^T)}{t_T - t_w} \quad (5 - 27)$$

Hoặc

$$k = \alpha_T \frac{(t_N - t_w^N)}{t_N - t_N} \quad (5 - 28)$$

Khi nhiệt độ vách giảm thì hệ số truyền nhiệt k tăng, khi nhiệt độ vách giảm đến trị số nhiệt độ đọng sương tương ứng thì hệ số truyền nhiệt đạt trị số cực đại $k = k_{Max}$, khi đó xuất hiện đọng sương. Vậy, điều kiện để không xảy ra đọng sương trên vách là vách phải có nhiệt sao cho hệ số truyền nhiệt $k < k_{Max}$.

Trị số k_{Max} được xác định như sau:

$$\text{Mùa hè:} \quad k_{Max} = \alpha_N \frac{(t_N - t_s^N)}{t_N - t_s} \text{ W/m}^2.\text{K} \quad (5 - 29)$$

$$\text{Mùa đông} \quad k_{Max} = \alpha_N \frac{(t_T - t_s^T)}{t_T - t_N} \text{ W/m}^2.\text{K} \quad (5 - 30)$$

Việc xuất hiện đọng sương trên vách gây nhiều tác hại: khi vách bị ẩm ướt sẽ làm giảm cách nhiệt, do đó tăng tổn thất nhiệt. Mặt khác khi vật liệu làm vách bị ẩm (do đọng sương) thì k ngày càng tăng, đọng sương càng trầm trọng hơn. Ẩm ngày càng thấm sâu vào các lớp vật liệu làm vách, nhẹ cũng sinh ẩm mốc, bám rêu, lâu dần nứt nẻ làm hư hỏng kết cấu xây dựng.

Đọng sương trên trần bên trong gian máy về mùa đông có thể ảnh hưởng xấu tới chất lượng sản phẩm.

Nếu vách mỏng, $k > k_{Max}$ có thể gây đọng sương, có thể khắc phục bằng cách bọc lên bề mặt vách một lớp vật liệu cách nhiệt (ví dụ, Xốp trắng, Bông thủy tinh ...)

Bài tập phần II

Bài 2.1. Máy lạnh dùng hơi R22 có entanpi vào máy nén 700kJ/kg. Entanpi ra khỏi máy nén 740kJ/kg, entanpi ra khỏi bình ngưng 550kJ/kg. Xác định hệ số làm lạnh và hệ số bơm nhiệt.

ĐS: $\rho = 4,75$

Bài 2.2. Máy lạnh không khí biết nhiệt độ không khí vào máy nén

$t_1 = 10^\circ\text{C}$, nhiệt độ không khí sau khi nén $t_2 = 80^\circ\text{C}$, công của chu trình máy lạnh $l_0 = 2500\text{J/kg}$. Xác định nhiệt độ không khí vào buồng lạnh t_4 .

ĐS: $t_4 = 0^\circ\text{C}$

Bài 2.3. Dẫn nhiệt ổn định qua một ống có đường kính trong $d_i = 100\text{mm}$, chiều dày 10mm, hệ số dẫn nhiệt bằng $0,6\text{W/m.K}$. Nhiệt độ mặt ngoài ống bằng 300°K . Xác định nhiệt độ mặt trong nếu trong một phút nhiệt dẫn qua 10m chiều dài ống là 60kcal.

ĐS: $t_{w1} = 47^\circ\text{C}$

$t_{w2} = 27^\circ\text{C}$

Bài 2.4. Bao hơi của lò hơi đặt nằm ngang có đường kính $d = 600\text{mm}$. Nhiệt độ mặt ngoài lớp bảo ôn 60°C , nhiệt độ không khí xung quanh 40°C . Xác định lượng nhiệt toả ra từ một m^2 bề mặt ngoài của bao hơi tới không khí xung quanh.

ĐS: $q = 62,6\text{ W/m}^2$

Bài 2.5. Tính hệ số toả nhiệt trung bình của dầu máy biến áp chảy trong ống có đường kính $d = 8\text{mm}$, dài 1m, nhiệt độ trung bình của vách ống 20°C . Tốc độ dầu chảy trong ống bằng $0,6\text{m/s}$.

ĐS: $\alpha = 215\text{ W/m}^2.\text{K}$

Bài 2.6. Xác định hệ số toả nhiệt và lượng hơi nhận được khi nước sôi trên bề mặt có diện tích 5m^2 . Biết nhiệt độ của vách 156°C và áp suất hơi bằng 4,5bar.

ĐS: $\alpha = 12404\text{ W/m}^2.\text{K}$

PHỤ LỤC

Bảng 1: Nhiệt dung riêng hằng số

Khí	Kcal/kmol. độ		KJ/kmol. độ	
	$C_{\mu v}$	$C_{\mu p}$	$C_{\mu v}$	$C_{\mu p}$
Một nguyên tử	3	5	12,6	20,9
Hai nguyên tử	5	7	20,9	29,3
Ba và nhiều nguyên tử	7	9	29,3	37,7

Bảng 2: Nhiệt dung riêng trung bình phụ thuộc vào nhiệt độ (trong khoảng $0^\circ \div 1500^\circ\text{C}$)

Khí	Nhiệt dung riêng khối lượng kcal/kg. độ	Nhiệt dung riêng thể tích kcal/mtr ³ . độ	Nhiệt dung riêng khối lượng kJ/kg. độ	Nhiệt dung riêng thể tích kcal/mtr ³ . độ
O ₂	$C'_{PTB}=0,2198+0,00002544t$ $C'_{VTB}=0,1577+0,00002544t$	$C'_{PTB}=0,3238+0,00003766t$ $C'_{VTB}=0,2252+0,00603766t$	$C'_{PTB}=0,9203+0,0001065t$ $C'_{VTB}=0,6603+0,0001065t$	$C'_{PTB}=1,3138+0,0001577t$ $C'_{VTB}=0,9429+0,0001577t$
N ₂	$C'_{PTB}=0,2446+0,00002115t$ $C'_{VTB}=0,1737+0,00002115t$	$C'_{PTB}=0,3057+0,00002643t$ $C'_{VTB}=0,2171+0,00002643t$	$C'_{PTB}=1,024+0,00008855t$ $C'_{VTB}=0,7272+0,00008855t$	$C'_{PTB}=1,2799+0,0001107t$ $C'_{VTB}=0,9089+0,0001107t$
Không khí	$C'_{PTB}=0,2378+0,00002221t$ $C'_{VTB}=0,1693+0,00002221t$	$C'_{PTB}=0,3073+0,00002869t$ $C'_{VTB}=0,2178+0,00002869t$	$C'_{PTB}=0,9956+0,00009299t$ $C'_{VTB}=0,7088+0,00009299t$	$C'_{PTB}=1,2866+0,0001201t$ $C'_{VTB}=0,9757+0,0001201t$
H ₂ O	$C'_{PTB}=0,4379+0,0000713t$ $C'_{VTB}=0,3276+0,0000713t$	$C'_{PTB}=0,3519+0,00005967t$ $C'_{VTB}=0,2633+0,00005967t$	$C'_{PTB}=1,833+0,00003111t$ $C'_{VTB}=1,3716+0,00003111t$	$C'_{PTB}=1,4733+0,0002498t$ $C'_{VTB}=1,1024+0,0002498t$
CO ₂	$C'_{PTB}=0,2067+0,00005826t$ $C'_{VTB}=0,1616+0,00005836t$	$C'_{PTB}=0,4058+0,0001146t$ $C'_{VTB}=0,3172+0,00001146t$	$C'_{PTB}=0,8654+0,0002443t$ $C'_{VTB}=0,6764+0,00002443t$	$C'_{PTB}=1,6990+0,0004798t$ $C'_{VTB}=1,3281+0,0004798t$

