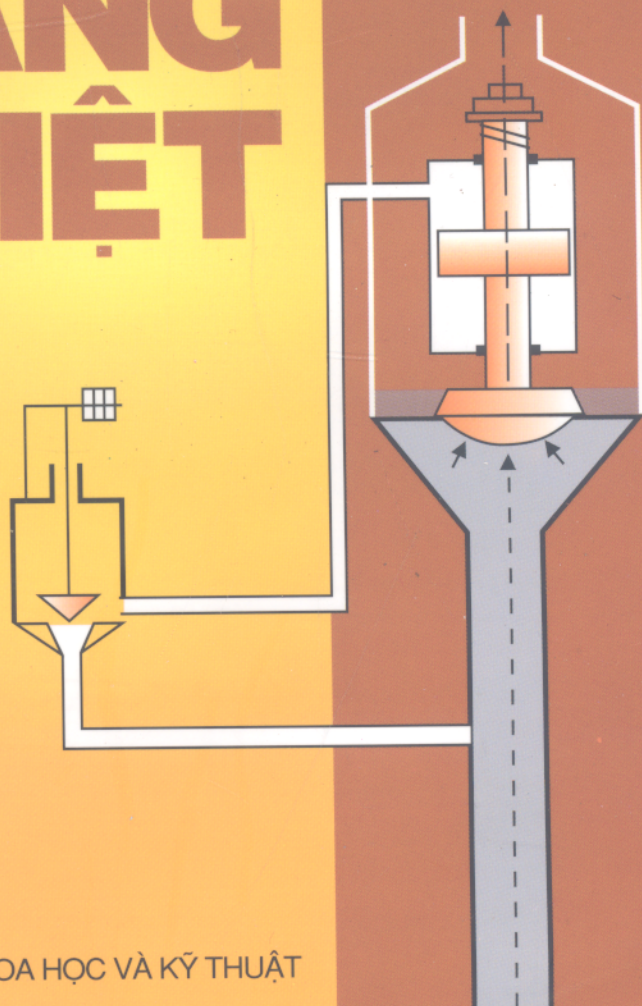


PGS.TS. PHẠM LÊ DZẦN
TS. NGUYỄN CÔNG HÂN

CÔNG NGHỆ

LÒ HƠI

VÀ MẠNG
NHIỆT



NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT

TRƯỜNG ĐẠI HỌC BÁCH KHOA HÀ NỘI

PGS. TS PHẠM LÊ DZẤN

TS. NGUYỄN CÔNG HÂN

CÔNG NGHỆ LÒ HƠI VÀ MẠNG NHIỆT

(In lần thứ 3 có bổ sung và sửa chữa)



NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT

HÀ NỘI - 2005

LỜI NÓI ĐẦU

Nhu cầu về năng lượng trong sản xuất cũng như đời sống là rất lớn và ngày càng tăng, trong đó nhiệt năng chiếm tỷ lệ chủ yếu. Thí dụ, năm 1989, năng lượng sản xuất trên toàn thế giới khoảng 358×10^4 kJ (339×10^5 Btu), trong đó 39,2% từ dầu mỏ và khí hoá lỏng; 27,4% từ than đá, 19,8% từ khí thiên nhiên, 5,6% từ năng lượng nguyên tử, như vậy là 92% năng lượng trên, ít ra có một lần thể hiện dưới dạng nhiệt năng.

Trong quá trình sản xuất và sử dụng năng lượng dưới dạng nhiệt năng thì việc sinh hơi và đưa đến hệ tiêu dùng có một vai trò quan trọng.

Việc sản xuất và sử dụng hơi đã có từ rất lâu. Nếu không kể đến chiếc chong chóng hơi - aeolipile - do nhà toán học Hero người Hy Lạp chế tạo ra từ những năm 200 trước công nguyên, chiếc bánh xe quay bằng hơi nước của một người Ý tên là Branca chế tạo từ năm 1600 thì năm 1680 Dr. Denis Papin chế tạo lò hơi có áp suất dùng trong chế biến thực phẩm; năm 1698, Thomas Savery được cấp bằng sáng chế về hệ thống bơm nước bằng hơi. Năm 1690 máy hơi nước đầu tiên được chế tạo theo ý tưởng của Papin và được hoàn thiện bởi Thomas Newcomen và John Cowly vào năm 1711. Lúc đó lò hơi và máy hơi đi liền với nhau. Đến 1769, một công nhân cơ khí người Anh James Watt mới chế tạo lò hơi kiểu toa xe tách khỏi động cơ; từ 1804, Trevithick đã thiết kế loại lò hơi dạng như hiện nay: thân hình trụ đáy tròn chịu áp suất cao. Cũng đáng chú ý là từ năm 1730 Dr. John Allen đã lần đầu tiên tính toán hiệu suất của lò hơi làm cơ sở để không ngừng cải tiến, hoàn thiện.

Đến nay, đã có hàng triệu chiếc lò hơi ra đời với hàng trăm kiểu dáng và quy mô khác nhau. Có những lò hơi nhỏ, mỗi giờ chỉ sản xuất được mấy chục lít nước nóng hoặc hơi bão hoà ở áp suất bình thường nhưng cũng đã có những lò hơi đồ sộ, mỗi giờ sản xuất đến ba bốn ngàn tấn hơi nước áp suất đến trên dưới 300 bar, nhiệt độ trên dưới 600°C cấp hơi cho tổ máy phát điện đến 1200 ÷ 1300 MW.

Rõ ràng việc sản xuất và sử dụng nhiệt của hơi nước đã góp phần quan trọng trong công cuộc cách mạng khoa học kỹ thuật, phát triển của xã hội và nâng cao

đời sống nhưng cũng cần lưu ý là hơi nước ở áp suất và nhiệt độ cao cũng rất nguy hại, không chỉ cho tài sản mà cả đến tính mạng con người. không phải đến bây giờ mà đã từ rất lâu; trong cuốn sách về "Hơi nước" xuất bản năm 1898 cho biết là năm 1880 chỉ riêng nước Mỹ đã có 170 vụ nổ lò hơi làm chết 250 người và bị thương 555 người... Do vậy ta cần phải tìm cách tiếp tục phát huy tác dụng tích cực của việc sản xuất hơi, đồng thời hạn chế nguy hiểm đến mức tối thiểu.

Cuốn sách "Công nghệ lò hơi và mạng nhiệt" muốn giới thiệu với bạn đọc những nội dung về cơ bản về quá trình và thiết bị sản xuất và vận chuyển hơi nước, nước nóng chủ yếu từ nhiên liệu hữu cơ.

Cuốn sách được chia thành hai phần, gồm 7 chương, 6 chương đầu giới thiệu về công nghệ lò hơi do PGS. TS Phạm Lê Dzân biên soạn và chương 7 giới thiệu về mạng nhiệt do TS Phạm Công Hán biên soạn.

Do phạm vi hạn chế về khối lượng cuốn sách, thời gian biên soạn, kiến thức và phạm vi kinh nghiệm của tác giả chắc là chưa thoả mãn được yêu cầu của bạn đọc và khó tránh khỏi sai sót, nhầm lẫn.

Chúng tôi rất vui mừng nếu được bạn đọc quan tâm sử dụng và đóng góp ý kiến. Xin chân thành cảm ơn.

CÁC TÁC GIẢ

KHÁI NIỆM CHUNG

1.1 NHIỆM VỤ CỦA THIẾT BỊ SINH HƠI

Thiết bị sinh hơi (TBSH) có hai nhiệm vụ chính, đó là:

1. Chuyển hoá các dạng năng lượng khác thành nhiệt năng; trong các buồng đốt nhiên liệu hữu cơ, chuyển hoá năng của nhiên liệu hữu cơ như than đá, dầu mỏ, khí đốt, v.v.. thành nhiệt năng của sản phẩm cháy; trong các lò phản ứng nguyên tử tiến hành các phản ứng phân huỷ hoặc tổng hợp hạt nhân nguyên tử phát ra nhiệt; trong lò hơi mặt trời, các bộ thu hấp thụ năng lượng bức xạ của mặt trời rồi chuyển hoá thành nhiệt năng; trong lò hơi địa nhiệt chất tải nhiệt hoặc môi chất hấp thụ nhiệt năng trong lòng quả đất; trong lò điện chuyển điện năng thành nhiệt năng v.v..

2. Truyền nhiệt năng sinh ra cho chất tải nhiệt hoặc môi chất để đưa chúng từ thể lỏng có nhiệt độ thông thường lên nhiệt độ cao hoặc nhiệt độ sôi, biến thành hơi bão hoà hoặc hơi quá nhiệt.

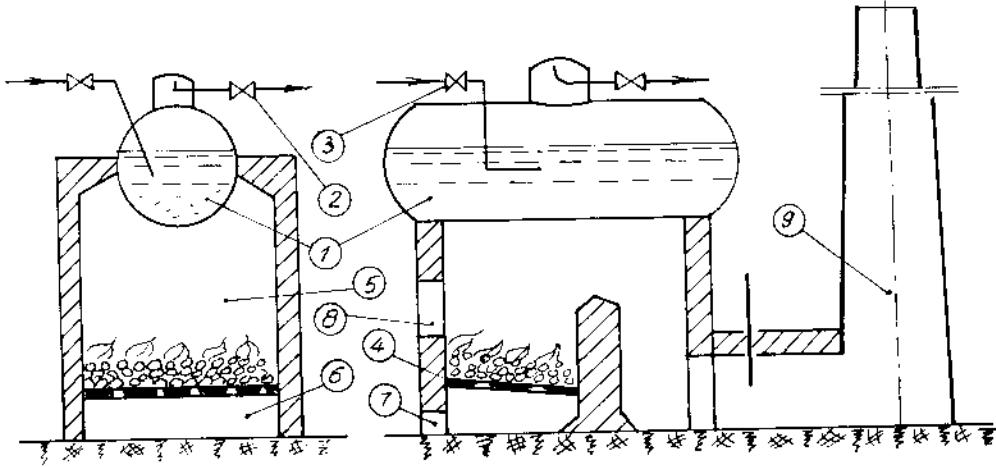
1.2 SƠ QUA VỀ CẤU TẠO VÀ NGUYÊN LÝ HOẠT ĐỘNG CỦA CÁC LOẠI TBSH DÙNG NHIÊN LIỆU HỮU CƠ

Ở đây giới thiệu ba loại TBSH (Lò hơi) điển hình: lò hơi đốt thủ công, lò hơi ghi xích và lò hơi đốt phun.

1.2.1 Cấu tạo

a. *Lò hơi đốt thủ công* (hình 1-1a). Đây là loại lò hơi đơn giản nhất, lâu đời nhất, đốt nhiên liệu rắn. Thông thường loại lò hơi này gồm các bộ phận chính như sau: buồng (bao hơi) (1) chứa nước, hơi và cũng là bề mặt truyền nhiệt; van hơi chính (2) để đóng mở và điều chỉnh lượng hơi cung cấp ra; van nước cấp (3) để

đóng mở và điều chỉnh lượng nước đưa vào lò hơi; ghi lò (4) được lắp cố định, có nhiệm vụ đỡ nhiên liệu không cho rơi lọt, cho gió cấp một đi qua để đốt cháy nhiên liệu và thải tro xỉ; buồng lửa (5) là không gian để cháy các chất khí và các hạt nhiên liệu nhỏ bay theo khói; hộp tro xỉ (6) cũng là buồng cấp gió; cửa gió (7) cũng là cửa lấy tro xỉ; cửa cấp nhiên liệu (8) có thể đóng mở cấp nhiên liệu và ống khói (9) tạo thành sức hút để thải ra ngoài sản phẩm cháy cùng một ít tro xỉ bay theo.

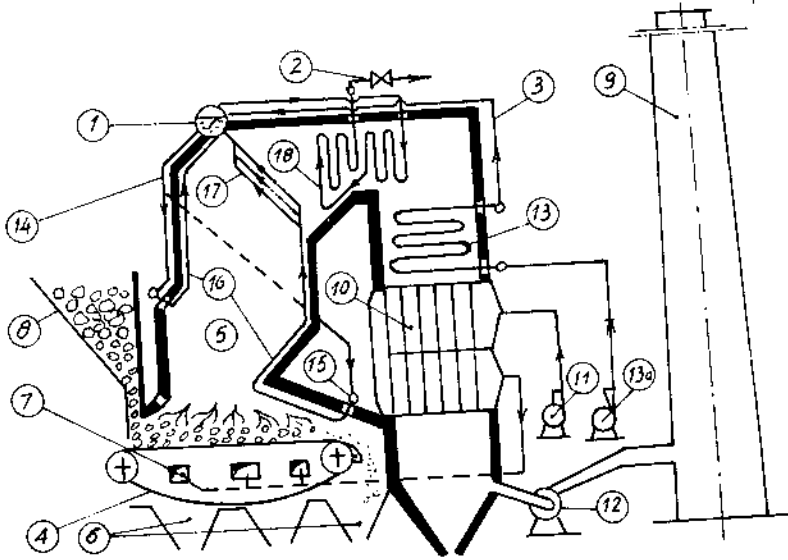


Hình 1-1a. Lò hơi đốt thủ công.

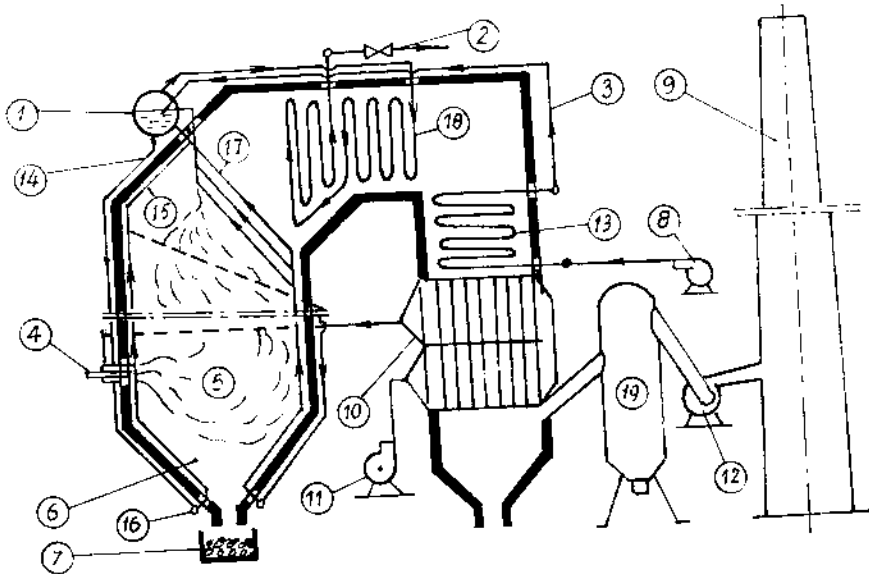
b. Lò hơi ghi xích (hình 1-1b). Đây là loại lò hơi thường có công suất nhỏ hoặc trung bình, gồm có các bộ phận chủ yếu sau: balông (1) chứa hơi, một phần nước và không còn làm nhiệm vụ bề mặt sinh hơi chính nữa; van hơi chính (2); đường nước cấp (3); ghi lò (4) có dạng một cái xích làm nhiệm vụ cấp nhiên liệu rắn, cho gió cấp một đi qua để đốt cháy nhiên liệu và thải tro xỉ ra ngoài; buồng lửa (5); hộp tro xỉ (6) để chứa nhiên liệu và tro xỉ lọt rồi thải ra ngoài; hộp gió (7) để cung cấp gió cấp một qua ghi cho lớp nhiên liệu trên ghi; phễu than (8) để đưa nhiên liệu xuống một đầu của ghi xích; ống khói (9) để thải sản phẩm cháy ra ngoài; bộ sấy không khí (10) để đốt nóng không khí trước khi đưa vào buồng lửa; quạt gió (11) để đẩy gió vào; quạt khói (12) tạo thành sức hút để thải sản phẩm cháy ra; bộ hâm nước (13) để đốt nóng nước trước khi được bơm nước (13a) đưa vào lò; dàn ống nước xuống (14), ống góp dưới (15), dàn ống nước lên (16), dây phếtôn (17) cùng với balông tạo thành vòng tuần hoàn tự nhiên của nước và hơi; và bộ quá nhiệt (18) để đưa hơi bão hoà chuyển thành hơi quá nhiệt cung cấp cho hệ tiêu dùng.

c. Lò hơi đốt phun (hình 1-1c). Đây là loại lò hơi được sử dụng với công suất trung bình và lớn, có thể đốt nhiên liệu rắn nghiền thành bột, nhiên liệu lỏng phun thành hạt hoặc nhiên liệu khí. Lò hơi đốt phun thường gồm các bộ phận chính sau: balông (1); van hơi chính (2); đường nước cấp (3); vòi phun nhiên liệu (4); buồng lửa (5) là không gian để đốt cháy tất cả nhiên liệu phun vào lò; phễu tro lạnh (6) để

làm nguội các hạt tro xỉ trước khi thải ra ngoài trong trường hợp thải xỉ khô; giếng xỉ (7) để hứng tất cả xỉ thải ra ngoài; bơm nước cấp (8); ống khói (9); bộ sấy không khí (10); quạt gió (11); quạt khói (12); bộ hâm nước (13); dàn ống nước xuống (14); dàn ống nước lên (15); dây phếtôn (17) và bộ quá nhiệt (18).



Hình 1-1b. Lò hơi ghi xích.



Hình 1-1c. Lò đốt than phun.

Tóm lại, cấu tạo của lò hơi là nhằm thực hiện hai nhiệm vụ chính: một là chuyển hoá năng của nhiên liệu thành nhiệt năng của sản phẩm cháy, nghĩa là đốt nhiên liệu thành sản phẩm cháy có nhiệt độ cao; hai là đưa nước cấp vào lò, tiếp nhận nhiệt từ sản phẩm cháy, biến thành nước nóng, nước sôi, hơi bão hoà hoặc hơi quá nhiệt có áp suất và nhiệt độ thoả mãn yêu cầu của hộ sử dụng; do vậy cấu tạo lò hơi gồm các hệ thống chính sau:

1. *Hệ thống cung cấp và đốt cháy nhiên liệu:* trong lò hơi thủ công, gồm có cửa cấp nhiên liệu (8), ghi lò (4), buồng lửa (5); trong lò ghi xích gồm có phễu than (8), ghi xích (4), buồng lửa (5); trong lò hơi đốt than phun gồm có vòi phun nhiên liệu và buồng lửa (5), nếu đốt than, trước đó phải có hệ thống nghiền than thành bột.

2. *Hệ thống cấp không khí và thải sản phẩm cháy,* bao gồm cửa gió, quạt gió (11), ống khói (9), quạt khói (12), nhiều trường hợp còn có bộ sấy không khí (10), hộp tro xỉ, đôi khi còn có bộ khử bụi để giảm mài mòn cánh quạt khói.

3. *Hệ thống cấp nước,* gồm bơm nước cấp để cấp đủ lưu lượng và áp suất nước cho lò hơi, nhiều khi còn có bộ hâm nước (13) để gia nhiệt nước trước khi đưa vào.

4. *Hệ thống sản xuất nước nóng, nước sôi, hơi bão hoà hoặc hơi quá nhiệt* đủ áp suất và nhiệt độ, thoả mãn yêu cầu của hộ sử dụng, thường bao gồm các loại bề mặt truyền nhiệt như dàn ống nước lên (16), dàn phestôn (17), dàn ống nước xuống (14), ống góp dưới (15), balông (1) và nhiều khi còn có cả bộ quá nhiệt (18).

Trên đây là những bộ phận chủ yếu, ngoài ra còn nhiều trang bị phụ như hệ thống đo lường, điều khiển, hệ thống an toàn, khung lò, tường lò, cách nhiệt, v.v..

1.2.2 Sơ lược quá trình vận hành lò hơi:

a. *Quá trình vận hành lò hơi thủ công:* Loại lò hơi này chỉ đốt được nhiên liệu rắn. Nhiên liệu được đưa vào qua cửa cấp, xếp thành lớp lên ghi lò, nhận nhiệt từ lớp nhiên liệu đang cháy bằng dẫn nhiệt, từ tường buồng lửa và ngọn lửa bằng bức xạ và từ không khí nóng và sản phẩm cháy từ lớp nhiên liệu đi lên bằng đối lưu.

Sau khi nhận nhiệt, nhiên liệu được sấy nóng, sấy khô, tách chất bốc và tạo thành cốc. Mặt khác, không khí được ống khói, quạt gió, quạt khói đưa vào, có khi còn được đưa qua bộ sấy không khí để sấy nóng trước, đi qua ghi, tiếp xúc với lớp nhiên liệu và cháy những thành phần cháy được, tạo thành sản phẩm cháy và tro xỉ. Tro xỉ được thải ra ngoài qua ghi xuống hộp tro xỉ hoặc qua cửa cấp nhiên liệu; còn sản phẩm cháy ở thể khí thì hấp thụ nhiệt của phản ứng cháy, được đốt nóng đến nhiệt độ khá cao, có thể đạt đến khoảng $800 \div 1500^{\circ}\text{C}$, đi qua các bề mặt truyền nhiệt, truyền nhiệt cho môi chất, nhiệt độ của sản phẩm cháy giảm dần, cuối cùng có thể giảm đến khoảng $120 \div 350^{\circ}\text{C}$ trước khi thải ra ngoài. Còn môi chất là nước, được bơm nước bơm vào, có trường hợp còn đi qua bộ hâm nước, qua các bề mặt

truyền nhiệt, nhận nhiệt từ sản phẩm cháy có nhiệt độ cao, nhiệt độ tăng dần thành nước nóng, nước sôi hoặc hơi bão hoà khô cung cấp cho hộ sử dụng. Loại lò hơi thủ công thường sản xuất nước nóng, nước sôi hoặc hơi bão hoà khô ở áp suất thấp, không quá 15 bar và công suất cũng nhỏ, thường không quá 2 T/h.

b. *Quá trình vận hành lò hơi ghi xích:* Nhiên liệu được đưa đến tập trung ở phễu rồi rót lên phần đầu của ghi xích, ghi xích quay với tốc độ khá chậm, khoảng từ 2 đến 30 ml/h, từ từ đưa nhiên liệu vào trong buồng lửa. Nhiên liệu nhận nhiệt từ buồng lửa và sản phẩm cháy được sấy nóng, sấy khô, thoát chất bốc, tạo cốc và khi gặp không khí cấp một đưa từ dưới ghi lên thì cháy, tạo thành sản phẩm cháy và tro xỉ. Tro xỉ còn lại được cái gạt xỉ gạt xuống phễu tro rồi thải ra ngoài. Sản phẩm cháy đi vào buồng lửa, mang theo một ít chất khí và hạt nhiên liệu nhỏ chưa cháy hết sẽ gặp gió cấp hai đưa vào từ phía trên lớp nhiên liệu và cháy kiệt. Nhờ hấp thụ nhiệt của phản ứng cháy, nhiệt độ của sản phẩm cháy có thể lên đến khoảng 1000°C đến 1500°C, khi đi qua các bề mặt truyền nhiệt, truyền bớt nhiệt cho môi chất, nhiệt độ giảm xuống đến khoảng 120 đến 250°C trước khi thải ra ngoài. Mặt khác, nước được bơm qua bộ hâm nước, đưa vào balông, trong khi chuyển động tuần hoàn qua dàn ống xuống, ống góp dưới, dàn ống lên trở về balông đã nhận nhiệt biến dần thành nước nóng nước sôi, hơi bão hoà rồi có thể đi qua bộ quá nhiệt trở thành hơi quá nhiệt. Lò hơi ghi xích thường dùng trong phạm vi thông số và công suất thấp hoặc trung bình, khoảng từ 4 đến 35 T/h.

c. *Quá trình vận hành của lò hơi đốt phun:* Đây là loại lò hơi dùng phổ biến hiện nay trong các nhà máy nhiệt điện ở nước ta, có thể đốt nhiên liệu khí, nhiên liệu lỏng phun thành hạt hoặc nhiên liệu rắn nghiền thành bột mịn có đường kính khoảng 40 μm . Bột nhiên liệu được gió cấp một thổi qua vòi phun đưa vào buồng lửa, nhận nhiệt từ buồng lửa và sản phẩm cháy, được sấy nóng, sấy khô, tách chất bốc, tạo cốc và bắt đầu cháy; mặt khác, dưới tác dụng của quạt gió, quạt khói, không khí được đưa vào đầy đủ, cháy kiệt các chất bốc và cốc, tạo thành sản phẩm cháy và tro xỉ ở nhiệt độ cao. Tro xỉ bị chảy lỏng, một bộ phận kết lại với nhau thành hạt lớn rơi xuống đáy buồng lửa, có thể thải ra ngoài dưới dạng xỉ lỏng nếu như không làm nguội, cũng có thể làm nguội trong phễu tro lạnh, đông đặc lại rồi thải ra ngoài dưới dạng xỉ khô; những hạt tro xỉ nhỏ bị dòng sản phẩm cháy cuốn theo, nguội dần do truyền nhiệt cho môi chất qua các dàn ống, đông đặc lại trước khi ra khỏi buồng lửa, rồi theo sản phẩm cháy đi qua bộ khử bụi bị tách ra hoặc thải ra ngoài qua ống khói, tuy nhiên cũng có một bộ phận bám lại trên các bề mặt truyền nhiệt hoặc trên các đường ống dẫn khói. Sản phẩm cháy khi ở trong buồng lửa cũng có nhiệt độ khá cao, khoảng 1200 đến 1600°C, qua các bề mặt truyền nhiệt truyền cho môi chất, nhiệt độ giảm xuống đến khoảng 120 đến 180°C trước khi thải ra ngoài. Nước được bơm qua bộ hâm nước, được đốt nóng đến xấp xỉ nhiệt độ bão hoà rồi đưa vào balông, sẽ đi xuống theo dàn ống xuống, tức là những dàn ống nhận nhiệt ít hoặc không nhận nhiệt, qua ống góp dưới rồi đi lên theo dàn ống lên, tức là những dàn ống được nhận nhiệt nhiều, vì trong các dàn ống này nước bốc hơi nhiều tạo thành hỗn hợp nước và hơi có khối lượng riêng nhỏ, rồi lại trở về

balông. Ở đây, hơi được tách ra, được đưa ra ngoài sử dụng hoặc đưa qua bộ quá nhiệt để tiếp tục đốt nóng, còn phần nước lại tiếp tục trở về ống xuống cùng với nước cấp, tạo thành vòng tuần hoàn tự nhiên. Lò hơi đốt than phun thường cung cấp hơi nước chạy các tua bin có thông số trung bình hoặc cao, có thể lên đến áp suất hai ba trăm *bar*, nhiệt độ xấp xỉ 600°C, công suất trung bình hoặc lớn, có thể lên đến trên dưới 3000 *T/h*.

1.3 CÁC ĐẶC TÍNH CƠ BẢN VÀ PHÂN LOẠI LÒ HƠI

1.3.1 Các đặc tính cơ bản của lò hơi

Thông thường dùng các đặc tính sau:

1. Sản lượng hơi D : là lượng hơi sản xuất ra trong một đơn vị thời gian, đo bằng *T/h*, *kg/h* hoặc *kg/s*. Thường chú ý ba loại sản lượng:

- *Sản lượng hơi định mức D_D* , là sản lượng lớn nhất mà lò hơi có thể làm việc lâu dài với thông số hơi qui định, thường ghi trên nhãn hiệu của thiết bị lò hơi.

- *Sản lượng hơi kinh tế D_{kt}* , là sản lượng mà lò hơi làm việc với hiệu suất nhiệt cao nhất, thường bằng khoảng 75% đến 90% sản lượng định mức.

- *Sản lượng hơi cực đại D_{max}* , là sản lượng hơi lớn nhất cho phép lò hơi làm việc tạm thời trong một thời gian ngắn, vượt sản lượng định mức khoảng 10 đến 20%.

2. Thông số hơi: Đối với lò hơi sản xuất hơi quá nhiệt thì biểu thị bằng áp suất và nhiệt độ của hơi sau bộ quá nhiệt. Với lò hơi sản xuất hơi bão hoà, chỉ cần biểu thị hoặc áp suất hoặc nhiệt độ của hơi trong balông.

3. Hiệu suất của lò hơi: Thường dùng hiệu suất nhiệt, nó là tỷ số giữa phần nhiệt lượng mà môi chất hấp thu được với tổng nhiệt lượng cung cấp vào. Người ta còn dùng hiệu suất excecgi là tỷ số giữa lượng excecgi của hơi sản xuất ra với lượng excecgi của nhiên liệu cấp vào.

Ngoài ba chỉ tiêu chính nói trên, thường còn dùng thêm một số chỉ tiêu khác như sau:

4. Năng suất bốc hơi của bề mặt truyền nhiệt d , $kg/m^2.h$, là lượng hơi sản xuất ra trong một đơn vị thời gian ứng với một đơn vị diện tích bề mặt truyền nhiệt, với các loại lò hơi cũ chỉ khoảng 12 $kg/m^2.h$, với các loại lò hơi mới có thể lên tới khoảng 22 đến 45 $kg/m^2.h$.

5. Suất tiêu hao kim loại g , $kg/T.h$, tức khối lượng kim loại dùng để chế tạo ứng với sản lượng hơi là 1 *T/h*.

6. Nhiệt thế thể tích của buồng lửa q_v là lượng nhiệt toả ra trong một đơn vị thời gian ứng với một đơn vị thể tích của buồng lửa, đơn vị W/m^3 .

7. Nhiệt thế diện tích của ghi lò q_R là nhiệt lượng toả ra trong một đơn vị thời gian ứng với một đơn vị diện tích mặt ghi lò, đơn vị W/m^2 .

1.3.2 Phân loại lò hơi

Có nhiều cách phân loại khác nhau, dựa theo những đặc tính khác nhau.

1. Dựa vào sản lượng hơi, thường chia thành ba loại:

- Lò hơi công suất nhỏ, sản lượng thường quy ước dưới 20 T/h;

- Lò hơi công suất trung bình, thường qui ước sản lượng hơi từ 20 đến 75 T/h.

- Lò hơi công suất lớn, thường qui ước sản lượng hơi trên 75 T/h.

2. Dựa vào thông số của hơi, thường chia thành bốn loại:

- Lò hơi thông số thấp, thường qui ước áp suất $p < 15 \text{ bar}$, nhiệt độ $t < 350^\circ\text{C}$, thường dùng là hơi bão hoà.

- Lò hơi thông số trung bình, thường qui ước áp suất từ 15 đến 60 bar, nhiệt độ từ 350 đến 450 $^\circ\text{C}$.

- Lò hơi thông số cao, thường qui ước áp suất trên 60 bar, nhiệt độ từ 450 đến 540 $^\circ\text{C}$.

- Lò hơi thông số siêu cao, thường qui ước áp suất trên 140 bar, trong loại này có khi còn chia thành lò hơi dưới hoặc trên thông số tối hạn.

3. Dựa theo chế độ chuyển động của nước trong lò hơi, có thể chia thành bốn loại:

- Lò hơi đối lưu tự nhiên: ở đây môi chất chỉ chuyển động đối lưu tự nhiên do sự chênh lệch về mật độ trong nội bộ môi chất mà không tạo thành được vòng tuần hoàn tự nhiên, thường gặp trong các loại lò hơi công suất nhỏ.

- Lò hơi tuần hoàn tự nhiên: đây là loại lò hơi thường gặp, nhất là trong phạm vi công suất trung bình và lớn. Khi vận hành, môi chất chuyển động theo vòng tuần hoàn, nghĩa là theo một quỹ đạo khép kín rõ ràng, nhờ sự chênh lệch mật độ trong nội bộ môi chất. Cũng chỉ có lò hơi dưới tối hạn mới có thể có tuần hoàn tự nhiên.

- Lò hơi tuần hoàn cưỡng bức: dưới tác dụng của bơm, môi chất chuyển động theo quỹ đạo khép kín, gặp trong lò hơi có thông số cao. Với lò hơi thông số siêu tối hạn chỉ có thể tuần hoàn cưỡng bức.

- Lò hơi đối lưu cưỡng bức: đây là loại lò hơi trực lưu hoặc đơn lưu; trong loại lò hơi này, dưới tác dụng của bơm, môi chất chỉ đi thẳng một chiều, nhận nhiệt,

biến dần thành hơi đưa ra sử dụng mà không có tuần hoàn đi lại. Nhiều người xếp loại này vào loại tuần hoàn cưỡng bức.

4. Dựa theo cách đốt nhiên liệu, cũng có thể chia thành mấy loại:

- *Lò hơi đốt theo lớp:* nhiên liệu rắn (than, củi, bã mía v.v..) được xếp thành lớp trên ghi để đốt. Có loại ghi cố định, có loại ghi chuyển động thường gọi là ghi xích, có loại ghi xích thuận chiều, có loại ghi xích ngược chiều.

- *Lò hơi đốt phun:* nhiên liệu khí, nhiên liệu lỏng phun thành bụi, nhiên liệu rắn nghiền thành bột được phun vào buồng lửa, hỗn hợp với không khí và tiến hành các giai đoạn của quá trình cháy trong không gian buồng lửa.