Bảng 3: Nước và hơi nước bão hòa theo nhiệt độ

t: °C	p: bar	v': m3	v'' m3/kg	p'': kg/m3	i': kJ/kg	i'': kJ/kg	r: kJ/kg	s': kJ/kg.độ	S'': kJ/kg.độ
0,01	0,006108	0,0010002	206,3	0,004847	0000	2501	2501	000000	9,1544
5	0,008719	0,0010001	147,2	0,006739	21,05	2510	2489	0,0762	9,0241
10	0,012277	0,0010004	106,42	0,009398	42,04	2519	2477	0,1510	8,8994
15	0,017041	0,0010010	77,97	0,01282	62,97	2528	2465	0,2244	8,7806
20	0,02337	0,0010018	57,84	0,01729	83,90	2537	2454	0,2964	8,6665
25	0,03166	0,0010030	43,40	0,02304	104,81	2547	2442	0,3672	8,557
30	0,04241	0,0010044	32,93	0,03037	125,71	2556	2430	0,4366	8,4523
35	0,05622	0,0010061	25,24	0,03962	146,60	2565	2418	0,5049	8,3519
40	0,07375	0,0010079	19,55	0,05115	167,50	2574	2406	0,5723	8,2559
45	0,09584	0,0010099	15,28	0,06544	188,40	2582	2394	0,6384	8,1638
50	0,12335	0,0010121	12,04	0,08306	209,3	2592	2383	0,7038	8,0753
55	0,15740	0,0010145	9,578	0,1044	230,2	2600	2370	0,7679	7,9901
60	0,19917	0,0010171	7,678	0,1302	251,1	2609	2358	0,8311	7,9084
65	0,2501	0,0010199	6,021	0,1613	272,1	2617	2345	0,8934	7,8297
70	0,3117	0,0010228	5,045	0,1892	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	2,316	0,4325	377,0	2659	2282	1,1925	7,4787
95	0,8451	0,0010396	1,982	0,5045	398,0	2668	2270	1,2502	7,4155
100	1,0132	0,0010435	1,673	0,55977	419,8	2676	2257	1,3071	7,3547
105	1,2079	0,0010474	1,419	0,7040	440,2	2683	2243	1,3632	7,2859
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	428,5	2698	2216	1,4733	7,1832
120	1,9854	0,0010603	0,8917	1,121	503,7	2706	2202	1,5277	7,1298
125	2,3208	0,0010649	0,7704	1,298	525,0	2713	2188	1,5814	7,0777
130	2,7011	0,0010697	0,6683	1,496	546,3	2721	2174	1,6345	7,0272
135	3,130	0,0010747	0,582	1,718	567,5	2727	2159	1,6869	6,9781
140	3,614	0,0010798	0,5087	1,966	598,0	2734	2145	1,7392	6,9304
145	4,155	0,0010851	0,4461	2,242	610,5	2740	2130	1,7907	6,8839
150	4,760	0,0010906	0,3926	2,547	632,2	2746	2114	1,8418	6,8383
155	5,433	0,0010962	0,3466	2,885	653,9	2753	2099	1,8924	6,7940
160	6,180	0,0011021	0,3068	3,258	675,5	2758	2082	1,9427	6,7508
165	7,008	0,0011081	0,2725	3,670	697,3	2763	2066	1,9924	6,7081
170	7,920	0,0011144	0,2426	4,122	719,2	2769	2050	2,0417	6,6666
175	8,925	0,0011208	0,2166	4,167	741,1	2773	2032	2,0909	6,6266
180	10,027	0,0011275	0,1939	5,157	763,1	2778	2015	2,1395	6,5858
185	11,234	0,0011344	0,1739	5,750	785,2	2782	1997	2,1876	6,5465
190	12,553	0,0011415	0,1564	6,394	807,5	2786	1979	2,2357	6,5074
195	13,989	0,0011498	0,1409	7,097	829,9	2790	1960	2,2834	6,4694

Bảng 3 (tiếp): Nước và hơi nước bão hòa theo nhiệt độ

$t, ^\circ\text{C}$	P, bar	V, m^3	$V, \text{m}^3/\text{kg}$	$p, \text{kg}/\text{m}^3$	$h, \text{kJ}/\text{kg}$	$h', \text{kJ}/\text{g}$	$R, \text{kJ}/\text{g}$	$S', \text{kJ}/\text{kg} \cdot \text{độ}$	$S'', \text{kJ}/\text{kg} \cdot \text{độ}$
200	11,551	0,0011565	0,12720	7,862	852,40	2793	1941	2,3308	6,4318
205	17,245	0,0011644	0,11510	8,688	875,40	2796	1921	2,3777	6,3945
210	19,080	0,0011726	0,10430	9,588	897,70	2798	1900	2,4246	6,3577
215	21,062	0,0011812	0,09650	10,56	920,70	2800	1879	2,4715	6,3212
220	23,201	0,001100	0,86060	11,62	943,70	2802	1858	2,5179	6,2849
225	25,504	0,0011992	0,07830	12,76	966,90	2802	1835	2,5640	6,2488
230	27,979	0,0012087	0,071470	13,99	990,40	2803	1813	2,6101	6,2133
235	30,635	0,0012187	0,065270	15,32	1013,90	2804	1790	2,6561	6,1780
240	33,480	0,0012291	0,059670	16,76	1037,50	2803	1766	2,7021	6,1425
245	36,524	0,0012399	0,54620	18,30	1061,60	2803	1741	2,7478	6,1073
250	39,776	0,0012512	0,050060	19,98	1085,70	2801	1715	2,7934	6,0721
255	43,250	0,0012631	0,045910	21,78	1110,20	2799	1689	2,8394	6,0366
260	46,940	0,0012755	0,042150	23,72	1135,10	2796	1561	2,8851	6,0013
265	50,870	0,0012886	0,038720	25,83	1160,20	2794	1631	2,9307	5,9657
270	55,050	0,0013023	0,035600	28,09	1185,30	2790	1605	2,9764	5,9297
275	59,490	0,0013168	0,032740	30,53	1210,70	2785	1574,2	3,0223	5,8938
280	64,910	0,0013321	0,030130	33,19	1236,90	2780	1542,9	3,0681	5,8573
285	69,180	0,0013483	0,027740	36,05	1263,10	2773	1510,2	3,1146	5,8205
290	74,450	0,0013655	0,025540	39,15	1290,00	2766	147,63	3,611	5,7827
295	80,020	0,0013839	0,023510	42,53	1317,20	2758	1441,0	3,2079	5,7443
300	85,920	0,0014036	0,021640	46,21	1344,90	2749	1404,2	3,2548	5,7049
305	92,140	0,001425	0,019920	50,20	1373,1	2739	1365,6	3,3026	5,6647
310	98,700	0,001447	0,018320	54,58	1402,1	2727	1325,2	3,3508	5,6233
315	105,61	0,001472	0,016830	59,42	1431,7	2714	1282,3	3,3996	5,5802
320	112,90	0,001499	0,015450	64,72	1462,1	2700	1237,8	3,4495	5,5353
325	120,57	0,001529	0,14170	70,57	1493,6	2684	1190,3	3,5002	5,4891
330	128,65	0,001562	0,012970	77,10	1526,1	2666	1139,6	3,5522	5,4412
335	137,14	0,001599	0,011840	84,46	1559,8	2646	1085,7	3,6056	5,3905
340	146,08	0,001639	0,010780	92,76	1594,7	2622	1027,0	3,6605	5,3361
345	155,48	0,001686	0,009771	102,34	1639,0	2595	963,5	3,7184	5,2769
350	165,37	0,001741	0,008803	113,60	1671,0	2565	893,5	3,7786	5,2117
355	175,77	0,001807	0,007869	127,10	1714,0	2527	813,0	3,8439	5,1385
360	186,74	0,001894	0,006943	144,00	1762,0	2481	719,3	3,9162	5,0530
365	198,30	0,002020	0,005990	166,80	1817,0	2421	603,5	4,0009	4,9463
370	210,53	0,00222	0,004930	203,00	1893,0	2331	438,4	4,1137	4,7951
374	225,22	0,00280	0,003470	288,00	485,30	512,7	27,40	1,03320	4,502

Bảng 4: Nước và hơi nước bão hòa theo áp suất

P; bar	t; °C	V'; m³/kg	v' m³/kg	P"; kgm²	i'; J/kg	i"; kJ/kg	r; kJ/kg	s'; kJ/kg độ	s"; kJ/kg độ
0,010	6,292	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	2489	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	32,880	0,0010053	28,19	0,03547	137,83	2561	2423	0,4761	8,393
0,060	36,180	0,0010064	23,74	0,04212	151,50	2567	2415	0,5207	8,328
0,070	39,030	0,0010075	20,53	0,04871	163,43	2572	2409	0,5591	8,247
0,080	41,540	0,0010085	18,10	0,05525	173,9	2576	2402	0,5927	8,227
0,090	43,790	0,0010094	16,20	0,06172	183,3	2580	2397	0,6225	8,186
0,10	45,840	0,0010103	14,64	0,06812	191,9	2584	2392	0,6492	8,149
0,11	47,720	0,0010111	13,40	0,07462	199,7	2588	2388	0,6740	8,116
0,12	49,450	0,0010119	12,35	0,08097	207,0	2591	2384	0,6966	8,085
0,13	51,070	0,0010126	11,46	0,08726	213,8	2594	2380	0,7174	8,057
0,14	52,580	0,0010133	10,69	0,09354	220,1	2596	2376	0,7368	8,031
0,15	54,000	0,0010140	10,02	0,0998	226,1	2599	2373	0,7550	8,007