- *Lò hơi đốt đặc biệt,* thường gặp hai loại: buồng lửa xoáy và buồng lửa tầng sôi.

Buồng lửa xoáy có thể đốt được than cám nguyên khai hoặc nghiền sơ bộ. Nhiên liệu và không khí được đưa vào buồng lửa hình trụ theo chiều tiếp tuyến với tốc độ cao. Dưới tác dụng của lực ly tâm, xỉ lỏng và các hạt nhiên liệu có kích thước lớn bám sát thành lớp vào tường lò, rồi đến các lớp có kích thước nhỏ hơn, những lớp này cháy hoàn toàn theo lớp, còn những hạt than nhỏ cùng với chất bốc chuyển động ở vùng trung tâm và cháy trong không gian. Như vậy có thể xem trong buồng lửa xoáy vừa đốt theo lớp vừa đốt trong không gian.

Còn trong lò hơi buồng lửa tầng sôi (tầng lỏng), nhiên liệu rắn nguyên khai hoặc nghiền sơ bộ sau khi được đưa vào, dưới tác động của gió có tốc độ đủ cao, dao động lên xuống trong một khoảng không gian nhất định của buồng lửa và tiến hành tất cả các giai đoạn của quá trình cháy. Có loại buồng lửa tầng sôi cháy ở nhiệt độ cao, tro chảy thành xỉ, kết lại rơi xuống ghi xích rồi thải ra ngoài như lò hơi ở nhà máy giấy Bãi Bằng; có loại cháy ở nhiệt độ thấp, khoảng 800°C , không để tro nóng chảy mà để tro cọ xát với nhau và cọ xát với cát trộn vào biến thành bụi mịn, bay theo sản phẩm cháy rồi được thu hồi ở các bộ khử bụi, còn sản phẩm cháy và một phần tro bụi rất mịn được quạt khối đưa qua ống khói thải ra ngoài, như trường hợp lò hơi ở nhà máy dệt Nam Định.

5. Các cách phân loại khác. Ngoài các cách trên còn có một số cách phân loại khác như:

- Dựa theo trạng thái xỉ thải ra, chia thành loại lò hơi thải xỉ khô và loại lò hơi thải xỉ lỏng.

- Dựa theo áp suất của không khí và sản phẩm cháy trong buồng lửa, có loại buồng lửa áp suất âm, có loại buồng lửa áp suất dương; trong loại áp suất dương có loại đốt cao áp, có loại đốt dưới áp suất bình thường.

- Dựa theo cách lắp đặt, có loại lò hơi di động, có loại lò hơi tĩnh tại.

- Dựa theo công dụng, có loại lò hơi cấp nhiệt, có loại lò hơi động lực.

- Dựa theo đặc điểm bề mặt truyền nhiệt, có loại lò hơi ống lò, có loại lò hơi ống lửa, có loại lò hơi ống nước; có loại lò hơi nằm, có loại lò hơi đứng.

1.4 NHIÊN LIỆU VÀ SẢN PHẨM CHÁY CỦA NHIÊN LIỆU

Nhiên liệu là những vật có thể cháy được (ôxy hoá), khi cháy toả ra nhiều nhiệt và ánh sáng.

Hiện nay trên thế giới, nguồn nhiên liệu chủ yếu là nhiên liệu hữu cơ, chúng có thể ở thể rắn như củi, gỗ, than bùn, than nâu, than đá v.v..., có thể ở thể lỏng như dầu mỏ, dầu xăng, dầu madút v.v..., hoặc thể khí như khí thiên nhiên, khí lò cao, khí lò cốc v.v..

1.4.1 Thành phần của nhiên liệu

Thường phân tích nhiên liệu theo thành phần hoá học (thành phần nguyên tố), thành phần công nghệ, đôi khi còn theo thành phần vật lý.

A. Thành phần hoá học (nguyên tố) của nhiên liệu. Có thể phân tích thành những thành phần cháy được như cacbon (C), hydro (H), một phần lưu huỳnh (S), nitơ (N) và qui ước cả ôxy (O) và những thành phần không cháy được như tro (A) và ẩm (W).

1. Các thành phần cháy được:

- Cacbon là thành phần cháy chủ yếu của nhiên liệu hữu cơ, khi cháy cacbon toả ra khoảng 34150 kJ/kg. Tùy theo tuổi hình thành của nhiên liệu, cacbon có thể chiếm từ 50% đến 95%; tuổi hình thành càng cao thì thành phần cacbon càng nhiều, khi cháy toả nhiều nhiệt nhưng hơi khó bắt lửa.

- Hydro là thành phần cháy quan trọng, khi cháy toả ra nhiều nhiệt hơn, khoảng 144500 kJ/kg, nghĩa là gấp hơn 4 lần so với cacbon và dễ bắt lửa. Trong thành phần nhiên liệu hữu cơ, hydro chiếm khoảng từ 2% đến 10%, trong dầu tỷ lệ hydro nhiều hơn trong than.

- Lưu huỳnh thường tồn tại dưới ba dạng: dạng hữu cơ, dạng khoáng chất là hai dạng cháy được và dạng thứ ba không cháy được là dạng sulfat như CaSO_4 , MgSO_4 , FeSO_4 v.v... sẽ tạo thành tro xỉ. Lưu huỳnh trong nhiên liệu không nhiều, nhiều nhất có thể đến 7 ÷ 8% trong một vài loại than nâu; trong dầu có thể có đến 3 ÷ 4%, trong khí thiên nhiên hầu như không có. Lưu huỳnh bị xếp vào loại thành phần có hại, tuy rằng khi cháy có toả ra một ít nhiệt, bằng khoảng 1/3 đến 1/3,5 của cacbon, nhưng tác hại chủ yếu khi đốt nhiên liệu có nhiều S là kích thích hiện tượng ăn mòn điện hoá các bề mặt truyền nhiệt có nhiệt độ thấp như bộ sấy không

khí, bộ hâm nước v.v..., hơn nữa còn có tác hại đối với môi trường. Khi cháy S sinh ra SO_2 và một phần SO_3 , chúng làm tăng nhiệt độ đọng sương của khói; theo kinh nghiệm thống kê, khi đốt dầu với hệ số không khí thừa 1,25 nếu dầu không có lưu huỳnh thì nhiệt độ đọng sương không quá $50^{\circ}C$, nếu có 1% lưu huỳnh thì tăng vọt lên đến khoảng $130^{\circ}C$. sau đó cứ tăng 1% S thì nhiệt độ đọng sương tăng khoảng $4^{\circ}C$. Khi bề mặt truyền nhiệt tiếp xúc với khói có nhiệt độ thấp hơn nhiệt độ đọng sương thì hơi nước trong khói ngưng tụ lại, kết hợp với SO_3 tạo thành acid sulfuric, ăn mòn kim loại rất nhanh.

- Nitơ. Khi đốt ở áp suất khí quyển và nhiệt độ không thật cao thì nitơ không cháy mà lẫn vào trong sản phẩm cháy dưới dạng tự do; nhưng ở nhiệt độ và áp suất cao, nitơ cháy được, tạo thành ôxyt nitơ ảnh hưởng xấu đến môi trường. Trong nhiên liệu hữu cơ nitơ chiếm khoảng 0,5% đến 2,5%.

- Ôxy cũng qui ước là thành phần cháy được, nhưng thực ra không những không cháy mà còn tồn tại dưới dạng kết hợp với hydro và cacbon (cháy ngầm) làm giảm bớt nhiệt lượng toả ra khi cháy.

2. Những chất không cháy được: gồm tro và ẩm.

- Ẩm là thành phần có hại, không những không cháy và toả nhiệt mà còn tiêu tốn nhiệt để làm bốc hơi, làm tăng nhiệt độ đọng sương của khói nhất là khi đốt nhiên liệu có nhiều lưu huỳnh; tuy nhiên có một ít nước ở nhiệt độ cao cũng có tác dụng làm tăng tốc độ cháy do tác dụng khí hoá bề mặt than và tạo thêm trung tâm hoạt tính kích thích quá trình cháy. Trong nhiên liệu ẩm tồn tại dưới ba dạng: độ ẩm bề mặt, độ ẩm mao dẫn và độ ẩm tinh thể. Thông thường qui định độ ẩm làm việc W^v là tỷ lệ khối lượng giảm đi khi sấy ở $105^{\circ}C$ mẫu nhiên liệu cân bằng với không khí có độ ẩm tương đối 60% và nhiệt độ $20^{\circ}C$.

- Tro là tổng hợp những thành phần không cháy được ở thể rắn, thường qui định là tỷ lệ phần còn lại khi đốt nhiên liệu rắn ở $800^{\circ}C$ hoặc nhiên liệu lỏng ở $500^{\circ}C$.

Tro cũng gồm có tro ngoài và tro trong. Tro ngoài là những chất rắn không cháy được lẫn vào nhiên liệu trong quá trình khai thác, vận chuyển và bảo quản, còn tro trong là phần chất rắn không cháy được có ngay trong quá trình hình thành nhiên liệu. Độ tro phụ thuộc vào chủng loại nhiên liệu, điều kiện khai thác, vận chuyển và bảo quản. Độ tro của dầu madut khoảng 0,2 đến 0,3%, của củi gỗ khoảng 0,5 đến 2,5%, của than đá khoảng 15 đến 30% hoặc hơn nữa.

Tro có tác dụng xấu: làm giảm nhiệt lượng phát ra của nhiên liệu, gây hiện tượng bám bẩn, mài mòn các bề mặt truyền nhiệt, các đường ống dẫn, quạt khói v.v... Trong công nghệ đốt, ta thường quan tâm đến nhiệt độ biến dạng, nhiệt độ mềm và nhiệt độ nóng chảy của tro.

3. Cách biểu thị thành phần của nhiên liệu:

Thành phần của một chất nào đó trong nhiên liệu là tỷ số giữa khối lượng của riêng chất đó và tổng khối lượng của nhiên liệu khảo sát; thường dùng thành phần làm việc, thành phần khô, thành phần cháy, thành phần hữu cơ, v.v... Thí dụ ta lấy G kg nhiên liệu ở điều kiện làm việc bình thường đem phân tích được G_C kg cacbon, G_H kg hydro, G_S kg lưu huỳnh, G_A kg tro, G_W kg ẩm v.v..., ta có định nghĩa:

Thành phần làm việc của cacbon là: $C^v = (G_C/G).100\%$;

của hydro là $H^v = (G_H/G).100\%$... (1-1a)

Thành phần khô của cacbon là: $C^k = [G_C/(G - G_W)].100\%$ (1-1b)

Thành phần cháy của cacbon là: $C^c = (G_C/(G - G_W - G_A)).100\%$ (1-1c)

Khi cần thiết, có thể tính chuyển đổi giữa các thành phần bằng cách nhân thêm các hệ số cho ở bảng 1-1.

Bảng 1-1. Hệ số tính chuyển đổi các loại thành phần nhiên liệu.

Thành phần đã biết	Thành phần cần tìm		
	Thành phần làm việc	Thành phần khô	Thành phần cháy
Thành phần làm việc	1	$100/(100 - W^b)$	$100/(100 - W^b - A^b)$
Thành phần khô	$(100 - W^b)/100$	1	$100/(100 - A^b)$
Thành phần cháy	$(100 - W^b - A^b)/100$	$(100 - A^b)/100$	1

Thí dụ 1-1. Lấy 2 kg mẫu than đang làm việc, phân tích được 900 g C, 60 g H, 120 g O, 20 g N, 60 g S trong đó có 20 g S sunfat, 580 g A, còn lại là ẩm.

Hãy xác định thành phần làm việc của các nguyên tố và các loại thành phần của cacbon.

Giải: Thành phần làm việc của các nguyên tố lần lượt là:

$$C^v = (G_C/G).100\% = (900/2000).100\% = 45\%;$$

$$H^v = (G_H/G).100\% = (60/2000).100\% = 3\%;$$

$$O^v = (G_O/G).100\% = (120/2000).100\% = 6\%;$$

$$S^v = (G_S/G).100\% = [(60 - 20)/2000].100\% = 2\%;$$

$$A^v = (G_A/G).100\% = [(580 + 20)/2000].100\% = 30\%;$$

$$N^v = (G_N/G).100\% = (20/2000).100\% = 1\%;$$

$$W^v = 100 - (C^v + H^v + O^v + S^v + N^v + A^v) = 100 - (45 + 3 + 6 + 2 + 1 + 30) = 13\%.$$

Các loại thành phần của cacbon: thành phần khô của cacbon có thể tính theo:

$$C^k = [G_C/(G - G_W)].100\% = 52\%;$$

hoặc:

$$C^* = C^b [100/(100 - W^b)] = 52\%$$

Thành phần cháy của C có thể tính theo:

$$C^* = \frac{G_c}{(G - G_w - G_A)} = 80,3\%$$

hoặc tính theo:

$$C^* = C^b [100/(100 - W^b - A^b)] = 80,3\%$$

Ngoài ra, đôi khi để tiện việc đánh giá tác hại của một số thành phần nhiên liệu đối với lò hơi, người ta còn dùng thành phần qui dẫn như độ tro qui dẫn, độ ẩm qui dẫn v.v.. Độ tro qui dẫn là độ tro ứng với 1000 kJ nhiệt trị của nhiên liệu, tính theo công thức:

$$A^{qd} = 1000(A^b/Q_i^b), \text{ kg.}10^5/\text{kJ} \text{ hoặc } \%/1000 \text{ kJ/kg} \quad (1-2a)$$

Tương tự, ta có độ ẩm qui dẫn của nhiên liệu được tính theo công thức:

$$W^{qd} = 1000(W^b/Q_i^b), \text{ kg.}10^5/\text{kJ} \text{ hoặc } \%/1000 \text{ kJ/kg} \quad (1-2b)$$

Trong các công thức trên Q_i^b là nhiệt trị thấp của nhiên liệu làm việc.

B. Thành phần công nghệ của nhiên liệu:

Đứng về góc độ sử dụng nhiên liệu thường dùng thêm thành phần công nghệ, trong đó thành phần cháy được gồm có chất bốc và cốc.

1. *Chất bốc V*: là khối lượng mất đi khi nung nóng nhiên liệu trong điều kiện không có không khí ở nhiệt độ 800°C trong 7 phút, phần còn lại là cốc và tro. Như vậy chất bốc là những chất khí thoát ra khi nhiên liệu bị phân huỷ nhiệt trong môi trường không có oxy, thành phần chủ yếu của nó là hydro, cacbua hydro (C_nH_n), CO v.v..

Nhiên liệu càng non chất bốc càng nhiều: trong gỗ chất bốc chiếm khoảng 85%, bắt đầu thoát ra ở nhiệt độ khoảng 160°C; trong than bùn chiếm khoảng 70%, bắt đầu thoát ra ở khoảng 100 đến 110°C; trong than nâu chiếm khoảng 40 đến 60%, bắt đầu thoát ra ở khoảng 130 đến 170°C; trong than đá chiếm khoảng 10 đến 45%, bắt đầu thoát ra ở khoảng 170 đến 300°C; trong antraxit chiếm khoảng 2 đến 9% và bắt đầu thoát ra ở khoảng 400°C.

Nhìn chung, nhiên liệu có càng nhiều chất bốc, càng dễ bắt lửa, cháy ổn định và ngọn lửa dài. Nhiên liệu có chất bốc trên 25% rất dễ cháy, dưới 17% khó cháy. Ở nước ta, phần lớn nhiên liệu là antraxit, nửa antraxit và than gầy, chất bốc rất thấp nên rất khó cháy, do vậy đốt cháy có hiệu quả than ở nước ta là vấn đề rất đáng quan tâm nghiên cứu.

2. Cốc: là phần cháy được còn lại sau khi cho thoát hết chất bốc. Cốc có thể ở dạng thiêu kết: cứng và xốp; đó là cốc tạo ra từ các loại than chứa chất bốc không quá ít (không dưới 17%) cũng không quá nhiều (không trên 42 đến 45%). Nếu than chứa chất bốc quá ít hoặc quá nhiều thì cốc của chúng không thiêu kết mà có dạng bột, mềm, không dùng được cho các lò luyện kim. Phần lớn than nước ta thuộc loại này.

C. Ghi chú:

1. Giữa thành phần hoá học và thành phần công nghệ có thể tính đối lẫn nhau theo các công thức kinh nghiệm:

$$C^c = 93,3(V^c/4,55), \text{ dùng với } [V/(V+C)] = 8\% \text{ đến } 30\% \quad (1-3a)$$

$$H^c = (V^c/16,7) + 3,2, \text{ dùng với } [V/(V+C)] = 8\% \text{ đến } 40\% \quad (1-3b)$$

$$O^c = (V^c/8) + 2,2, \text{ dùng với } [V/(V+C)] = 8\% \text{ đến } 30\% \quad (1-3c)$$

$$S^c = (V^c/60), \text{ dùng với } [V/(V+C)] = 8\% \text{ đến } 50\% \quad (1-3d)$$

$$N^c = (V^c/50) + 1,1 \quad (1-3e)$$

2. Với một số nhiên liệu rắn có thể dùng thành phần vật lý (cấu tạo) để biểu thị, thí dụ như với bã mía có thể phân thành: xơ (t) chiếm khoảng 46 đến 53%, trung bình có thể lấy bằng 50%; chất hoà tan (D) chiếm khoảng 2 đến 4%, trong D còn có thể chia thành đường (đ) và cấu bản (b); độ ẩm (W) chiếm khoảng 45 đến 50%, lấy trung bình là 48%. Như vậy ta có thể viết:

$$W^{lv} + f^{lv} + đ^{lv} + b^{lv} = W^v + f^v + D^v = 100\% \quad (1-4)$$

3. Với nhiên liệu khí cũng có thể dùng thành phần cấu tạo (vật lý) tức là các chất khí thành phần như CO, H₂, CH₄ (mêtan), C₂H₆ (êtan), C₃H₈ (prôpan), C₄H₁₀ (Butan), C₂H₄ (etylen), C₃H₆ (prôpylen) v.v., là những chất khí cháy được và những chất khí không cháy được như CO₂, O₂, N₂, SO₂ v.v... Cũng có thể tính đối với thành phần hoá học theo các công thức sau:

$$C^{lv} = 0,54[CO + CH_4 + CO_2 + m(C_m H_n)] / [\gamma_{ck} + (d + a)/1000], \% \quad (1-5a)$$

$$H^{lv} = [0,09H_2 + 0,18CH_4 + 0,045m(C_m H_n)] / [\gamma_{ck} + (d + a)/1000], \% \quad (1-5b)$$

$$O^{lv} = (0,715CO + 1,44CO_2 + 1,428O_2) / [\gamma_{ck} + (d + a)/1000], \% \quad (1-5c)$$

$$N^{lv} = 1,251N_2 / [\gamma_{ck} + (d + a)/1000], \% \quad (1-5d)$$

$$W^{lv} = 0,1d / [\gamma_{ck} + (d + a)/1000], \% \quad (1-5e)$$

$$A^{lv} = 0,1a / [\gamma_{ck} + (d + a)/1000], \% \quad (1-5g)$$

Ở đây: CO, CH₄, CO₂, C_mH_n, v.v. là thành phần thể tích của các chất khí thành phần, tính theo %;

d - độ chứa hơi của các chất khí, g/m^3tc khô;

a - nồng độ bụi trong các chất khí, g/m^3tc khô;

γ_{ck} - khối lượng riêng của khí khô cháy được, tính theo biểu thức:

$$\gamma_{ck} = [(1,25CO + 0,09H_2 + 0,716CH_4 + 1,342C_2H_6 + 1,967C_3H_8 + 2,593C_4H_{10} + 1,251C_2H_4)/100] + [(1,877C_3H_6 + 2,503C_4H_8 + 1,52H_2S + 1,428O_2 + 1,251N_2 + 1,964CO_2 + 2,858SO_2)/100], \text{ kg}/m^3tc \quad (1-6a)$$

Nếu có kể đến độ ẩm và tro bụi, khối lượng riêng của khí đốt phải tính theo:

$$\rho_k = \gamma_{ck} + (d + a) / 1000, \text{ kg}/m^3tc \quad (1-6b)$$

1.4.2 Nhiệt trị

Nhiệt trị (năng suất tỏa nhiệt) của nhiên liệu là nhiệt lượng toả ra khi đốt cháy hoàn toàn 1 kg hoặc 1 m^3tc nhiên liệu, đơn vị thường dùng là kJ/kg hoặc kJ/m^3tc . Nhiệt trị của nhiên liệu có thể xác định trực tiếp bằng thực nghiệm trên nhiệt lượng kế hoặc dùng các công thức kinh nghiệm theo các thành phần của nhiên liệu.

Có nhiều loại nhiệt trị: tùy thuộc vào cách đốt cháy nhiên liệu, thường dùng ba loại: nhiệt trị bom nhiệt lượng kế, nhiệt trị cao và nhiệt trị thấp; tùy theo mẫu nhiên liệu chọn làm thí nghiệm, ta thường dùng ba loại: nhiệt trị làm việc, nhiệt trị khô và nhiệt trị cháy. Trong các bài tính thông thường dùng nhiệt trị thấp làm việc Q_c^{lv} , tức là nhiệt lượng toả ra khi đốt cháy hoàn toàn 1 kg hoặc 1 m^3tc mẫu nhiên liệu ở điều kiện làm việc bình thường mà H_2O trong sản phẩm cháy ở dạng hơi; nếu H_2O ở dạng nước ngưng ta được nhiệt trị cao làm việc Q_c^{lv} .

Khi làm thí nghiệm, có thể đo trực tiếp nhiệt trị cao bom nhiệt lượng kế Q_c^b , tức là nhiệt lượng thu được khi đốt cháy hoàn toàn 1 kg nhiên liệu trong bom nhiệt lượng kế. Ở đây phản ứng cháy tiến hành dưới điều kiện giàu oxy, áp suất và nhiệt độ cao trong bom nhiệt lượng kế để trong nước nên cả oxy và nitơ cũng cháy thành SO_2 và NO_2 rồi kết hợp với H_2O ngưng tụ, tạo thành acid sulfuric và acid nitric là những phản ứng tỏa nhiệt. Từ nhiệt trị cao bom nhiệt lượng kế có thể tính ra các nhiệt trị khác như sau:

$$Q_c^c = Q_c^b - 94S^c - aQ_c^b, \text{ kJ}/kg \quad (1-7a)$$

$$Q_c^c = Q_c^c - 225H^c, \text{ kJ}/kg \quad (1-7b)$$

$$Q_c^{lv} = Q_c^c [(100 - A^{lv} - W^{lv})/100], \text{ kJ}/kg \quad (1-7c)$$

trong đó:

94 S^c là nhiệt lượng toả ra khi cháy S và tạo ra acid sulfuric;

aQ_c^b là nhiệt lượng toả ra khi N_2 cháy và tạo thành acid nitric, trong đó a là hệ số thực nghiệm, bằng 0,001 với antraxit và than gầy, bằng 0,0015 với than đá và đá dầu.

Nhiệt trị cũng có thể tính theo các công thức thực nghiệm khác nhau, thường dùng công thức của Mendéleev khi biết được các thành phần hoá học:

$$Q_i^{lv} = Q_c^{lv} - 25(9H^{lv} + W^{lv}), kJ/kg \quad (1-8a)$$

$$Q_c^{lv} = [Q_c^s(100 - A^{lv} - W^{lv})/100], kJ/kg \quad (1-8b)$$

$$Q_c^s = 340C^s + 1250H^s + 110(S^s - O^s), kJ/kg \quad (1-8c)$$

Đối với bã mía có thể tính theo công thức thực nghiệm trên cơ sở biết thành phần cấu tạo:

$$Q_i^{lv} = 46f - 39,55d + 41b - 25W - 350, kcal/kg \quad (1-9a)$$

hoặc gần đúng:

$$Q_i^{lv} = 4226 - 48,50W^{lv}, kcal/kg \quad (1-9b)$$

Đối với dầu madut có thể dùng công thức thực nghiệm sau:

$$Q_i = Q_c - 50,45H, kcal/kg \quad (1-10a)$$

$$Q_c = 12400 - 2100d^2, kcal/kg \quad (1-10b)$$

trong đó: $H = 26 - 15d$, là thành phần hydro trong dầu, %, d là tỷ trọng của dầu ở $60^\circ F$ (xấp xỉ $15,5^\circ C$), bằng khoảng 0,8152 đến 1,0285.

Đối với nhiên liệu khí, có thể tính theo nhiệt trị của các chất khí thành phần. Nhiệt trị khô của nhiên liệu khí có thể tính theo công thức:

$$Q_i^k = 0,01(Q_{CO} \cdot CO + Q_{H_2} \cdot H_2 + Q_{H_2S} \cdot H_2S + Q_{C_mH_n} \cdot C_mH_n), kJ/m^3tc \quad (1-11)$$

trong đó:

CO, H_2, H_2S, C_mH_n là thành phần thể tích các chất khí, %;

$Q_{CO}, Q_{H_2}, Q_{H_2S}, Q_{C_mH_n}$ là nhiệt trị khô của các chất khí thành phần, có thể lấy theo số liệu thực nghiệm sau: $Q_{H_2} = 10800$; $Q_{CO} = 12150$; $Q_{H_2S} = 23400$; $Q_{CH_4} = 35800$; $Q_{C_2H_6} = 63800$; $Q_{C_3H_8} = 91400$; $Q_{C_4H_{10}} = 118800$; $Q_{C_2H_4} = 59300$; $Q_{C_3H_6} = 86000$; $Q_{C_4H_8} = 116000 kJ/m^3tc$.

1.4.3 Phân loại nhiên liệu

Có nhiều cách phân loại tùy theo tiêu chuẩn lựa chọn. Dựa theo trạng thái tồn tại, có thể chia thành nhiên liệu rắn, nhiên liệu lỏng và nhiên liệu khí. Dựa theo cách hình thành, có nhiên liệu thiên nhiên như than đá, dầu mỏ, khí thiên nhiên

v.v... và nhiên liệu chế biến như than cốc, than hoa, dầu madut, khí lò ga v.v... Ta sẽ khảo sát một số nhiên liệu thường gặp:

1. Củi, gỗ và phụ phẩm nông lâm sản: đây là loại nhiên liệu hữu cơ trẻ nhất. Củi gỗ khô có thành phần khá ổn định, đại thể bằng: C^c bằng khoảng 50%, H^c bằng khoảng 6%, O^c bằng khoảng 43%, N^c bằng khoảng 0,5 đến 1%, A^k bằng khoảng 0,5 đến 2%; chất bốc V^c bằng khoảng 85%. Còn độ ẩm thay đổi khá nhiều, củi khô có W^{lv} khoảng 20 đến 30%, củi tươi khoảng 50%, có khi lên tới 60 đến 70%. Các loại nhiên liệu này có nhiều chất bốc nên dễ cháy nhưng nhiệt trị không cao, thường hay dùng để nhóm lò, nhiệt trị khô Q_i^k khoảng 19000 kJ/kg, nhiệt trị thấp Q_i^h không quá 12000 kJ/kg, trừ một vài loại đặc biệt như filao có độ ẩm thấp hơn khoảng 5 đến 10% so với gỗ thông thường, nên nhiệt trị cũng cao hơn, Q_i^{lv} có thể đạt đến 13600 kJ/kg.

Bã mía thường dùng làm nhiên liệu cho chính bản thân nhà máy đường, không chỉ đủ để cung cấp năng lượng cho toàn nhà máy mà nhiều khi còn có thừa. Thành phần của bã mía cũng khá ổn định, C^k khoảng 44 đến 49%, lấy trung bình bằng 47%; H^k khoảng 6 đến 7,4%, lấy trung bình bằng 6,5%; O^k khoảng 41,8 đến 48%, lấy trung bình bằng 44%; A^k khoảng 1 đến 2,7%, lấy trung bình bằng 2,5%; độ ẩm W^{lv} khoảng 45 đến 50%, lấy trung bình bằng 48%.

Bã mía cũng dễ cháy, ít tro, nhưng vì khối lượng riêng nhỏ, nén chặt bằng khoảng 240 kg/m³, chất đống khoảng 200 kg/m³, dễ rời khoảng 120 kg/m³ nên rất dễ bay theo khói, bám bẩn các bề mặt truyền nhiệt và khó tách ra bằng các bộ khử bụi cơ khí thông thường, gây ô nhiễm môi trường. Bã mía khô có nhiệt trị Q_i^k khoảng 4250 kcal/kg, với bã mía tươi thì tùy thuộc vào độ ẩm, có thể tính theo công thức:

$$Q_i^{lv} = 4226 - 48,50W^{lv}, \text{ kcal/kg} \quad (1-12)$$

2. Than bùn: là dạng ban đầu của thực vật chuyển hoá thành than đá, có độ ẩm rất lớn, W^{lv} dao động trong khoảng 30 đến 90%, chất bốc cao, V^c bằng khoảng 70%, tro không nhiều, khoảng 7 đến 15%, dễ cháy nhưng nhiệt trị cũng không cao, Q_i^{lv} khoảng 8500 đến 12000 kJ/kg. Than bùn được xếp vào loại nhiên liệu địa phương, có nơi còn dùng làm phân bón.

3. Than nâu: là dạng tiếp theo của than bùn, các đặc tính dao động trong phạm vi rộng: độ ẩm W^{lv} khoảng từ 18 đến 60%, độ tro A^k khoảng từ 10 đến 50%, chất bốc V^c khoảng 30 đến 55%. Than nâu dễ cháy nhưng thành phần cacbon ít nên nhiệt trị vẫn chưa cao, Q_i^{lv} bằng khoảng 12000 đến 16000 kJ/kg, thường vẫn được xếp vào loại nhiên liệu địa phương.

4. Than đá: là loại than có tuổi hình thành tương đối cao, các đặc tính cũng dao động trong phạm vi khá rộng, chất bốc thay đổi từ 2 đến 55%, có thể chia thành mấy loại sau:

- Than có ngọn lửa dài với chất bốc V^c trên 42%, dễ cháy, cho ngọn lửa dài và xanh;

- Than khí (gas) có chất bốc V^c từ 35 đến 42%;
- Than mỡ (luyện cốc) có chất bốc V^c từ 18 đến 26%, cháy có ngọn lửa sáng và ngắn, thường dùng để luyện cốc cho ngành luyện kim;
- Than gầy, có chất bốc V^c dưới 17%, khó cháy, ngọn lửa ngắn và vàng, cốc không thiêu kết.
- Than antraxit (nhiều tác giả xếp thành một loại riêng ngoài than đá), có tuổi hình thành cao nhất, chất bốc rất ít, V^c chỉ khoảng 2 đến 9%, thành phần cacbon rất cao, C^v có thể từ 95 đến 98%, khi cháy cho ngọn lửa xanh nhạt, không có khói nên còn gọi là than không khói. Tuy thành phần C cao nhưng H ít nên nhiệt trị không cao bằng than mỡ mà nhiệt độ bắt lửa lại cao nên rất khó đốt cháy. Đây là loại than có rất nhiều ở nước ta.

5. Dầu madut: là sản phẩm chiếm khoảng 40% khối lượng khi chế biến dầu mỏ, thành phần C^v từ 80 đến 85%, H^v từ 8 đến 10%, nhiệt trị Q_i^v khoảng từ 39000 đến 40000 kJ/kg. Trong công nghệ đốt, ta thường chú ý ba loại nhiệt độ của dầu: nhiệt độ chớp lửa, nhiệt độ bắt lửa và nhiệt độ tự cháy. Nhiệt độ chớp lửa của dầu madut thông thường bằng khoảng 60 đến 110°C, đây là nhiệt độ tối thiểu mà hơi dầu trên bề mặt có thể bắt cháy rồi tắt ngay như tia chớp, khi gia nhiệt dầu phải chọn thấp hơn nhiệt độ chớp lửa không ít hơn 4°C; nhưng loại dầu có nhiệt độ chớp lửa cao lại khó cháy, thường ít dùng loại dầu có nhiệt độ chớp lửa trên 140°C.

Nhiệt độ bắt lửa thường lớn hơn nhiệt độ chớp lửa khoảng 10 đến 30°C, đây là nhiệt độ tối thiểu mà khi để gần lửa dầu có thể tiếp tục cháy.

Nhiệt độ tự cháy của dầu madut bằng khoảng 530 đến 580°C, là nhiệt độ tối thiểu mà dầu có thể tự bốc cháy mà không cần có lửa. Nhiệt độ trong buồng lửa phải đảm bảo không thấp hơn nhiệt độ này, nếu không lửa dễ bị tắt.

Trong công nghệ vận chuyển dầu, còn phải chú ý đến nhiệt độ tự cháy, tức là nhiệt độ thấp nhất mà dầu đủ lỏng để có thể tự chảy được. Tùy theo loại dầu nhiệt độ tự chảy bằng khoảng từ -30 đến 17,5°C. Phải cách nhiệt hoặc gia nhiệt để đảm bảo nhiệt độ của dầu luôn lớn hơn nhiệt độ này.