Tiếp bảng 4

P; bar	t°C	V':m ³ / kg	v':m ³ /kg	P'':kgm ³	i':kJ/kg	i'': kJ/kg	r:kJ/kg	s':kJkgđộ	s'':kJkg.độ
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	2918	2346	0,8934	7,830
0,30	69,12	0,0010222	5,226	0,1913	289,3	2625	2336	0,9441	7,769
0,40	75,88	0,0010264	3,994	0,2504	317,7	2636	2318	1,0261	7,670
0,50	81,35	0,0010299	3,239	0,3087	340,6	2645	2304	1,0910	7,593
0,60	85,95	0,0010330	2,732	0,3661	360,0	2653	2293	1,1453	7,531
0,70	89,97	0,0010359	2,364	0,4230	376,8	2660	2283	1,1918	7,549
0,80	93,52	0,0010385	2,087	0,4792	391,8	2665	2273	1,2330	7,434
0,90	96,72	0,0010409	1,869	0,3550	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
1,10	702,32	0,0010452	1,550	0,6453	428,9	2679	2250	1,3327	7,328
1,20	104,81	0,0010472	1,429	0,6999	439,4	2683	2244	1,3606	7,298
1,30	107,14	0,0010492	1,325	0,7545	449,2	2686	2238	1,3866	7,271
1,40	109,33	0,0010510	1,236	0,8080	458,5	2690	2232	1,4109	7,246
1,50	111,38	0,0010527	1,159	0,8627	467,2	2693	2226	1,4336	7,223
1,60	113,32	0,0010543	1,091	0,9164	475,6	2696	2221	1,4550	7,202
1,70	115,17	0,0010559	1,031	0,9699	483,2	2699	2216	1,4752	7,182
1,80	116,94	0,0010575	0,9773	1,0230	490,7	2702	2211	1,4953	7,1630
1,90	118,62	0,0010591	0,9290	1,0760	497,9	2704	2206	1,5126	7,145

Tiếp bảng 4

P: bar	t: °C	V': m³/kg	v': m³/kg	P': kgm³	i: kJ/kg	i': kJ/kg	r: kJ/kg	s': kJ/kg.độ	s'': kJ/kg.độ
2,0	120,23	0,0010605	0,8854	1,291	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	1,284	524,0	2713	2189	1,5783	7,081
2,4	126,09	0,010659	0,7465	1,340	529,8	2715	2185	1,5929	7,067
2,5	127,43	0,0010672	0,7185	1,392	535,4	2717	2182	1,6071	7,053
2,6	128,73	0,0010685	0,6925	1,444	540,9	2719	2178	1,6210	7,040
2,7	129,98	0,0010697	0,6684	1,496	546,2	2721	2175	1,6340	7,027
2,8	131,20	0,0010709	0,6561	1,548	551,4	2722	2171	1,647	7,015
2,9	132,39	0,0010721	0,6253	1,599	556,5	2724	2167	1,660	7,003
3,0	133,54	0,0010733	0,6057	1,651	561,4	2725	2164	1,672	6,992
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	1,708	6,961
3,4	137,66	0,0010776	0,5386	1,857	580,2	2731	2151	1,717	6,951
3,5	138,88	0,0010786	0,5241	1,908	584,5	2732	2148	1,728	6,941
3,6	139,87	0,0010797	0,5104	1,959	588,7	2734	2145	1,738	6,932
3,7	140,84	0,0010807	0,4975	2,010	592,8	2735	2142	1,748	6,933
3,8	141,79	0,0010817	0,4852	2,061	596,8	2736	2139	1,758	6,914
3,9	142,71	0,0010827	0,4735	2,112	600,8	2737	2136	1,768	6,905
4,0	134,62	0,0010836	0,4624	2,163	604,7	2738	2133	1,777	6,897
4,1	144,51	0,0010845	0,4518	2,213	608,5	2740	2131	1,786	6,889
4,2	145,39	0,0010855	0,4416	2,264	612,3	2741	2129	1,795	6,881
4,3	146,25	0,0010865	0,4319	2,315	616,1	2742	2126	1,804	6,873
4,4	147,09	0,0010874	0,4227	2,366	619,8	2743	2123	1,812	6,865
4,5	147,92	0,0010883	0,4139	2,416	623,4	2744	2121	1,821	6,857
5,0	151,48	0,0010927	0,3747	2,669	640,1	2749	2109	1,860	6,822
6,0	158,84	0,0011007	0,3156	3,169	670,5	2757	2086	1,931	6,761
7,0	164,96	0,0011081	0,2728	3,666	697,2	2764	2067	1,992	6,709
8,0	170,42	0,0011149	0,2403	4,161	720,9	2769	2048	2,046	6,663
9,0	175,35	0,0011213	0,2149	4,654	742,8	2774	2031	2,094	6,623
10	179,88	0,0011273	0,1946	5,139	762,7	2778	2015	2,138	6,587
11	184,05	0,0011331	0,1775	5,634	781,1	2781	2000	2,179	6,554
12	187,95	0,0011385	0,1633	6,124	798,3	2785	1987	2,216	6,523
13	191,60	0,0011438	0,1512	6,614	814,5	2787	1973	2,251	6,495
14	195,04	0,0011490	0,1408	7,103	830,0	2790	1960	2,284	6,469
15	198,28	0,0011539	0,1317	7,593	844,6	2792	1947	2,314	6,445
16	201,36	0,0011586	0,1238	8,080	858,3	2793	1935	2,344	6,422
17	204,30	0,0011632	0,1167	8,569	871,6	2795	1923	2,371	6,400
18	207,10	0,0011678	0,1104	9,058	884,4	2796	1912	2,397	6,379
19	209,78	0,0011722	0,0147	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	6,440
21	214,84	0,0011809	0,09492	10,540	919,8	2800	1880	2,470	6,322

Tiếp bảng 4

P: bar	t: °C	V': m³/kg	v': m³/kg	P'': kgm³	i': kJ/kg	i'': kJ/kg	r: kJ/kg	s': kJ/kg.độ	s'': kJ/kg.độ
22	217,24	0,0011851	0,09068	11,03	930,9	2800	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	2801	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	0,7688	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	994,4	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	6,127
36	244,16	0,0012380	0,05534	18,04	1057,5	2802	1745	2,740	6,113
38	247,31	0,0012450	0,05246	19,06	1072,7	2802	1729	2,769	6,091
40	250,33	0,0012520	0,04977	20,09	1087,5	2801	1713	2,796	6,070
42	253,24	0,0012588	0,04732	21,13	1101,7	2800	1698	2,823	6,049
44	256,05	0,0012656	0,04508	22,18	1115,3	2798	1683	2,849	6,029
46	258,75	0,0012724	0,04305	23,23	1128,8	2797	1668	2,874	6,010
48	261,37	0,0012790	0,04118	24,29	1141,8	2796	1654	2,898	5,991
50	263,91	0,0010857	0,03944	25,35	1154,4	2798	1640,0	2,291	5,973
55	269,94	0,0013021	0,03564	28,06	1184,9	2790	1604,6	2,976	5,930
60	275,56	0,0013185	0,03243	30,84	1213,9	2785	1570,8	3,027	5,890
65	280,83	0,0013347	0,02973	33,64	1241,3	2779	1537,5	3,076	5,851
70	285,80	0,0013510	0,02737	36,54	1267,4	2772	1504,9	3,122	5,814
75	290,50	0,0013673	0,02532	39,49	1292,7	2766	1472,8	3,166	5,779
80	294,98	0,0013838	0,02352	42,52	1317	2758	1441,1	3,208	5,745
85	299,24	0,0014005	0,02192	45,62	1340,8	2751	1409,8	3,248	5,711
90	303,22	0,0014174	0,02048	48,83	1363,7	2743	1379,3	3,287	5,678
95	307,22	0,0014345	0,1919	52,11	1358,9	2734	1348,4	3,234	5,646
100	310,96	0,0014521	0,01803	55,46	1407,7	2725	1347,0	3,368	5,615
110	318,04	0,0014890	0,01598	62,58	1450,2	2705	1255,0	3,430	5,553
120	324,63	0,0015270	0,01426	70,13	1491,1	2685	1193,5	3,496	5,492
130	330,81	0,001567	0,01277	78,30	1531,5	2662	1130,8	3,561	5,432
140	336,63	0,001611	0,01149	87,03	1570,8	2638	1066,9	3,623	5,372
150	342,11	0,001658	0,01035	99,62	1610	2611	1001,1	3,684	5,310
160	347,32	0,001710	0,009318	107,3	1650	2582	932,0	3,746	5,247
170	352,26	0,001768	0,009682	119,3	1690	2648	858,3	3,807	5,177
180	359,96	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	5,028
200	365,71	0,002040	0,00585	170,9	1827	2410	583	4,015	4,830
210	369,79	0,002210	0,00498	200,7	1888	2336	448	4,108	4,591
220	373,70	0,002730	0,00367	272,5	2016	2168	152	4,303	4,591