Khi đóng đếm phải chú ý đến sự co giãn về nhiệt của dầu, do vậy thường tính qui đổi về điều kiện nhiệt độ chuẩn (ở Nhật chọn 15°C, ở Mỹ chọn 60°F, xấp xỉ 15,5°C) theo các công thức sau:

$$\gamma_0 = \gamma_t + 0,00066(t - t_0) \quad (1-13a)$$

$$\text{hoặc: } V_0 = k.V_t \quad (1-13b)$$

trong đó:

0,00066 là hệ số hiệu chỉnh về tỷ trọng và k là hệ số hiệu chỉnh về thể tích có thể lấy theo công thức kinh nghiệm sau:

với $\gamma = 1 \div 0,996$ có $k = 1,000 - 0,00063(t - 15)$ với $t = 15 \div 50^\circ\text{C}$

$k = 0,9779 - 0,0006(t - 50)$ với $t = 50 \div 100^\circ\text{C}$

với $\gamma = 0,965 \div 0,851$ có $k = 1,000 - 0,0007(t - 15)$ với $t = 15 \div 50^\circ\text{C}$

và $k = 0,9754 - 0,00067(t - 50)$ với $t = 50 \div 100^\circ\text{C}$.

γ là tỷ trọng lúc là tỷ lệ giữa khối lượng riêng của dầu và của nước nguyên chất ở điều kiện chuẩn. Ở Nhật chọn dầu ở 15°C và nước ở 4°C , ở Mỹ chọn dầu và nước đều ở 60°F .

Nói chung, dầu là loại nhiên liệu quý, dễ bắt lửa, dễ cháy, nhiệt trị cao, cháy có ngọn lửa dài và khả năng bức xạ lớn, ít tro (không quá 0,1%) nên sạch, tuy nhiên phải chú ý phòng cháy nổ.

6. Khí đốt: gồm có khí thiên nhiên và khí chế biến (nhân tạo). Trong khí thiên nhiên chủ yếu là metan (CH_4), có thể chiếm đến 95%, nhiệt trị $Q_{i,iv}$ khoảng $35000 \text{ kJ/m}^3\text{tc}$. Thành phần khí chế biến khác nhau nhiều. Khí lò cốc chứa khoảng 58% H_2 , 22% CH_4 , nhiệt trị $Q_{i,iv}$ khoảng $16000 \text{ kJ/m}^3\text{tc}$. Khí lò cao chủ yếu là CO , chiếm khoảng 28%, nhiệt trị $Q_{i,iv}$ khoảng $4000 \text{ kJ/m}^3\text{tc}$. Khí lò gaz chứa khoảng 27% CO , 13% H_2 , nhiệt trị khoảng $5000 \text{ kJ/m}^3\text{tc}$. Khí đốt là loại nhiên liệu có nhiều ưu điểm: dễ vận chuyển, dễ đốt, dễ điều chỉnh quá trình cháy, rất ít tro nên sạch, không mài mòn, ít bám bẩn v.v..

1.4.4 Các phản ứng cháy, lượng không khí cần thiết và sản phẩm cháy

Cháy là quá trình phản ứng hoá học diễn ra giữa các thành phần cháy được có trong nhiên liệu với oxy, toả ra nhiều nhiệt và ánh sáng. Trong phòng thí nghiệm có thể dùng oxy nguyên chất, nhưng trong thực tế sản xuất thường lấy oxy trong không khí. Muốn cháy được nhiệt độ của nhiên liệu còn phải đạt đến một giá trị tối thiểu nào đó: củi, gỗ khoảng 300°C , than hoa 360°C , than bùn 225°C , than nâu 300°C , than đá 300 đến 350°C , antraxit từ 650 đến 700°C , dầu mỏ 580°C , H_2 khoảng 600°C , CO khoảng 650°C , CH_4 khoảng 650 đến 700°C v.v... Nhiên liệu sau khi cháy sẽ tạo thành sản phẩm cháy.

Ta cần viết được các phản ứng cháy để làm cơ sở tính toán lượng không khí cần thiết và lượng sản phẩm cháy sinh ra đối với từng thành phần cháy cũng như từng loại nhiên liệu.

A. Đối với nhiên liệu rắn và lỏng:

1. Các phản ứng cháy: Trong nhiên liệu rắn và lỏng, những thành phần cháy được gồm có cacbon, hydro và lưu huỳnh. Phản ứng cháy của chúng như sau:

a. Phản ứng cháy của cacbon: Cacbon cháy hoàn toàn theo phản ứng:



Khi cháy không hoàn toàn:



CO hình thành có thể cháy tiếp theo phản ứng :



Nhiệt lượng toả ra có quan hệ: $Q_C = Q_{C1} + Q_{C2}$.

b. *Phản ứng cháy của hydro*: Hydro cháy theo phản ứng sau:



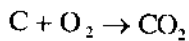
c. *Phản ứng cháy của lưu huỳnh*: Lưu huỳnh cháy theo phản ứng sau:



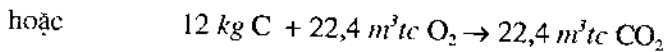
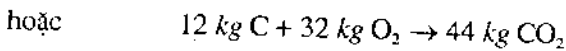
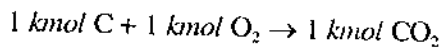
2. Lượng không khí cần thiết:

Từ các phản ứng cháy trên, ta có thể tính được lượng oxy, từ đó suy ra tính được không khí cần thiết.

Đối với cacbon, khi viết phản ứng cháy:



có nghĩa là:



Chú ý là thể tích cacbon cũng như các chất khác ở thể rắn và lỏng là rất nhỏ so với thể khí, có thể bỏ qua không cần tính đến, còn đối với tất cả các chất khí ở điều kiện tiêu chuẩn ($p = 760 \text{ mmHg}$, $t = 0^\circ C$) thì thể tích của một kmol đều bằng $22,4 \text{ m}^3\text{tc}$.

Từ phản ứng trên ta thấy, để đốt $1 \text{ kg } C$ cần $32 : 12 = 2,67 \text{ kg}$ hoặc $22,4 : 12 = 1,866 \text{ m}^3\text{tc}$ oxy.

Theo cách suy luận tương tự, ta thấy: để đốt cháy $1 \text{ kg } H_2$ cần $16 : 2 = 8 \text{ kg}$ hoặc $11,2 : 2 = 5,6 \text{ m}^3\text{tc}$ oxy và để đốt cháy $1 \text{ kg } S$ cần $1 \text{ kg } C$ hoặc $0,7 \text{ m}^3\text{tc}$ oxy.

Như vậy, để đốt cháy 1 kg nhiên liệu có thành phần là C^{iv} , H^{iv} , S^{iv} nghĩa là phải đốt cháy $(C^{\text{iv}}/100) \text{ kg } C$, $(H^{\text{iv}}/100) \text{ kg } H_2$, $(S^{\text{iv}}/100) \text{ kg } S$ thì cần $[(C^{\text{iv}}/100).1,866 + (H^{\text{iv}}/100).5,6 + (S^{\text{iv}}/100).0,7] \text{ m}^3\text{tc}$ oxy mà trong 1 kg nhiên liệu đã có sẵn $(O^{\text{iv}}/100)$

kg hoặc $(O^b/100) \cdot (22,4/32) = 0,7(O^b/100) m^3tc$, nên lượng oxy cần đưa vào để đốt cháy 1 kg nhiên liệu là:

$$V_{O_2}^0 = 1,866(C^b/100) + 5,6(H^b/100) + 0,7(S^b/100) - 0,7(O^b/100), m^3tc$$

Trong không khí oxy chiếm 21% theo thể tích, nên lượng không khí vừa đủ để đốt cháy hoàn toàn 1 kg nhiên liệu là:

$$\begin{aligned} V_{kk}^0 &= V_{O_2}^0(100/21) \\ &= 0,0889(C^b + 0,375S_c^b) + 0,265H^b - 0,0333O^b, m^3tc/kgnl \end{aligned} \quad (1-17)$$

Cũng có những công thức kinh nghiệm để tính, như:

$$V_{kk}^0 = a(Q_t^b + W^b)/1000, m^3tc/kgnl \quad (1-18a)$$

trong đó a là hệ số xác định theo kinh nghiệm, với than và dầu bằng 1,07 đến 1,10; với đá dầu và nhiên liệu khí bằng 1,15 đến 1,20.

Đối với dầu, có thể dùng công thức kinh nghiệm của Rösin:

$$V_{kk}^0 = 0,8(Q_t^b/1000) + 2, m^3tc/kgnl \quad (1-18b)$$

V_{kk}^0 gọi là lượng không khí lý thuyết, nghĩa là với giả thiết tất cả không khí đều được tham gia phản ứng và vừa đủ để cháy hoàn toàn. Nhưng trong thực tế, vì nhiều lý do khác nhau, luôn có một bộ phận không khí không tiếp xúc được với các thành phần cháy nên lượng không khí thực tế V_{kk} khác với lượng không khí lý thuyết, thường là nhiều hơn nên tỷ số V_{kk}/V_{kk}^0 gọi là hệ số không khí thừa, thường ký hiệu bằng α .

Hệ số không khí thừa thường được chọn theo kinh nghiệm: đốt nhiên liệu lỏng và khí lấy khoảng 1,05 đến 1,10; đốt than phun lấy từ 1,15 đến 1,25; trên ghi xích, đốt than đơn lấy khoảng 1,3; đốt than cám lấy khoảng 1,5; trên ghi thủ công lấy khoảng 1,4 đến 1,5. Vì không khí có thể lọt vào hệ thống nên hệ số không khí thừa có thể thay đổi trên đường dẫn khói.

3. Thành phần, thể tích và entanpi của sản phẩm cháy.

a. *Thành phần của sản phẩm cháy:* Khi nhiên liệu cháy hoàn toàn với lượng không khí vừa đủ (tức là $\alpha = 1$), trong sản phẩm cháy bao gồm các thành phần sau: CO_2 do cháy C, SO_2 do cháy S; H_2O một phần do cháy hydro, do ẩm của nhiên liệu bốc hơi, một phần do hơi nước có trong không khí, đôi khi còn do dùng hơi nước để phun nhiên liệu vào buồng đốt và N_2 một phần do không khí mang vào, một phần do có sẵn trong nhiên liệu.

Khi cháy hoàn toàn với hệ số không khí thừa lớn hơn 1 thì còn có oxy do không khí thừa mang vào. Nếu cháy không hoàn toàn còn có CO và một ít chất khí không cháy hết như H_2 , CH_4 , C_mH_n , v.v..

b. *Thể tích của sản phẩm cháy:*

b.1. Khi cháy hoàn toàn với $\alpha = 1$

• $V_{\text{RO}_2}^0$

Suy từ các phản ứng cháy ở trên, ta thấy khi đốt cháy hoàn toàn 1 kg C cho 44 : 12 = 3,6 kg hoặc 22,4 : 12 = 1,866 m³tc CO₂ và khi đốt cháy hoàn toàn 1 kg nhiên liệu có thành phần C^{lv}, cho một thể tích khí CO₂ bằng:

$$V_{\text{CO}_2}^0 = 1,866(C^{lv}/100), \text{ m}^3\text{tc/kgnl}$$

khí cháy thành phần S^{lv} cho một thể tích:

$$V_{\text{SO}_2}^0 = 0,7(S^{lv}/100), \text{ m}^3\text{tc/kgnl}$$

Vì CO₂ và SO₂ có những đặc tính về nhiệt giống nhau, lại khó tách ra khi phân tích khối nên trong tính toán thường ghép làm một, dùng ký hiệu là RO₂; do vậy khi đốt cháy hoàn toàn 1 kg nhiên liệu ta được thể tích khí RO₂ bằng:

$$\begin{aligned} V_{\text{RO}_2}^0 &= V_{\text{CO}_2}^0 + V_{\text{SO}_2}^0 = 1,866(C^{lv}/100) + 0,7(S^{lv}/100) \\ &= 0,01866(C^{lv} + 0,375 S^{lv}), \text{ m}^3\text{tc/kgnl} \end{aligned} \quad (1-19a)$$

• $V_{\text{N}_2}^0$

Thành phần N₂: do không khí mang vào bằng 0,79V⁰_{kk}, do có sẵn trong nhiên liệu bằng (N^{lv}/100) kg hoặc (N^{lv}/100).(22,4/28) = 0,008N^{lv} m³tc. Như vậy thể tích khí N₂ trong sản phẩm cháy bằng:

$$V_{\text{N}_2}^0 = 0,79V_{\text{kk}}^0 + 0,008N^{lv}, \text{ m}^3\text{tc/kgnl} \quad (1-19b)$$

• $V_{\text{H}_2\text{O}}^0$

Thể tích H₂O, do cháy (H^{lv}/100) kg H₂ được (H^{lv}/100).(22,4/2) = 0,112H^{lv} m³tc/kgnl, do độ ẩm bốc hơi được: (W^{lv}/100).(22,4/18) = 0,0124W^{lv} m³tc/kgnl, do hơi nước dùng để phun nhiên liệu, cứ 1 kg nhiên liệu cần G₁ kg hơi nước thì được G₁ (22,4/18) = 1,24G₁ m³tc/kgnl, còn do không khí ẩm với độ chứa hơi d lấy bằng 10 g/kg mang vào được: (V⁰_{kk}.d.p⁰_{kk})/(ρ⁰_{H₂O}.1000) = 0,0161V⁰_{kk} m³tc/kgnl. Tóm lại thể tích hơi nước có trong sản phẩm cháy là:

$$V_{\text{H}_2\text{O}}^0 = 0,112H^{lv} + 0,0124W^{lv} + 1,24G_1 + 0,0161V_{\text{kk}}^0, \text{ m}^3\text{tc/kgnl} \quad (1-19c)$$

Như vậy, khí cháy hoàn toàn 1 kg nhiên liệu với $\alpha = 1$, được thể tích sản phẩm cháy bằng:

$$V_{\text{k}}^0 = V_{\text{RO}_2}^0 + V_{\text{N}_2}^0 + V_{\text{H}_2\text{O}}^0, \text{ m}^3\text{tc/kgnl} \quad (1-20a)$$

Nếu không tính đến phần hơi nước, ta được khối khô với thể tích:

$$V_{\text{kkkhô}}^0 = V_{\text{RO}_2}^0 + V_{\text{N}_2}^0, \text{ m}^3\text{tc/kgnl} \quad (1-20b)$$

b.2. Khi cháy hoàn toàn với $\alpha > 1$. So với khi cháy hoàn toàn $\alpha = 1$, ta thấy có sự khác nhau như sau:

- Thể tích RO_2 không thay đổi, vì do thành phần C và S trong nhiên liệu quyết định, nên $V_{RO_2} = V_{RO_2}^0$;

- Có thêm thành phần khí O_2 do không khí thừa mang vào có thể tích bằng:

$$V_{O_2} = 0,21(\alpha - 1)V_{kk}^0, m^3tc/kgnl \quad (1-21a)$$

- N_2 tăng thêm do không khí thừa mang vào, bằng:

$$\Delta V_{N_2} = 0,79(\alpha - 1)V_{kk}^0, m^3tc/kgnl \quad (1-21b)$$

- H_2O cũng tăng thêm do có không khí thừa mang vào:

$$\Delta V_{H_2O} = 0,0161(\alpha - 1)V_{kk}^0, m^3tc/kgnl \quad (1-22)$$

Như vậy, khí cháy hoàn toàn với $\alpha > 1$, ta được thể tích sản phẩm cháy:

$$V_k = V_{RO_2}^0 + V_{N_2}^0 + \Delta V_{N_2} + V_{O_2} + V_{H_2O}^0 + \Delta V_{H_2O}, m^3tc/kgnl \quad (1-23a)$$

$$= V_{kkh\delta}^0 + (\alpha - 1)V_{kk}^0 + V_{H_2O}, m^3tc/kgnl \quad (1-23b)$$

$$= V_{kkh\delta} + V_{H_2O}, m^3tc/kgnl \quad (1-23c)$$

trong đó: $V_{kkh\delta}$ là thể tích khối khô, V_{H_2O} là thể tích hơi nước trong khối và V_k là thể tích khối ẩm.

b.3. Khí cháy không hoàn toàn. Cháy không hoàn toàn có thể do không có đủ không khí ($\alpha < 1$) hoặc do không khí không có điều kiện tiếp xúc được với nhiên liệu, kể cả khi $\alpha > 1$. Lúc đó trong khối còn có cả những chất khí cháy được, nhiều nhất là CO, có thể có cả H_2 , CH_4 . Thành phần thể tích của sản phẩm cháy lúc đó là:



c. *Xác định hệ số không khí thừa qua thành phần của sản phẩm cháy:* Khi vận hành lò hơi, cần phân tích được thành phần của sản phẩm cháy để làm cơ sở đánh giá hiệu quả của quá trình cháy và xác định hệ số không khí thừa.

Có thể dùng các thiết bị phân tích khối dựa theo những nguyên tắc vật lý như cơ, điện hoặc từ v.v..., nhưng trong sản xuất thường dùng thiết bị phân tích khối dựa theo nguyên tắc hoá học, nghĩa là dựa trên tính hấp thụ chọn lọc của một số hoá chất đối với các thành phần của sản phẩm cháy.

Khi đã xác định được thành phần của sản phẩm cháy, ta có thể xác định hệ số không khí thừa. Từ định nghĩa, ta có:

$$\alpha = V_{kk}/V_{kk}^0 = V_{kk}/(V_{kk} - \Delta V) = 1/[1 - (\Delta V/V_{kk})] \quad (1-24a)$$

trong đó, thể tích không khí thực tế V_{kk} có thể tính gần đúng theo thể tích nitơ có trong sản phẩm cháy, tức là bỏ qua lượng nitơ có rất ít trong nhiên liệu:

$$V_{kk} \approx V_{N_2}(100/79) = V_{kkh\delta}(N_2/79) \quad (1-24b)$$

Còn thể tích không khí thừa ΔV có thể tính theo thành phần thể tích của oxy, ta có:

$$\Delta V = V_{O_2}(100/21) = V_{kkb0}(O_2/21) \quad (1-24c)$$

trong các công thức trên, N_2 và O_2 là thành phần thể tích của nitơ và oxy trong khối khô, tính theo:

$$N_2 = (V_{N_2}/V_{kkb0}) \cdot 100\%$$

và $O_2 = (V_{O_2}/V_{kkb0}) \cdot 100\%$.

Thay vào ta được:

$$\alpha = \frac{1}{1 - \frac{\Delta V}{V_{kk}}} = \frac{1}{1 - \frac{79}{21} \cdot \frac{O_2}{N_2}} \quad (1-24d)$$

Khi cháy hoàn toàn, ta có:

$$RO_2 + N_2 + O_2 = 100\%$$

nên $N_2 = 100 - (RO_2 + O_2)\%$.

Thay vào ta được:

$$\alpha = \frac{1}{1 - \frac{79}{21} \cdot \frac{O_2}{100 - (RO_2 + O_2)}} \quad (1-24e)$$

Khi cháy không hoàn toàn:

$$RO_2 + N_2 + O_2 + CO + H_2 + CH_4 + \dots = 100\%$$

ta có:

$$N_2 = 100 - (RO_2 + O_2 + CO + H_2 + CH_4 + \dots)$$

Chú ý là lượng oxy thừa thực sự bằng lượng oxy có trong khối trừ bớt phần oxy đáng ra phải đốt hết các chất khí còn trong khối như CO, H, CH₄ và theo phản ứng cháy suy ra lượng oxy đó bằng 0,5CO + 0,5H₂ + 2CH₄ + ... Do vậy khi không cháy hoàn toàn, ta có:

$$\alpha = \frac{1}{1 - \frac{79}{21} \cdot \frac{O_2 - (0,5CO + 0,5H_2 + 2CH_4 + \dots)}{100 - (RO_2 + O_2 + H_2 + CH_4 + CO + \dots)}} \quad (1-25a)$$

Đối với nhiên liệu rắn và lỏng, thành phần khí không cháy hết chủ yếu là CO, các thành phần khác ít không đáng kể, nên có thể viết gần đúng:

$$\alpha = \frac{1}{1 - \frac{79}{21} \cdot \frac{O_2 - 0,5CO}{100 - (RO_2 + O_2 + CO)}} \quad (1-25b)$$

Từ các công thức trên, có thể tính được α khi phân tích được các thành phần trong khối, nhưng để thuận tiện khi theo dõi vận hành, ta có thể tiếp tục rút gọn hơn.

Từ thành phần khối khô, qua một số bước biến đổi, tính được:

$$\text{CO} = \frac{21 - \text{RO}_2(1 + \beta) - \text{O}_2}{0,605 + \beta} = \frac{21 - \beta \text{RO}_2(\text{RO}_2 + \text{O}_2)}{0,605 + \beta}, \% \quad (1-26)$$

Ở đây β - hệ số đặc tính nhiên liệu, chỉ phụ thuộc vào thành phần, đối với nhiên liệu rắn và lỏng có:

$$\beta = 2,37 \frac{H_{lv} - O_{lv}}{C^{lv} + 0,375S^{lv}} \quad (1-27a)$$

Đối với nhiên liệu khí:

$$\beta = 2,37 \frac{H_{lv} - 0,162(O^{lv} - 0,302N^{lv})}{C^{lv} + 0,375S^{lv}} \quad (1-27b)$$

hoặc

$$\beta = 0,21 \frac{0,01N_2 - 0,79V_{kk}^i}{V_{\text{RO}_2}} \quad (1-27c)$$

Với nhiên liệu rắn và lỏng β là một số dương tương đối nhỏ, với nhiên liệu khí β thay đổi tương đối nhiều, với khí thiên nhiên $\beta = 0,7 \div 0,8$; khí lò gaz bằng $\beta = 0,04 \div 0,06$; khí lò cao β có thể là âm.

Khi cháy hoàn toàn với $\alpha > 1$, trong sản phẩm cháy không có CO, nên:

$$\text{RO}_2 = \frac{21 - \text{O}_2}{1 + \beta} \quad (1-28a)$$

Khi cháy hoàn toàn với $\alpha = 1$ thì lượng ôxy trong không khí không còn nên ta được RO_2 là lớn nhất, ta có:

$$\text{RO}_2^{\text{max}} = \frac{21}{1 + \beta} \quad (1-28b)$$

Thay giá trị của O_2 và RO_2 vào (1-25b) ta được:

$$\alpha = \frac{21}{\text{RO}_2(1 + \beta)} = \frac{\text{RO}_2^{\text{max}}}{\text{RO}_2} \quad (1-29a)$$

hoặc thay (1-28a) và (1-28b) được:

$$O_2 = 21 \frac{\alpha - 1}{\alpha} \text{ và } \alpha = \frac{21}{21 - O_2} \quad (1-29b)$$

Với bã mía, thành phần ổn định, không có lưu huỳnh, có thể tính theo biểu thức:

$$\alpha = \frac{19,55}{CO_2} + 0,0126 \quad (1-29c)$$

Thí dụ với $CO_2 = 17\%$, tính ra $\alpha = 1,16$; với $CO_2 = 12\%$, tính ra $\alpha = 1,64$.

Như vậy, khi đo được RO_2 là có thể tính được α theo công thức hoặc đồ thị (hình 1-2a) vì RO_2^{max} chỉ phụ thuộc vào đặc tính nhiên liệu, có thể tính trước đối với mỗi loại nhiên liệu.

Còn khi biết được O_2 thì càng thuận lợi, có thể tính ngay được α theo công thức hoặc đồ thị (hình 1-2b)

d. *Entanpi của sản phẩm cháy và không khí.* Các quá trình truyền nhiệt trong lò hơi đều tiến hành trong điều kiện gần như đẳng áp nên lượng nhiệt trao đổi bằng lượng thay đổi entanpi của chúng. Entanpi của sản phẩm cháy do đốt 1 kg (hoặc 1 m³c) nhiên liệu:

$$I_K = \Sigma I_i = I_k^0 + (\alpha - 1)I_{KK}^0, \text{ kJ/kgnl} \quad (1-30)$$

trong đó:

I_k^0 là entanpi của khối khí đốt cháy hoàn toàn 1 kg nhiên liệu với $\alpha = 1$:

$$\begin{aligned} I_k^0 &= I_{RO_2}^0 + I_{N_2}^0 + I_{H_2O}^0 \\ &= V_{RO_2}^0(C_p)_RO_2 + V_{N_2}^0(C_p)_N_2 + V_{H_2O}^0(C_p)_H_2O, \text{ kJ/kgnl} \end{aligned} \quad (1-31)$$

I_{kk}^0 là entanpi của không khí khi đốt cháy hoàn toàn với $\alpha = 1$:

$$I_{kk}^0 = V_{kk}^0(C_p)_kk \quad (1-32)$$

Ở đây C_{pRO_2} , C_{pN_2} , C_{pH_2O} , C_{pkk} - nhiệt dung thể tích đẳng áp trung bình trong phạm vi nhiệt độ từ 0 ÷ t⁰C.

Trường hợp đốt nhiên liệu nhiều tro ($A^{qd} > 1,5$) và tro bay nhiều, cần tính thêm entanpi của tro:

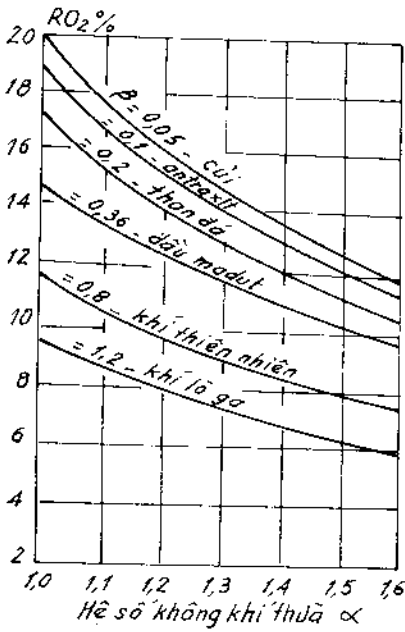
$$I_{tro} = a_b \cdot \frac{A^{lv}}{100} C_t \cdot t, \quad \text{kJ/kgnl}$$

trong đó

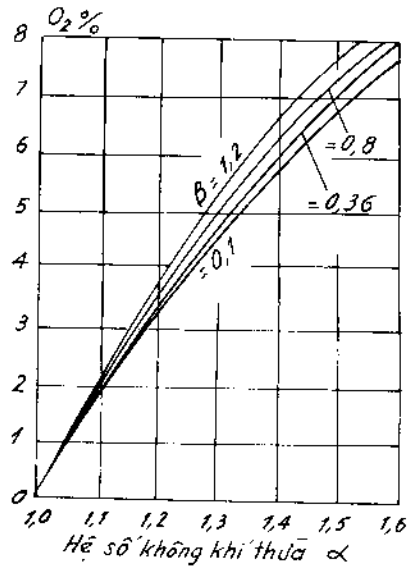
A^v là thành phần làm việc của tro;

a_v là tỷ lệ tro bay theo khối;

C_v là nhiệt dung riêng của tro cho trong bảng.



Hình 1-2a. Quan hệ của $RO_2\%$ với α



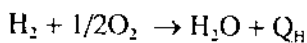
Hình 1-2b. Quan hệ của $O_2\%$ với α

Nhiều khi người ta tính entanpi tương ứng với các nhiệt độ từ $100^\circ C$ đến khoảng $2000^\circ C$ rồi lập thành bảng hoặc đồ thị tiện cho việc sử dụng.

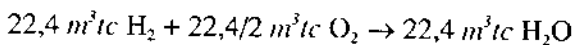
B. Đối với nhiên liệu khí.

Phương pháp tính toán tương tự như với nhiên liệu rắn nhưng ở đây, thể tích những chất cháy được ở thể khí tính theo m^3tc , cụ thể là:

Phản ứng cháy H_2 :

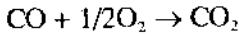


tức là:



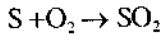
nghĩa là để đốt cháy $1 m^3tc H_2$ cần $0,5 m^3tc O_2$ và sau phản ứng thu được $1 m^3tc H_2O$ ở thể hơi.

Phản ứng cháy CO:



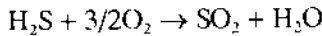
có nghĩa là để đốt cháy 1 m³tc CO cần 0,5 m³tc O₂ và sau phản ứng thu được 1 m³tc CO₂.

Phản ứng cháy S:



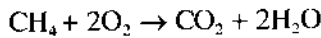
suy ra khi đốt cháy 1 m³tc S cần 1 m³tc O₂ thu được 1 m³tc SO₂.

Phản ứng cháy H₂S:



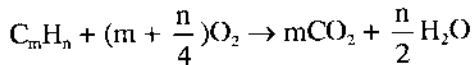
suy ra khi đốt cháy 1 m³tc H₂S cần 1,5 m³tc O₂, thu được 1 m³tc SO₂ và 1 m³tc H₂O.

Phản ứng cháy CH₄:



suy ra khi đốt cháy 1 m³tc CH₄ cần 2 m³tc O₂, thu được 1 m³tc CO₂ và 2 m³tc H₂O.

Phản ứng cháy cacbua hydrô:



suy ra khi đốt cháy 1 m³tc C_mH_n cần (m + $\frac{n}{4}$) m³tc O₂ thu được m m³tc CO₂ và $\frac{n}{2}$ m³tc H₂O.

Cũng suy luận tương tự như phần trên, ta tìm được thể tích không khí lý thuyết (cháy hoàn toàn với $\alpha = 1$) để đốt cháy 1 m³tc nhiên liệu khí:

$$\begin{aligned} V_{\text{KK}}^0 &= 0,0476[0,5\text{CO} + 0,5\text{H}_2 + 2\text{CH}_4 + 1,5\text{H}_2\text{S} \\ &+ \sum(m + \frac{n}{4})\text{C}_m\text{H}_n - \text{O}_2], \text{ m}^3\text{tc/m}^3\text{tc} \end{aligned} \quad (1-33)$$

Thể tích các thành phần của sản phẩm cháy lý thuyết:

$$V_{\text{RO}_2}^0 = 0,01(\text{CO}_2 + \text{CO} + 2\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{S} + \sum m\text{C}_m\text{H}_n), \text{ m}^3\text{tc/m}^3\text{tc} \quad (1-33a)$$

$$V_{\text{N}_2}^0 = 0,79V_{\text{KK}}^0 + 0,01N^v, \text{ m}^3\text{tc/m}^3\text{tc} \quad (1-33b)$$

$$\begin{aligned} V_{\text{H}_2\text{O}}^0 &= 0,01(\text{H}_2 + 2\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{S} + \sum \frac{n}{2}\text{C}_m\text{H}_n) \\ &+ 0,012d_k + 0,0161V_{\text{KK}}^0, \text{ m}^3\text{tc/m}^3\text{tc} \end{aligned} \quad (1-33c)$$

trong đó:

$\text{CO}_2, \text{CO}, \text{CH}_4, \text{H}_2\text{S}, \text{C}_m\text{H}_n, \text{H}_2, \text{N}_2$ - thành phần thể tích các chất khí đó trong nhiên liệu khí, %;

d_k - độ chứa hơi trong nhiên liệu khí, g/m^3tc .

Trong thực tế, lượng không khí cần thiết $V_{KK} = \alpha V_{KK}^0$, α có thể chọn từ 1,05 ÷ 1,15, và lượng sản phẩm cháy thực tế so với khi đốt hoàn toàn với $\alpha = 1$ có thêm:

$$\Delta V_{N_2} + V_{O_2} = (\alpha - 1)V_{KK}^0$$

lượng hơi nước có thêm:

$$\Delta V_{H_2O} = 0,0161(\alpha - 1)V_{KK}^0$$

còn $V_{R_{2O}}$ không thay đổi.

Thí dụ 1-2 Cho một loại than có thành phần $C^b = 45,83\%$, $H^b = 3,13\%$, $N^b = 0,85\%$, $O^b = 5,59\%$, $S^b = 0,5\%$, $W^b = 10\%$, $A^b = 34,10\%$. Thử tính:

1. Nhiệt trị của than Q^b ;
2. Thể tích không khí cần thiết để đốt cháy 1 kg nhiên liệu với $\alpha = 1$ và $\alpha = 1,4$.
3. Thể tích và entanpi của sản phẩm cháy ở 1000°C khi đốt 1 kg nhiên liệu.