Bảng 5: Nước chưa sôi và hơi quá nhiệt

P'bar	t ^o C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
0,04	v	0,0010018	36,12	38,45	40,75	43,07	45,39	47,69	50,01	52,31
	i	83,7	2574	2612	2650	2688	2726	2764	2803	2841
	s	0,2964	8,537	8,651	8,762	8,867	8,966	9,060	9,150	9,238
0,08	v	0,0010018	0,0010079	19,19	20,34	21,5	22,66	23,82	2497	26,13
	i	83,7	167,5	2612	2650	2688	2726	2764	28,02	2841
	s	0,2964	0,5715	8,331	8,441	8,546	8,645	8,74	8,830	8,917
0,10	v	0,0010018	0,0010079	15,35	16,27	17,2	18,13	19,06	19,98	20,90
	i	83,7	167,5	2611	2649	2688	2726	2764	2802	2841
	s	0,2964	0,5715	8,227	8,337	8,442	8,542	8,636	8,727	8,814
0,12	v	0,0010018	0,0010079	12,79	13,55	14,33	15,1	15,87	16,64	17,42
	i	83,7	167,5	2611	2649	2687	2725	2764	2802	2841
	s	0,2964	0,5715	8,143	8,253	8,358	8,457	8,552	8,643	8,73
0,14	v	0,0010018	0,0010079	10,95	11,61	12,94	12,94	13,6	16,26	14,92
	i	83,7	167,5	2611	2649	2725	2725	2763	2802	2840
	s	0,2964	0,5715	8,071	8,181	8,386	8,386	8,481	8,572	8,659
0,16	v	0,0010018	0,0010079	9,573	10,16	11,32	11,32	11,899	12,478	13,057
	i	83,7	167,5	2610	2649	2725	2725	2763	2802	2840
	s	0,2964	0,5715	8,009	8,12	8,324	8,324	8,419	8,51	8,597
0,20	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	8,119	9,049	9,049	9,513	979,7	10,441
	i	83,7	167,5	251,1	2648	2725	2725	2763	2801	2840
	s	0,2964	0,5715	0,8307	8,015	8,22	8,222	8,315	8,06	8,493
0,30	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	5,40	6,025	6,025	6,335	6,645	6,955
	i	83,7	167,5	251,1	2649	2724	2724	2762	2801	2839
	s	0,2964	0,5715	0,8370	7,825	8,031	8,031	8,126	8,217	8,304
1,0	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	0,001029	1,795	1,795	1,889	1,984	2,078
	i	83,7	167,5	251,1	334,9	2717	2717	2725	2796	2835
	s	0,2964	0,5715	0,8307	1,0748	7,4665	7,4665	7,562	7,654	7,743

Ghi chú: Số liệu nằm dưới bậc thang là của nước chưa sôi. Số liệu nằm trên đường bậc thang là của hơi quá nhiệt, V - m³ / kg, i - kJ/kg, s - kJ/kg.độ

Tiếp bảng 5

220	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	8531	89,28	100,84
2880	2918	2958	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
9,321	9,402	9,479	9,554	9,627	9,698	9,866	10,024	10,174	10,317	10,585
27,29	28,44	29,6	30,75	31,9	30,06	35,94	3884	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	24,6	25,53	26,46	28,76	31,08	33,390	35,7	40,32
2879	2818	2957	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8,879	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	20,5	21,27	22,04	23,96	25,89	27,82	29,74	33,6
2879	2918	2957	2996	3036	3177	3177	3280	3384	3490	3707
8,813	8,894	8,972	9,047	9,119	9,19	9,359	9,517	9,667	9,81	10,078
15,58	16,24	16,9	17,56	18,22	18,88	20,53	22,18	29,83	25,49	28,79
2879	2819	2957	2997	3037	30,77	3077	3280	3384	3490	3707
8,742	8,823	8,9	8,975	9,048	9,119	9,288	9,446	9,596	9,739	10,007
13,653	14,213	14,79	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
8,68	8,761	8,838	8,913	8,986	9,057	9,226	9,384	9,534	9,678	9,954
10,905	11,369	11,832	12,295	12,758	13,22	14,376	15,53	16,68	17,82	20,15
2897	2918	2957	2996	3036	3077	3177	3280	3384	3490	3707
8,576	8,657	8,735	8,81	8,883	8,954	9,123	9,281	9,431	9,575	9,842
7,246	7,573	7,882	8,191	8,5	8,809	9,58	10,351	11,121	11,891	13,43
2878	2917	2956	2996	3036	3075	3177	3280	3384	3490	3707
8,388	8,469	8,547	8,622	8,695	8,766	8,935	9,093	9,244	9,388	9,655
2,172	2,266	2,358	2,542	2,545	2,638	2,871	3,334	3,334	3,565	4,028
2875	2914	2954	2993	30,3	3074	3175	3382	3382	3488	3706
7,828	7,91	7,988	8,064	8,139	8,211	8,381	8,69	8,69	8,333	9,097

Tiếp bảng 5

P [*] bar	t °C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
1,2	V	0,0010018	0,0010079	0,001017	0,0010289	0,0010434	1,491	1,527	1,65	1,729
	I	83,9	167,5	251,1	334,9	419	2715	2755	2795	2834
	S	0,2964	0,5715	0,8307	1,0748	1,3067	7,376	7,4745	7,568	7,657
6,0	V	0,0010015	0,0010076	0,0010168	0,0010287	0,0010432	0,0010601	0,0010797	0,3167	0,3348
	I	84,3	167,9	251,5	333,52	419,1	503,7	589,1	275,9	2805
	S	0,2964	0,7516	0,8302	1,0744	1,3062	1,5265	1,438	676,7	6,869
8,0	V	0,0010015	0,0010076	0,0010167	0,0010286	0,0010431	0,00106	0,0010795	0,001102	0,2473
	I	84,3	168,1	251,7	335,3	419,2	503,8	589,1	675,3	2792
	S	0,2962	0,5714	0,83	1,0742	1,306	1,5263	1,737	1,941	6,751
10	V	0,0010014	0,0010075	0,0010166	0,0010285	0,001043	0,0010598	0,0010794	0,0011018	0,1994
	I	84,7	168,3	251,8	335,4	419,3	503,9	589,2	675,4	2778
	S	0,296	0,5712	0,8298	1,074	1,3058	1,5261	1,737	1,9411	6,588
12	V	0,0010013	0,0010074	0,0010165	0,0010284	0,0010429	0,0010597	0,0010793	0,0011016	0,1645
	I	83,9	168,5	251,9	335,5	419,4	504	589,3	675,6	2790
	S	0,2959	0,5711	0,8297	1,0738	1,3046	1,5259	1,737	1,94	6,534
14	V	0,0010012	0,0010073	0,0010164	0,0010282	0,0010427	0,0010596	0,0010792	0,0011015	0,001127
	I	85,1	168,7	251,1	333,57	419,6	504,2	589,5	675,7	763,2
	S	0,2958	0,571	0,8296	1,0736	1,3054	1,5257	1,736	1,94	2,137
16	V	0,0010011	0,0010072	0,0010163	0,0010282	0,0010426	0,0010595	0,01079	0,0011013	0,001027
	I	85,3	168,8	352,2	335,8	419,7	504,3	589,6	675,7	7632
	S	0,2958	0,571	0,8296	1,0735	1,3052	1,5256	1,736	1,94	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	252,4	336	419,9	504,5	589,8	675,8	763,2
	S	0,2957	0,5709	0,8295	1,0733	1,305	1,5254	1,736	1,939	2,136
20	V	0,0010009	0,001007	0,001007	0,001028	0,0010424	0,0010593	0,00107878	0,011011	0,0011267
	I	85,7	169,2	169,2	336,2	420,1	504,7	589,9	675,9	763,2
	S	0,2957	0,5708	0,5708	1,00731	1,3048	1,5252	1,736	1,939	2,136

Tiếp bảng 5

200	202	240	260	280	300	350	400	450	500	600
1,807	1,88629	1,985	2,042	2,12	2,197	2,391	2,584	2,777	2,97	3,357
2874	13	2953	2993	3033	3073	3174	3287	3382	33488	3705
7,742	7,824	7,923	7,979	8,053	8,126	8,296	8,456	8,606	8,749	9,013
0,3520	0,36888	0,3855	0,4019	0,4181	0,4342	0,4741	0,5136	0,5528	0,5919	0,669
2849,0	2891	2933	2957	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	0,2893	0,3118	0,324	0,3542	0,3842	0,4137	0,4432	0,5018
2869	2883	2926	2969	3011	3054	3160	3267	3373	3481	3699
6,814	6,905	6,991	7,073	7,151	7,116	7,404	7,568	7,722	7,866	8,132
0,206	0,2169	0,2274	0,2377	0,2478	0,2578	0,2822	0,3065	0,3303	0,3539	0,401
2827	2874	2918	2962	3005	3058	3156	3263	3370	3479	3698
6,692	6,788	6,877	6,961	7,04	7,116	7,296	7,461	7,615	7,761	8,027
01693	0,1788	0,1879	0,1967	0,2054	0,2139	0,2343	0,2547	0,2747	0,2944	0,333
2816	2855	2911	2955	2999	3042	3151	3260	3364	3477	3696
6,588	6,688	6,78	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	0,252	0,285
2803	2855	2902	2948	2992	3036	3147	3256	3365	3474	3695
6,497	6,602	6,697	6,784	6,867	6,945	7,13	7,299	7,455	7,601	7,87
0,0111565	0,1309	0,1382	0,1452	0,1519	0,158530	0,1743	0,1899	0,2051	0,2201	0,249
852,4	2844	2893	2940	2986	30	3142	3253	3363	3472	3691
2,329	6,524	6,622	6,711	6,796	6,877	7,063	7,233	7,39	7,537	7,804
0,0011562	0,1149	0,1216	0,128	0,1341	0,1401	0,1545	0,1683	0,1819	0,1953	0,2211
852,4	2833	2884	2932	2979	3025	3138	3249	3360	3470	3690
2,328	6,452	6,554	6,646	6,732	6,814	7,003	7,175	7,333	7,48	7,75
0,0011561	0,1021	1,084	0,134	0,12	0,1255	0,1384	0,1511	0,1634	0,1755	0,199
852,3	2821	2875	2924	2972	3019	3134	3246	3357	3468	3690
2,328	6,358	6491	6,585	6,674	6,757	6,949	7,122	7,282	7,429	7,701