Giải:

1. Nhiệt trị của nhiên liệu tính theo công thức kinh nghiệm của Mendeleev:

$$Q^b = Q^c - 25(9H^b + W^b), \text{ kJ/kg}$$

$$Q^c = Q_c^c \frac{100 - A^b - W^b}{100}$$

$$Q_c^c = 340C + 1250H + 110(S - O)$$

trong đó:

$$C = C^b \frac{100}{100 - A^b - W^b} = 45,83 \frac{100}{100 - 34,1 - 10} = 82\%$$

$$H = 5,6\%; S = 0,9\%; O = 10\%$$

$$Q_c^c = 340.82 + 1250.5,6 + 110.(0,9 - 10) = 33879 \text{ kJ/kg}$$

$$Q^b = 18938 - 25.(9.3,13 + 10) = 17984 \text{ kJ/kg}$$

2. Thể tích không khí cần thiết để đốt cháy hoàn toàn 1 kg nhiên liệu với $\alpha = 1$:

$$\begin{aligned} V_{KK}^0 &= 0,0889(C^b + 0,375S^b) + 0,265H^b - 0,0333O^b \\ &= 0,0889(45,8 + 0,375.0,5) + 0,265.3,13 - 0,0333.5,59 = 4,73 \text{ m}^3\text{tc/kgnl} \end{aligned}$$

Với $\alpha = 1,4$, lượng không khí cần thiết $V_{KK} = 1,4.4,73 = 6,622 \text{ m}^3\text{tc/kgnl}$

3. Thể tích sản phẩm cháy với $\alpha = 1$: $V_k^0 = V_{R_{2O}}^0 + V_{N_2}^0 + V_{H_2O}^0$

$$V_{\text{RO}_2}^0 = 0,01866(C^{\text{v}} + 0,375S^{\text{v}}) = 0,01866(45,8 + 0,375 \cdot 0,5) = 0,859 \text{ m}^3 \text{tc/kgnl}$$

$$V_{\text{N}_2}^0 = 0,79V_{\text{KK}}^0 + 0,008N^{\text{v}} = 0,79 \cdot 4,73 + 0,008 \cdot 0,85 = 3,75 \text{ m}^3 \text{tc/kgnl}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{H}_2\text{O}}^0 &= 0,111H^{\text{v}} + 0,0124W^{\text{v}} + 0,0161V_{\text{KK}}^0 \\ &= 0,111 \cdot 3,13 + 0,0124 \cdot 10 + 0,0161 \cdot 4,73 = 0,548 \text{ m}^3 \text{tc/kgnl} \end{aligned}$$

Với $\alpha = 1$, thể tích khối khô bằng:

$$V_{\text{Khô}}^0 = V_{\text{RO}_2}^0 + V_{\text{N}_2}^0 = 0,859 + 3,75 = 4,61 \text{ m}^3 \text{tc/kgnl}$$

và tổng thể tích khối bằng:

$$V_{\text{K}}^0 = 4,61 + 0,548 = 5,16 \text{ m}^3 \text{tc/kgnl}$$

Với $\alpha = 1,4$ trong khối có thêm:

$$\begin{aligned} \Delta V_{\text{N}_2} + V_{\text{O}_2} &= (\alpha - 1)V_{\text{KK}}^0 \\ &= (1,4 - 1) \cdot 4,73 = 1,892 \text{ m}^3 \text{tc/kgnl} \end{aligned}$$

và: $\Delta V_{\text{H}_2\text{O}} = 0,0161(\alpha - 1)V_{\text{KK}}^0 = 0,030 \text{ m}^3 \text{tc/kgnl}$

Tổng thể tích khối lúc đó bằng:

$$V_{\text{K}} = 5,16 + 1,892 + 0,030 = 7,082 \text{ m}^3 \text{tc/kgnl}$$

Entanpi của sản phẩm cháy ở 1000°C :

Khi $\alpha = 1$ có:

$$\begin{aligned} I_{\text{K}}^0 &= V_{\text{RO}_2}(C_p^0)_{\text{RO}_2} + V_{\text{N}_2}(C_p^0)_{\text{N}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}}(C_p^0)_{\text{H}_2\text{O}} \\ &= 0,859 \cdot 2203,5 + 3,75 \cdot 1391,7 + 0,548 \cdot 1722,90 = 8056 \text{ kJ/kgnl} \end{aligned}$$

Khi $\alpha = 1,4$ có:

$$\begin{aligned} I_{\text{K}} &= I_{\text{K}}^0 + (\alpha - 1)I_{\text{KK}}^0 = I_{\text{K}}^0 + (\alpha - 1)V_{\text{KK}}^0(C_p^0)_{\text{KK}} \\ &= 8056 + (1,4 - 1) \cdot 4,735 \cdot 1408,7 = 10721 \text{ kJ/kgnl} \end{aligned}$$

1.5 CÂN BẰNG NHIỆT VÀ HIỆU SUẤT CỦA THIẾT BỊ SINH HƠI

1.5.1 Phương trình cân bằng nhiệt, nhiệt lượng có ích và suất tiêu hao nhiên liệu

1. Phương trình cân bằng nhiệt:

Khi đốt cháy 1 kg (hoặc 1 m³tc) nhiên liệu, nhiệt toả ra trong lò hơi được cân bằng theo phương trình:

$$Q_{\text{dv}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 \text{ kJ/kgnl} \quad (1-34a)$$

hoặc viết theo phần trăm, bằng cách chia cả 2 vế cho Q_{dv} :

$$100\% = q_1 + q_2 + q_3 + q_4 + q_5 + q_6 \quad (1-34b)$$

ở đây Q_{dv} là nhiệt lượng cấp cho lò hơi khi đốt 1 kg nhiên liệu, có thể tính theo:

$$Q_{dv} = Q_t^{lv} + I_{nl} + I_{kkn} + Q_p - Q_K, \quad kJ/kg_{nl} \quad (1-35)$$

trong đó:

- Q_t^{lv} - nhiệt trị thấp của nhiên liệu làm việc, kJ/kg ;
- I_{nl} - nhiệt vật lý của nhiên liệu tính theo $I_{nl} = C_{nl} t_{nl}$, kJ/kg ; trong đó C_{nl} là nhiệt dung riêng trung bình của nhiên liệu ở nhiệt độ nhiên liệu t_{nl} .

Với nhiên liệu rắn và lỏng có:

$$C_{nl} = C_{nl}^K \frac{100 - W^{lv}}{100} + 4,184 \frac{W^{lv}}{100}, \quad kJ/kg$$

C_{nl}^K là nhiệt dung riêng trung bình của nhiên liệu khô, với antraxit và than gầy có thể lấy bằng 0,92; với than đá lấy bằng 1,08; với than nâu lấy bằng 1,13 $kJ/kg \cdot độ$.

Với madut:

$$C_{nl}^K = 1,74 + 0,0025t, \quad kJ/kg \cdot độ$$

Với nhiên liệu khí có thể tính:

$$C_{nl} = 0,01(C_{pCO} \cdot CO + C_{pH_2} \cdot H_2 + C_{pCH_4} \cdot CH_4 + \dots), \quad kJ/m^3 t_{nl}$$

Thông thường I_{nl} rất nhỏ, chỉ cần tính khi nhiên liệu được sấy nóng trước khi đưa vào lò.

- I_{kkn} - lượng nhiệt do không khí được sấy nóng bằng nguồn nhiệt ngoài:

$$I_{kkn} = \alpha'_{kk} \cdot V_{kk}^0 [(C_p t)_{kkn} - (C_p t)_{kkt}], \quad kJ/kg \quad (1-36)$$

α'_{kk} - hệ số không khí thừa ở đầu vào bộ sấy không khí, bằng hệ số không khí thừa trong buồng lửa trừ đi hệ số không khí lọt vào bộ sấy không khí và buồng lửa.

- Q_p - lượng nhiệt do hơi dùng để phun nhiên liệu vào, có thể tính:

$$Q_p = G_p (i_p - 2500), \quad kJ/kg \quad (1-37)$$

G_p - khối lượng hơi dùng để phun 1 kg nhiên liệu hoặc 1 lít dầu, có thể lấy theo kinh nghiệm, thường cần khoảng 0,2 ÷ 0,5 kg hơi/lít dầu;

i_p - entanpi của hơi dùng để phun nhiên liệu;

2500 là entanpi của hơi nước trong khối.

- Q_k - nhiệt lượng cần dùng để phân huỷ muối cacbonat khi đốt đá dầu, có thể tính theo công thức:

$$Q_k = 4060k \frac{A_{CO_2}^{lv}}{100}, kJ/kg$$

trong đó:

$A_{CO_2}^{lv}$ - hàm lượng muối cacbonat trong đá dầu;

k là hệ số phân huỷ muối cacbonat, khi đốt tăng lấy bằng 0,7, khi đốt phun lấy bằng 1;

4060 là nhiệt lượng cần thiết để phân huỷ 1 kg muối cacbonat.

Trong phần lớn trường hợp thường gặp, có thể lấy gần đúng $Q_{dv} \approx Q_t^{lv}$, vì các thành phần khác, hoặc không có, hoặc rất nhỏ so với Q_t^{lv} nên có thể không cần tính đến.

Q_1 - nhiệt lượng có ích, tức là phần nhiệt đã truyền cho môi chất.

$Q_2 \neq Q_0$ - các loại tổn thất nhiệt, xác định bằng thực nghiệm.

2. Nhiệt lượng có ích, hiệu suất nhiệt và suất tiêu hao nhiên liệu:

- Nhiệt lượng có ích Q_1 có thể tính theo:

$$Q_1 = \frac{1}{B} \sum D_i \Delta i_i \quad (1-38)$$

B - suất tiêu hao nhiên liệu, tức là lượng nhiên liệu đã đốt trong 1 giờ, kg/h;

D_i - sản lượng môi chất đã sản xuất ra trong 1 giờ, có thể là nước nóng, nước sôi, hơi bão hoà khô, hơi quá nhiệt, hơi quá nhiệt trung gian, còn kể cả lượng nước xả lò (tính khi tỷ lệ xả lò vượt quá 2% sản lượng), kg/h;

Δi_i - lượng tăng entanpi của môi chất khi nước cấp biến thành môi chất:

$$\Delta i_i = (i_i - i_{nc}), kJ/kg$$

trong đó i_i là entanpi của môi chất và i_{nc} là entanpi của nước cấp, có thể tra bảng theo áp suất và nhiệt độ.

- Hiệu suất nhiệt của lò hơi là tỷ lệ giữa nhiệt có ích với nhiệt đưa vào:

$$\eta_t = \frac{Q_1}{Q_{dv}} 100\% = q_1\% \quad (1-39)$$

có thể tính theo cân bằng thuận:

$$\eta_t = \frac{\sum D_i \Delta i_i}{BQ_{dv}} \cdot 100\% \quad (1-39a)$$

hoặc cân bằng ngược:

$$\eta_t = 100 - (q_2 + q_3 + q_4 + q_5 + q_6), \% \quad (1-39b)$$

Tính theo công thức trên được hiệu suất thô, nếu trừ bớt phần năng lượng dùng cho bản thân thiết bị sinh hơi ta được hiệu suất tinh.

Từ các công thức trên, ta có thể tính được *suất tiêu hao nhiên liệu*:

$$B = \frac{\sum D_i \Delta i_i}{\eta_t Q_i^{lv}}, \text{ kg/h} \quad (1-40)$$

Ta thấy suất tiêu hao nhiên liệu tỷ lệ nghịch với hiệu suất, như vậy tăng hiệu suất, hoặc giảm tổn thất nhiệt sẽ tiết kiệm nhiên liệu.

Thí dụ 1-3. Trong một giờ lò hơi sản xuất ra 400 kg hơi bão hoà khô và 100 lít nước sôi ở áp suất 8 bar từ nước cấp 20°C, dùng hết 100 kg nhiên liệu có nhiệt trị 16248 kJ/kg.

- Tính hiệu suất nhiệt của lò hơi.
- Nếu cho biết $q_2 = 13\%$, $q_3 = 3\%$, $q_4 = 12\%$ thì q_5 bằng bao nhiêu?
- Nếu dùng lò hơi đó để sản xuất 500 kg hơi bão hoà khô thì cần bao nhiêu kg loại nhiên liệu trên?

Giải:

$$a) \text{ Hiệu suất nhiệt của lò hơi: } \eta_t = \frac{\sum D_i \Delta i_i}{BQ_i^{lv}} \cdot 100\%$$

Biết áp suất của nước và hơi trong lò hơi bằng 8 bar, từ bảng hơi nước ta có:

$$i_{nc} = 84,5 \text{ kJ/kg;}$$

$$i' = 720 \text{ kJ/kg;}$$

$$i'' = 2769 \text{ kJ/kg;}$$

thay vào ta được:

$$\eta_t = \frac{400(2769 - 84,5) + 100(720 - 84,5)}{100 \cdot 16248} \cdot 100\% = 70\%$$

$$b. \text{ Ta có } q_5 = 100 - \eta_t - q_2 - q_3 - q_4 = 100 - 70 - 13 - 3 - 12 = 2\%$$

$$c. B = \frac{\sum D_i \Delta i_i}{\eta_t Q_i^{lv}} = \frac{500(2769 - 84,5)}{0,7 \cdot 16248} = 118 \text{ kg}$$

1.5.2 Các loại tổn thất nhiệt

1. Tổn thất nhiệt do cháy không hoàn toàn về cơ học Q_4, q_4 .

Đây là tổn thất do sau khi cháy còn sót lại một số chất rắn cháy được, được biểu thị bằng $Q_4, kJ/kgnl$ hoặc $q_4 = (Q_4/Q_{dv}).100\%$. Đối nhiên liệu khí, q_4 coi như bằng 0, đối nhiên liệu lỏng vẫn có q_4 vì lúc đó có các cacbua hydro nặng phân huỷ thành cacbon tự do dưới dạng mố hống nhưng nhỏ dưới 0,5% nên cũng không đáng quan tâm; nhưng khi đốt nhiên liệu rắn thì q_4 khá lớn, cần tìm biện pháp giảm xuống nhất là khi đốt trên ghi.

Phần chất rắn cháy được còn sót lại thường do 3 nguyên nhân: bay theo khói, lẫn vào tro xỉ và lọt qua ghi; có thể lĩnh theo:

$$Q_4 = Q_4^b + Q_4^x + Q_4^l, kJ/kgnl \quad (1-41a)$$

Trong đó phần tổn thất do bay theo khói:

$$Q_4^b = \frac{K_b}{100} \frac{G_b}{B} Q_c^b, kJ/kgnl \quad (1-42a)$$

phần lẫn vào tro xỉ:

$$Q_4^x = \frac{K_x}{100} \frac{G_x}{B} Q_c^x, kJ/kgnl \quad (1-42b)$$

và phần lọt qua ghi:

$$Q_4^l = \frac{K_l}{100} \frac{G_l}{B} Q_c^l, kJ/kgnl \quad (1-42c)$$

trong đó:

G_b, G_x, G_l - khối lượng chất rắn gồm cả phần cháy được và tro xỉ bay theo khói, thải tro xỉ và lọt qua ghi trong 1 giờ, kg/h ;

B là lượng nhiên liệu dùng trong 1 giờ, kg/h ;

K_b, K_x, K_l - tỷ lệ phần cháy được trong chất rắn bay theo khói, thải tro xỉ và lọt qua ghi, %; thường xác định bằng thực nghiệm, đốt kiệt, đo lượng tro xỉ còn lại rồi tính theo các công thức:

$$K_b = 100 - A_b$$

$$K_x = 100 - A_x$$

$$K_l = 100 - A_l$$

với A_b, A_x, A_l là tỷ lệ tro xỉ trong chất rắn bay theo khói, lẫn vào tro xỉ hoặc lọt qua ghi, %;

Q_b^c, Q_x^c, Q_1^c - nhiệt trị cháy của chất cháy được trong tro xỉ, chúng xấp xỉ bằng nhau, thường lấy bằng 32600 kJ/kg.