Tiếp bảng 5

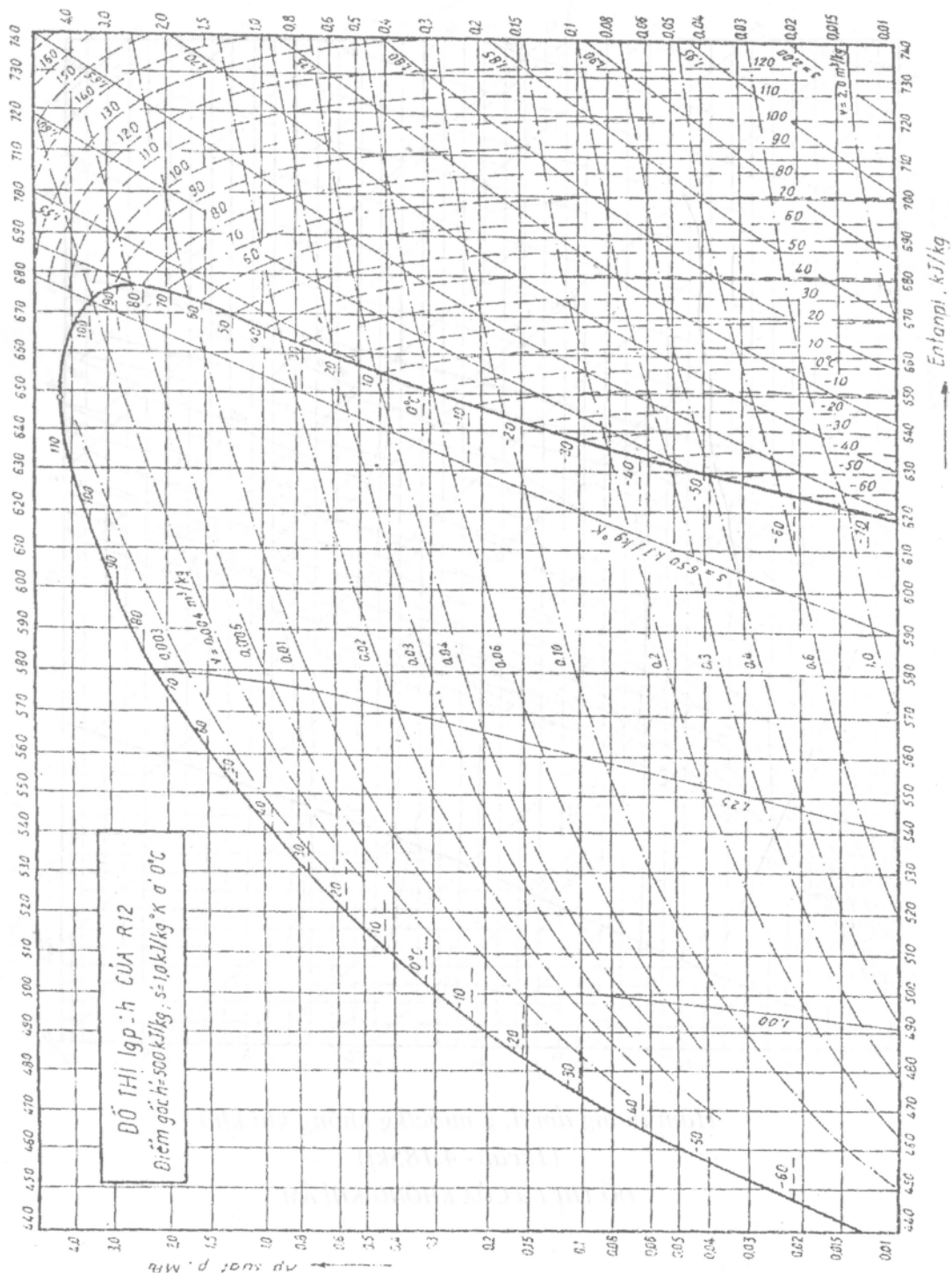
200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
0,0011551	0,0011891	0,06826	0,07294	0,0772	0,08119	0,09051	0,09929	0,1078	0,1161	0,1325
852,6	943,5	2623	2882	2973	2988	3111	3229	3343	3456	3682
2,826	2,514	6,225	6,337	6,438	6,53	6,735	6,916	7,08	7,231	7,506
0,0011504	0,0011833	0,001221	0,0012689	0,001357	0,0249	0,03003	0,03438	0,03821	0,04177	0,04844
855,0	945,1	1037,9	1134,4	1235,4	2784	2985	3135	3270	3397	3640
2,317	2,504	2,688	2,873	3,059	5,788	6,126	6,358	6,552	6,722	7,019
0,0011496	0,0011822	0,0012207	0,0012669	0,0013246	0,0014016	0,02586	0,03001	0,003354	0,0368	0,04285
855,5	945,1	1038,1	1134,2	1234,9	1344,4	2954	3114	3254	3386	3631
2,316	2,502	2,686	2,87	3,056	3,249	6,033	6,28	6,481	6,656	6,957
0,0011482	0,0011805	0,0012185	0,001265	0,0013217	0,0013970	0,2247	0,02646	0,02979	0,0281	0,03837
856	945,8	1038,3	1134,1	1234,5	1342,2	2922	3093	3239	3372	3621
2,314	2,5	2,648	2,868	3,053	3,244	5,94	6,207	6,416	6,596	6,901
0,0011622	0,0011788	0,0012164	0,0012612	0,0013164	0,0013886	0,01726	0,02113	0,02414	0,02681	0,03163
901,5	946,6	1038,7	1133,9	1233,7	1340,0	2844	3049	3206	3347	3603
2,404	2,497	2,680	2,863	3,046	3,235	5,755	6,071	6,298	6,684	6,803
0,0011458	0,0011777	0,0001215	0,0012593	0,013137	0,0013847	0,01514	0,01905	0,02197	0,02252	0,0203
857,4	946,9	1038,9	1133,8	1233,3	1339	2799	3026	3189	3321	394
2,309	2,495	2,678	2,86	3,043	3,23	5,657	6,006	6,243	6,39	6,758
0,0011448	0,0011766	0,0012136	0,0012575	0,0013111	0,0013808	0,01325	0,011726	0,0201	0,0193	0,02683
857,9	947,3	1039,1	1133,8	1232,9	1338	2750	3000	3172	3294	3585
2,308	2,493	2,676	2,858	3,04	3,226	5,550	5,942	6,19	6,303	6,716
0,01143	0,0011744	0,0012109	0,0012539	0,0013061	0,0013735	0,00978	0,01429	0,01704	0,01174	0,2322
358,8	948	1039,5	1133,7	1232,2	1336,2	2612	2945	3137	3174	3567
2,305	2,489	2,672	2,853	3,035	3,218	5,302	5,816	6,09	5,999	6,64
0,0011357	0,0011658	0,0012004	0,0012404	0,0012886	0,001375	0,001612	0,00676	0,00977	0,00869	0,01478
862,6	950,9	1041,3	1134	1230,3	1331,2	1625	2638	2971	3073	3493
2,295	2,477	2,657	2,835	3,011	3,19	3,684	5,236	5,723	5,799	6,394
0,0011305	0,0011597	0,001193	0,0012315	0,0012764	0,0013311	0,001556	0,00283	0,0672	0,00869	0,01144
865,4	9553,3	1134,7	1134,7	1229	1329	1608	2155	2816	3073	3434
2,287	2,468	2,822	2,822	2,996	3,171	3,64	4,476	5,446	5,999	6,242

Tiếp bảng 5

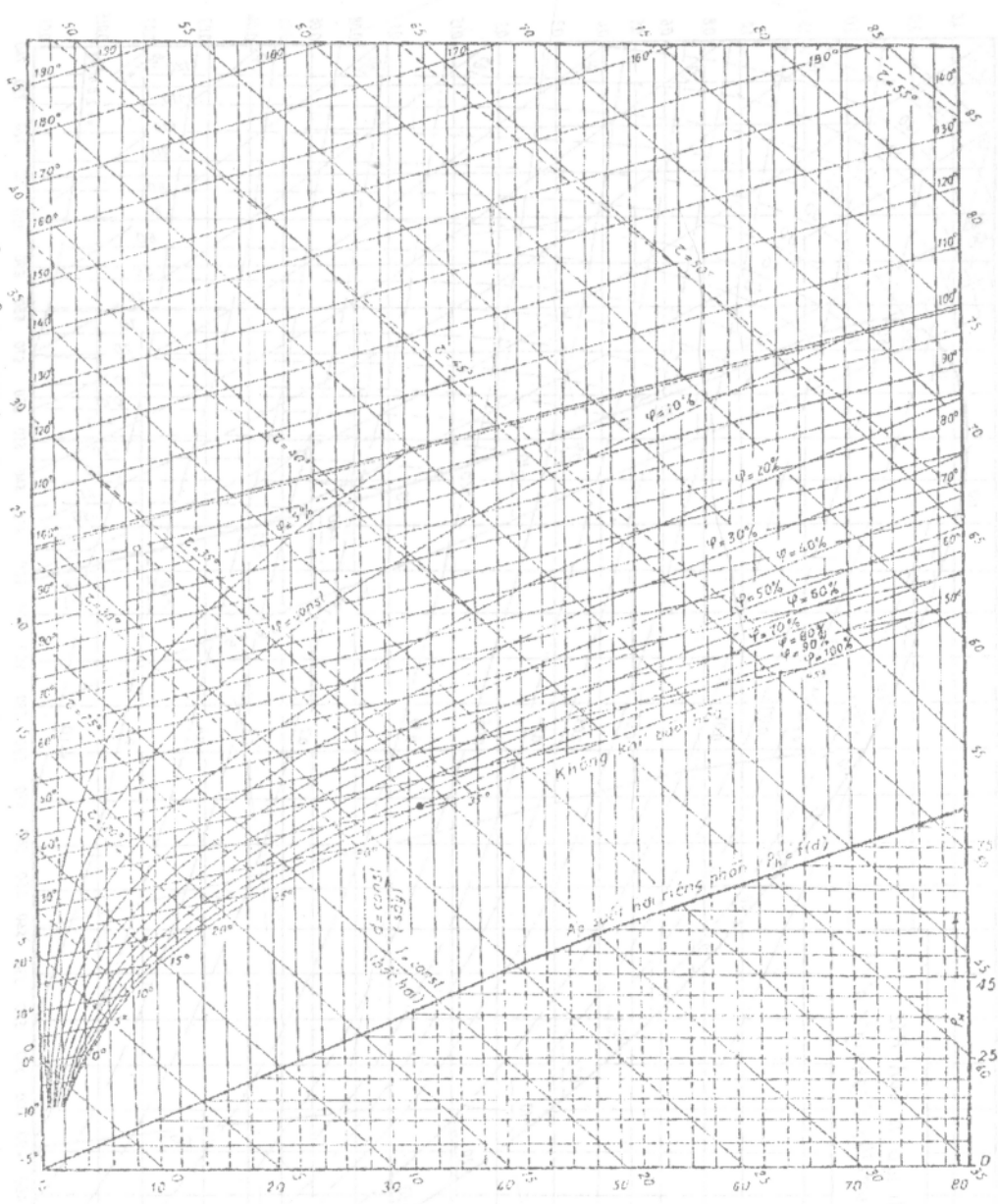
P' bar	t°C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
30	V	0,00100041	0,0010065	0,001057	0,0010275	0,0010419	0,0010587	0,0010782	0,0011004	0,0011258
	I	86,7	170,1	253,5	337	420,9	505,4	590,6	676,4	763,7
	S	0,2856	0,5707	0,829	1,0726	1,3038	1,5244	1,735	1,938	2,134
80	V	0,000983	0,00100043	0,001034	0,0010254	0,0010398	0,0010564	0,0010972	0,001122	0,001122
	I	91,3	174,6	257,8	341,2	424,9	509,1	593,4	679,6	766,7
	S	0,2943	0,5686	0,826	1,0689	1,2996		1,73	1,931	2,126
90	V	0,0009978	0,0010038	0,0010129	0,0010249	0,0010393	0,0010559	0,0010749	0,0010966	0,0011213
	I	92,3	175,5	258,7	342,1	425,7	509,8	594,6	680,3	767,4
	S	0,2941	0,5681	0,8253	1,0682	1,2988	1,5189	1,729	1,93	2,125
100	V	0,0009975	0,0010031	0,0010125	0,0010245	0,0010386	0,0010552	0,0010741	0,0010958	0,0011201
	I	93,2	176,9	259,6	342,9	426,5	510,5	595,3	681	768
	S	0,2939	0,5674	0,8247	1,0676	1,2982	1,5182	1,718	1,929	2,123
120	V	0,0009965	0,0010024	0,0010116	0,0010236	0,0010379	0,0010544	0,0010732	0,0010946	0,0011189
	I	95,1	178,2	161,4	344,6	428,1	512	593,7	682,4	769,1
	S	0,2835	0,5668	0,8236	1,0662	1,2967	1,5165	1,727	1,927	2,121
130	V	0,0009951	0,001002	0,0010112	0,0010231	0,0010573	0,0010538	0,0010725	0,0010939	0,0011182
	I	96	179	262,2	345,4	428,9	512,7	597,4	683	769,7
	S	0,2931	0,5664	0,823	0,0655	1,2959	1,5156	1,726	1,926	2,119
140	V	0,0009975	0,0010016	0,0010108	0,0010226	0,0010369	0,0010533	0,0010719	0,0010932	0,0011174
	I	96,9	179,9	263	346,2	429,6	513,1	598	683,6	777,02
	S	0,293	0,566	0,8224	1,0648	1,2951	1,5148	1,724	1,925	2,118
160	V	0,0009948	0,0010007	0,0010099	0,0010217	0,0010359	0,0010522	0,0010707	0,0010918	0,0011157
	I	98,9	181,7	264,7	347,9	431,2	524,9	599,4	684,9	771,3
	S	0,2925	0,5653	0,8212	1,0634	1,2937	1,5131	1,722	1,922	2,116
240	V	0,009912	0,0009973	0,0010065	0,0010182	0,001032	0,0010479	0,001066	0,0010864	0,0011095
	I	106,3	188,8	271,5	254,3	437,2	520,8	604,4	689,9	777,57
	S	0,2911	0,5625	0,8169	0,0582	1,2881	1,5062	1,722	1,915	2,108
300	V	0,0009886	0,0009949	0,0010041	0,0010158	0,0010293	0,001045	0,0010662	0,0010825	0,001105
	I	112	194,1	276,5	359,1	441,9	525,1	609,0	693,6	779,1
	S	0,2902	0,5603	0,814	0,0545	1,3864	1,5024	1,709	1,908	2,100

Bảng 5: Hơi quá nhiệt (bổ sung)

P Bar	t °C	150	200	250	300	400	500	600
2	V	0,9596	1,0803	1,1988	1,3162	1,5493	1,7814	2,013
	I	2768,8	2870,5	2971	3071,8	3276,6	3487,1	3704
	S	7,2795	7,5066	7,7086	7,8926	8,2218	8,5133	8,777
3	V	0,6339	0,7163	0,7946	0,8753	1,0315	1,1867	1,3414
	I	2761	2865,6	2967,6	3069,3	3275	3486	3703,2
	S	7,0778	7,3115	7,5166	7,7022	8,033	8,3251	8,5892
4	V	0,4708	0,5342	0,05951	0,6548	0,7726	0,8893	1,0055
	I	2752,8	2860,5	2964,2	3066,8	3273,4	3489	3702,4
	S	6,9299	7,1706	7,3789	7,5662	7,8955	8,1913	8,458
5	V	0,3749	0,4729	0,4744	0,5226	0,6173	0,7109	0,8041
	I	2748,7	2855,4	2960,7	3064,2	3271,9	34839	3701,7
	S	6,8213	7,0592	7,2709	7,4599	7,7938	8,0873	7,3522

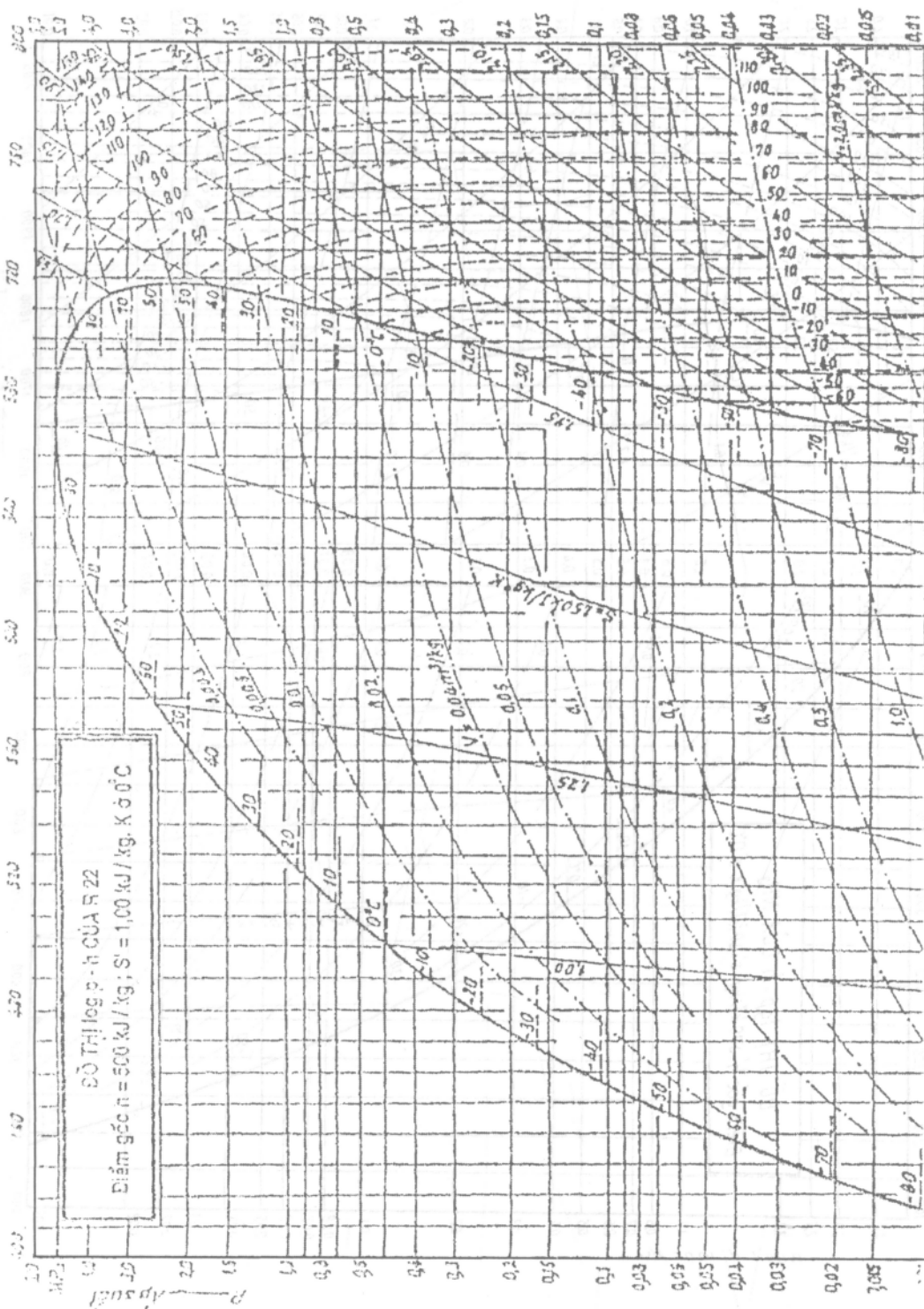


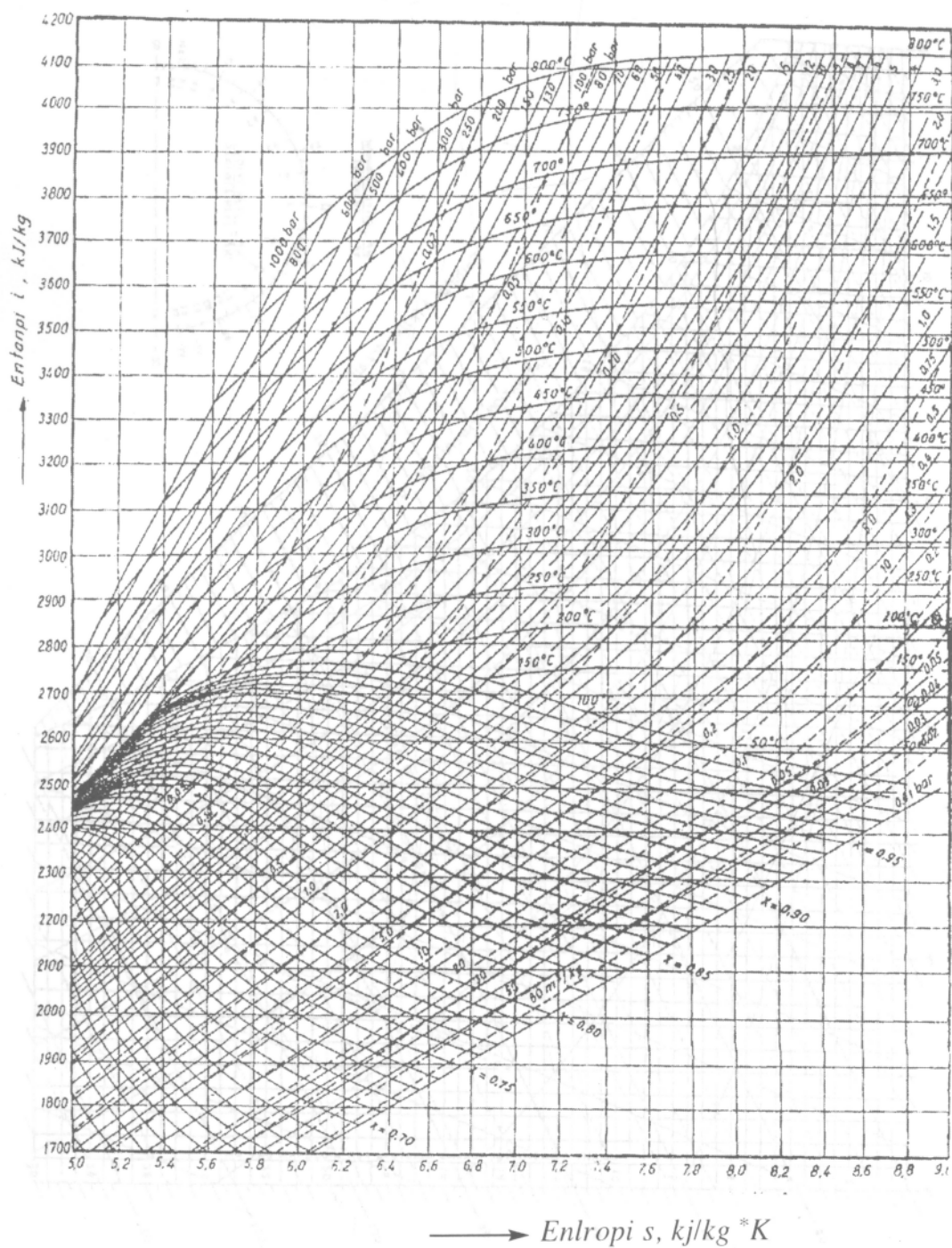
Enthalpy 1 kcal/kg không khí khô



Áp suất hơi riêng phần p mm Hg

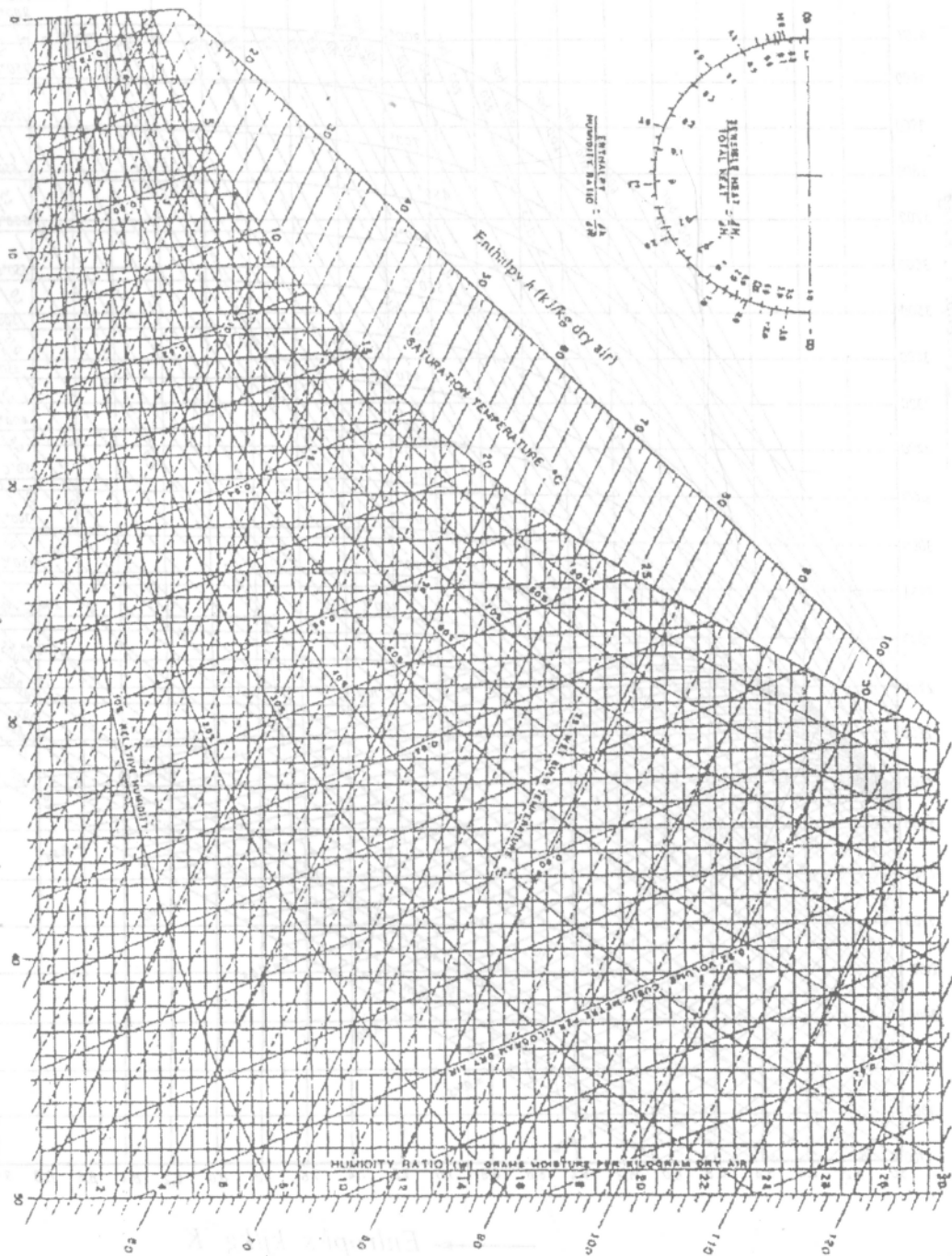
Hàm lượng ẩm d , g nước/kg không khí khô
(1kcal - 4,185kj)
ĐỒ THỊ 1-a CỦA KHÔNG KHÍ ẨM





Ấm độ có tia quá trình ϵ và ϵ_p

Dry bulb temperature ($^{\circ}\text{C}$)



TÀI LIỆU THAM KHẢO

01. *Nhiệt động kỹ thuật*, Phạm Lê Dân, Nguyễn Anh Hải, Vũ Trọng Khoan: Nhà xuất bản Đại học và trung học chuyên nghiệp 1974.
02. *Cơ sở kỹ thuật nhiệt*. Phạm Lê Dân, Đặng Quốc Phú. Nhà xuất bản Đại học và trung học chuyên nghiệp 1990.
03. *Truyền nhiệt*, Đặng Quốc Phú, Trần Thế Sơn, Trần Văn Phú: Nhà xuất bản Hà Nội 1991.
04. *Engineering thermodynamies and heat transfer*, V.V.Nashehokin. Mir publisher - Moscow 1979.
05. *Thermodynamique technique*, M.Bailly, Bordeaux 1971.
06. *Thermodynamique applique'e*, Gordrdon J.Van Wwylen, richard E.sountag, Ottawa - Canada 1981.
07. *Cơ sở truyền nhiệt*, Hoàng Đình Tín, Nguyễn Thanh Hà, Nhà xuất bản Đại học và trung học chuyên nghiệp 1972.
08. *Nhiệt động kỹ thuật*. Phạm Lê Dân, Bùi Hải. Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật - 2000.
09. *Nhiệt kỹ thuật*. Bùi Hải, Trần Thế Sơn. Nhà xuất bản Khoa học và kỹ thuật - 2002.
10. *Bài tập kỹ thuật nhiệt*. Bùi Hải. Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật - 2004.

MỤC LỤC

<i>Lời giới thiệu</i>	3
<i>Lời nói đầu</i>	5
<i>Bài mở đầu</i>	7

Phần 1: NHIỆT ĐỘNG HỌC KỸ THUẬT

Chương 1: NHỮNG KHÁI NIỆM CƠ BẢN VÀ CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT CƠ BẢN CỦA MÔI CHẤT

I. Sự thay đổi trạng thái và chuyển pha của đơn chất	10
II. Thông số trạng thái của môi chất	13
III. Phương trình trạng thái của môi chất.....	17
IV. Nhiệt, công và các phương pháp xác định	22
V. Định luật nhiệt động thứ nhất	26
VI. Các quá trình cơ bản của khí lý tưởng	27
VII. Các quá trình cơ bản của khí thực	34
VIII. Quá trình tiết lưu.....	36

Chương 2. KHÔNG KHÍ ẨM VÀ CHU TRÌNH NGƯỢC CHIỀU

I. Những khái niệm cơ bản về không khí ẩm.....	38
II. Đồ thị I-d, t-d và các ứng dụng	41
III. Định luật nhiệt động thứ hai và chu trình nhiệt động	45
IV. Chu trình ngược chiều dùng không khí	50
V. Chu trình ngược chiều dùng hơi.....	52
VI. Chu trình ngược chiều dùng phương pháp hấp thụ	53
VII. Chu trình ngược chiều điện nhiệt	55
VIII. Chu trình máy lạnh và bơm nhiệt nén hơi.....	56
<i>Bài tập phần I</i>	59

Phần II. TRUYỀN NHIỆT

Chương 3. DẪN NHIỆT

- I. Những khái niệm cơ bản 60
- II. Dẫn nhiệt ổn định không có nguồn nhiệt bên trong qua vách phẳng 62
- III. Dẫn nhiệt ổn định không có nguồn nhiệt bên trong qua vách trụ 64

Chương 4. TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU VÀ BỨC XẠ

- I. Các nhân tố ảnh hưởng đến trao đổi nhiệt đối lưu..... 66
- II. Công thức Niu tơn và các tiêu chuẩn đồng dạng thường dùng 68
- III. Công thức tính trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian vô hạn..... 71
- IV. Công thức tính trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức khi dòng chất lỏng chảy qua chùm ống..... 73
- V. Công thức trao đổi nhiệt đối lưu khi có biến đổi pha..... 75
- VI. Trao đổi nhiệt bức xạ..... 79

Chương 5. TRUYỀN NHIỆT VÀ THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT - CÁCH NHIỆT

- I. Truyền nhiệt qua vách phẳng 83
- II. Truyền nhiệt qua vách trụ 85
- III. Truyền nhiệt qua vách có cánh 88
- IV. Thiết bị trao đổi nhiệt 90
- V. Tính nhiệt cho thiết bị trao đổi nhiệt ngăn cách 91
- VI. Cách nhiệt và kiểm tra đọng sương cho vách cách nhiệt..... 93
- Bài tập phần II* 96

Phụ lục 97

Tài liệu tham khảo 118

BỘ GIÁO TRÌNH XUẤT BẢN NĂM 2007
KHOẢ TRƯỜNG TRUNG HỌC ĐIỆN TỬ - ĐIỆN LẠNH

1. LÝ THUYẾT MẠNG MÁY TÍNH
2. THIẾT KẾ HỆ THỐNG LẠNH
3. THỰC HÀNH LẮP RÁP, CÀI ĐẶT VÀ BẢO TRÌ HỆ THỐNG MÁY TÍNH
4. THỰC HÀNH SỬA CHỮA MÁY LẠNH
5. BÁO HIỆU VÀ ĐỒNG BỘ TRONG MẠNG VIỄN THÔNG
6. TỔ CHỨC MẠNG VÀ DỊCH VỤ VIỄN THÔNG
7. THIẾT BỊ ĐẦU CUỐI
8. KỸ THUẬT NHIỆT
9. KỸ THUẬT MÀN HÌNH MÁY TÍNH
10. ĐO LƯỜNG KỸ THUẬT LẠNH
11. THỰC HÀNH KỸ THUẬT SỐ
12. THỰC HÀNH ĐIỆN TỬ CÔNG NGHIỆP
13. KIẾN TRÚC MÁY TÍNH
14. LÝ THUYẾT BẢO TRÌ HỆ THỐNG MÁY TÍNH
15. KỸ THUẬT VI XỬ LÝ
16. KỸ THUẬT SỐ VÀ MẠCH LOGIC
17. KỸ THUẬT THÔNG TIN QUANG
18. THỰC HÀNH LINUX
19. THỰC HÀNH MẠNG
20. KỸ THUẬT ĐIỀU HÒA KHÔNG KHÍ
21. THỰC HÀNH GIA CÔNG LẮP ĐẶT ĐƯỜNG ỐNG
22. MÁY VÀ THIẾT BỊ LẠNH
23. THỰC HÀNH SỬA CHỮA MÀN HÌNH MÁY TÍNH
24. THỰC HÀNH VIỄN THÔNG CHUYÊN NGÀNH

GT Kỹ thuật nhiệt



1011080000116

16,500



Giá: 16.500đ