Như vậy:

$$Q_4 = \frac{32600}{B} \left(\frac{K_b}{100} G_b + \frac{K_x}{100} G_x + \frac{K_1}{100} G_1 \right), \text{kJ/kgnl} \quad (1-41b)$$

Có thể tính theo cách khác: phần cháy không được trong chất rắn thải ra chính bằng tổng lượng tro xỉ của nhiên liệu cấp vào lò, tức là:

$$\frac{100 - K_b}{100} G_b + \frac{100 - K_x}{100} G_x + \frac{100 - K_1}{100} G_1 = \frac{A^{lv}}{100} B, \text{kg/h} \quad (1-43a)$$

Chia cả hai vế cho $\frac{A^{lv}}{100} B$ được: $a_b + a_x + a_1 = 1$ (1-43b)

trong đó a_b, a_x, a_1 là tỷ lệ tro bay, lẫn vào tro xỉ hoặc lọt qua ghi:

$$a_b = \left[\left(\frac{100 - K_b}{100} G_b \right) / \left(\frac{A^{lv}}{100} B \right) \right] \cdot 100\% \quad (1-44a)$$

$$a_x = \left[\left(\frac{100 - K_x}{100} G_x \right) / \left(\frac{A^{lv}}{100} B \right) \right] \cdot 100\% \quad (1-44b)$$

$$a_1 = \left[\left(\frac{100 - K_1}{100} G_1 \right) / \left(\frac{A^{lv}}{100} B \right) \right] \cdot 100\% \quad (1-44c)$$

Thay vào (1-42a, b, c) được:

$$Q_4^b = a_b \frac{K_b}{100 - K_b} \frac{A^{lv}}{100} Q_b^c, \text{kJ/kgnl} \quad (1-45a)$$

$$Q_4^x = a_x \frac{K_x}{100 - K_x} \frac{A^{lv}}{100} Q_x^c, \text{kJ/kgnl} \quad (1-45b)$$

$$Q_4^1 = a_1 \frac{K_1}{100 - K_1} \frac{A^{lv}}{100} Q_1^c, \text{kJ/kgnl} \quad (1-45c)$$

Cuối cùng được:

$$Q_4 = \frac{32600}{B} \left(\frac{100 - A_b}{100} G_b + \frac{100 - A_x}{100} G_x + \frac{100 - A_1}{100} G_1 \right), \text{kJ/kgnl} \quad (1-41c)$$

hoặc:

$$Q_4 = 32600 \left[a_b \frac{K_b}{100 - K_b} + a_x \frac{K_x}{100 - K_x} + a_l \frac{K_l}{100 - K_l} \right] \frac{A^{lv}}{100}, kJ/kgnl \quad (1-41d)$$

Trị số a_b, a_x, a_l phụ thuộc vào loại nhiên liệu và cách đốt, theo kinh nghiệm:

đốt than phun thổi xỉ khô: $a_b=0,9; a_x=0,1$

đốt than phun thổi xỉ lỏng: $a_b = 0,3 + 0,4; a_x = 0,6 + 0,7;$

đốt ghi: $a_b = 0,2; (a_x + a_l) = 0,8.$

Q_4, q_4 phụ thuộc vào rất nhiều yếu tố như: tính chất của nhiên liệu, phương pháp đốt, cấu tạo của buồng lửa và cách vận hành v.v...

Kích thước hạt nhiên liệu có ảnh hưởng rất lớn; đốt phun cần hạt mịn để cháy kiệt vào trong; đốt ghi cần kích thước tương đối lớn và đồng đều để giảm bớt lọt và bay. Nhiên liệu có nhiều chất bốc và cốc thiêu kết dễ cháy mà giảm được q_4 ; nếu nhiệt độ nóng chảy của tro xỉ thấp, cốc lại không thiêu kết, xỉ chảy lỏng bọc lấy than có thể làm tăng q_4 . Cách đốt cũng có ảnh hưởng lớn: đốt phun bay nhiều, nhưng nói chung q_4 nhỏ; đốt ghi lọt nhiều và cũng có thể bay nhiều, nhất là khi đốt than cám, q_4 đáng kể, cần được nghiên cứu khắc phục. Dùng ghi có khe hở nhỏ thì không đủ không khí, dùng khe hở lớn thì dễ bị lọt. Buồng lửa kích thước nhỏ, nhiệt độ cao, dễ cháy kiệt, nhưng nếu quá nhỏ, thời gian hạt than lưu lại trong buồng lửa quá ngắn chưa kịp cháy hết đã bay ra ngoài; buồng lửa kích thước lớn quá, tuy thời gian lưu lại dài nhưng nhiệt độ không đủ cao, vẫn có thể làm tăng q_4 . Hệ số không khí thừa cũng có ảnh hưởng, α nhỏ không đủ oxy để cháy kiệt, nhưng nếu α lớn quá, nhiệt độ buồng lửa thấp, tốc độ hạt than lớn, có thể làm tăng q_4 .

Thí dụ 1-4. Trong một ca vận hành đốt hết 25400 kg than đá có $Q_{lv} = 21352 kJ/kg$, độ tro $A^{lv} = 18,45\%$, cân phân chất rắn lọt qua ghi được 237 kg, thổi theo tro xỉ được 4020 kg; phân tích thành phần tro được $A_b = 67,1\%, A_x = 88,75\%, A_l = 79,3\%$. Tính q_4 .

Giải:

Ta có:

$$q_4 = \frac{Q_4}{Q_{lv}} \approx \frac{Q_4}{Q_{lv}} \cdot 100\%;$$

$$\text{trong đó } Q_{lv} = 21352 kJ/kg \text{ và } Q_4 = \frac{32600}{B} \left(\frac{K_b}{100} G_b + \frac{K_x}{100} G_x + \frac{K_l}{100} G_l \right), kJ/kgnl$$

$$B = \frac{25400}{8} = 3175 kg/h.$$

$$K_b = 100 - A_b = 100 - 67,1 = 32,9\%;$$

$$K_x = 100 - A_x = 100 - 88,75 = 11,25\%;$$

$$K_l = 100 - A_l = 100 - 79,3 = 20,7\%$$

$$G_x = \frac{4020}{8} = 50,5 \text{ kg/h};$$

$$G_l = \frac{237}{8} = 29,625 \text{ kg/h};$$

G_b , tính theo cân bằng tro:

$$G_b = \frac{BA^{lv} - (G_x A_x + G_l A_l)}{A_b} \\ = \frac{3175,18,45 - (502,5,88,8 + 29,625,79,3)}{67,1} = 175 \text{ kg/h}$$

Thay vào ta được:

$$Q_4 = \frac{32600}{3175} \left(\frac{32,9}{100} \cdot 175 + \frac{11,25}{100} \cdot 502,5 + \frac{20,7}{100} \cdot 29,625 \right) = 1235 \text{ kJ/kgnl}$$

và

$$q_c = \frac{Q_4}{Q_4^v} = \frac{1235}{21352} \cdot 100\% = 5,78\%.$$

2. Tổn thất nhiệt do cháy không hoàn toàn về hoá học Q_3, q_3

Đây là phần tổn thất do còn sót lại trong khói một số chất khí cháy được như CO, H₂, CH₄ v.v...; được biểu thị bằng Q_3 , kJ/kgnl hoặc $q_3 = (Q_3/Q_{dv}) \cdot 100\%$.

q_3 không lớn, đốt than phun không quá 0,5%; đốt theo lớp lớn hơn một ít, bằng khoảng 1 ÷ 4% vì thiếu oxy ở phía trên và có phản ứng hoàn nguyên sinh ra CO; đốt nhiên liệu lỏng và khí khoảng 1 ÷ 3%; trong đó đốt nhiên liệu khí có lớn hơn do trong nhiên liệu khí thường có những chất khó cháy như CH₄ có nhiều trong khí thiên nhiên và N₂, CO₂ trong khí nhân tạo. Có thể tính được Q_3 và q_3 trên cơ sở xác định thành phần và thể tích của khói:

$$Q_3 = V_{\text{khô}} [126 \cdot \text{CO} + 108 \cdot \text{H}_2 + 358 \cdot \text{CH}_4 + \\ + \sum Q_{\text{cmh}} \cdot C_m H_n] \left(1 - \frac{q_3}{100}\right), \text{ kJ/kgnl} \quad (1-46a)$$

Ở đây: $V_{\text{khô}}$ là thể tích khói khô khi đốt 1 kg (hoặc 1 m³tc) nhiên liệu;

CO, H₂, CH₄ v.v... - thành phần thể tích các chất khí trong khói, %;

12600; 10800; 35800, Q_{cmh} v.v... - nhiệt trị của các thành phần khí cháy được có trong khói.

Khi đốt nhiên liệu rắn và lỏng, chất khí cháy được còn sót lại trong khói chủ yếu là CO, nên có thể tính gần đúng Q_3 theo biểu thức:

$$Q_3 = V_{\text{khô}}(126 \cdot \text{CO}) \cdot \left(1 - \frac{q_4}{100}\right), \text{ kJ/kgnl} \quad (1-46b)$$

Thay $V_{\text{khô}} = \frac{V_{\text{RO}_2} + V_{\text{CO}}}{\text{RO}_2 + \text{CO}} = \frac{C^{\text{lv}} + 0,375S^{\text{lv}}}{0,54(\text{RO}_2 + \text{CO})}$ vào, ta được

$$Q_3 = \frac{233(C^{\text{lv}} + 0,375S^{\text{lv}})\text{CO}}{\text{RO}_2 + \text{CO}} \cdot \frac{100 - q_4}{100}, \text{ kJ/kgnl} \quad (1-46c)$$

Cũng có thể dùng công thức kinh nghiệm sau:

$$q_3 = 3,2 \cdot \alpha \cdot \text{CO}, \% \quad (1-46d)$$

trong đó CO là thành phần thể tích của oxyt cacbon, % và α là hệ số không khí thừa.

Q_3, q_3 phụ thuộc vào khá nhiều yếu tố như: hệ số không khí thừa, nhiên liệu và phương thức hỗn hợp nhiên liệu, hình dạng, kích thước buồng lửa và nhiệt độ trong buồng lửa.

Hệ số không khí thừa α đủ lớn, đủ oxy để cháy kiệt, q_3 giảm, nhưng nếu α quá lớn làm giảm nhiệt độ buồng lửa thì q_3 lại tăng lên.

Nếu phương pháp đưa không khí vào buồng lửa có thể xáo trộn các chất khí, tạo điều kiện tiếp xúc tốt với oxy thì nhiên liệu dễ dàng cháy hoàn toàn và q_3 giảm.

Nhiên liệu rắn, đốt phun, q_3 nhỏ vì CO sinh ra ít hơn, lại dễ tiếp xúc với oxy nên dễ cháy kiệt; còn khi đốt theo tầng khó tránh khỏi phản ứng hoàn nguyên tạo thành CO và hiện tượng thiếu oxy ở trên lớp nhiên liệu nên tổn thất q_3 lớn hơn.

Nhiệt độ trong buồng lửa thấp làm tăng q_3 , thí dụ khi vận hành ở phụ tải thấp, nhất là đối với buồng lửa lớn, xung quanh vỏ bề mặt tiếp xúc với nước thì q_3 lớn, tuy nhiên nếu kích thước buồng lửa quá bé thì nhiệt độ buồng lửa có cao hơn, nhưng thời gian lưu lại trong buồng lửa quá ngắn, chưa kịp cháy hết đã phải thải ra thì cũng làm tăng q_3 .

Thí dụ 1.5. Thí nghiệm đối với một lò hơi được thành phần nhiên liệu: $C^{\text{lv}} = 55,5\%$, $H^{\text{lv}} = 3,72\%$; $O^{\text{lv}} = 10,38\%$; $N^{\text{lv}} = 0,98\%$, $S^{\text{lv}} = 0,99\%$, $A^{\text{lv}} = 18,43\%$, $W^{\text{lv}} = 10\%$, $Q_1^{\text{lv}} = 21353 \text{ kJ/kg}$; $q_4 = 5,78\%$; phân tích khối được thành phần thể tích $\text{RO}_2 = 11,4\%$, $\text{O}_2 = 8,3\%$.

Hãy xác định tổn thất do cháy không hoàn toàn về hoá học Q_3, q_3 .

Giải:

$$Q_3 = \frac{233(C^{\text{lv}} + 0,375S^{\text{lv}})\text{CO}}{\text{RO}_2 + \text{CO}} \cdot \frac{100 - q_4}{100}, \text{ kJ/kg}$$

trong đó:

$$CO = \frac{21 - \beta RO_2 - (RO_2 + O_2)}{0,605 + \beta}$$

mà
$$\beta = 2,37 \frac{H^{iv} - 0,126O^{iv}}{C^{iv} + 0,375S^{iv}}$$

Thay các giá trị đã cho vào ta được:

$$\beta = 2,37 \frac{3,72 - 0,126 \cdot 10,38}{55,5 + 0,375 \cdot 0,99} = 0,102$$

và

$$CO = \frac{21 - 0,102 \cdot 11,4 - (11,4 + 8,3)}{0,605 + 0,102} = 0,184\%$$

$$Q_3 = \frac{233(55,5 + 0,375 \cdot 0,99)0,184}{11,4 + 0,184} \cdot \frac{100 - 5,87}{100} = 194,826 \text{ kJ/kg}$$

Còn

$$q_3 = \frac{Q_3}{Q^{iv}} \cdot 100\% = \frac{194,826}{21353} \cdot 100\% = 0,9\%$$

3. Tổn thất nhiệt do khói thải mang ra ngoài Q_2, q_2 . Đây là phần nhiệt lượng do khói thải ra có nhiệt độ cao mang ra ngoài, có thể tính theo :

$$Q_2 = (I_{th} - I_{kkt}) \cdot \left(1 - \frac{q_4}{100}\right), \text{ kJ/kgnl} \quad (1-47a)$$

và

$$q_2 = \frac{Q_2}{Q_{dv}} \cdot 100\% \quad (1-47b)$$

I_{th} - entanpi của khói thải, tính như phần trên, tức là:

$$I_{th} = I_{th}^0 + (\alpha_{th} - 1)I_{kkt}^0 + I_{tro}$$

α_{th} - hệ số không khí thừa trong khói thải ra ngoài, còn các entanpi $I_{th}^0, I_{kkt}^0, I_{tro}^0$ phải tính theo nhiệt độ khói thải.

I_{kkt} - entanpi của không khí lạnh đưa vào lò hơi, *kJ/kgnl*.

Phân tích, ta thấy hai yếu tố ảnh hưởng đến Q_2, q_2 là nhiệt độ và hệ số không khí thừa của khói thải.

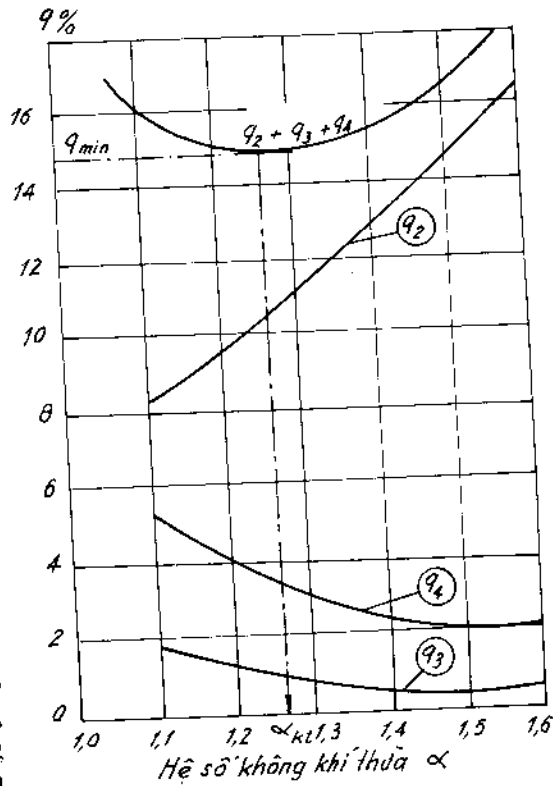
Hệ số không khí thừa càng lớn thì Q_2, q_2 càng lớn, thế nhưng α nhỏ quá, ảnh hưởng đến quá trình cháy, làm tăng tổn thất q_3 và q_4 , nên ta phải chọn α sao cho tổng tổn thất ($q_2 + q_3 + q_4$) đạt giá trị nhỏ nhất.

Theo kinh nghiệm, khi đốt nhiên liệu khí và lỏng, có thể chọn hệ số không khí thừa cuối buồng lửa $\alpha = 1,05 \div 1,15$; khi đốt nhiên liệu rắn trong buồng lửa phun chọn $\alpha = 1,15 \div 1,25$, đối trong buồng lửa ghi $\alpha = 1,3 \div 1,5$, cũng cần chú ý không để không khí lọt vào dọc theo đường khói.

Nhiệt độ khói thải có ảnh hưởng rõ rệt đến Q_2, q_2 . Kinh nghiệm vận hành cũng như tính toán cho thấy, cứ tăng nhiệt độ khói thải lên khoảng $12 \div 16^\circ\text{C}$ thì q_2 tăng khoảng 1%. Như vậy đứng về mặt hiệu suất, cũng tức là tiết kiệm nhiên liệu, nhiệt độ khói thải càng thấp càng tốt, nhưng điều đó kéo theo những khó khăn khác như tốn thêm nhiều kim loại vì phải thêm bề mặt truyền nhiệt với độ

chênh nhiệt độ nhỏ, đặc biệt nguy hiểm là dễ gây nên hiện tượng ăn mòn điện hoá ở các bề mặt truyền nhiệt phần cuối hệ thống lò, nhất là khi đốt nhiên liệu có nhiều lưu huỳnh với độ ẩm cao hoặc thành phần H_2 lớn. Khi đốt nhiên liệu không có lưu huỳnh thì nhiệt độ đọng sương của khói không quá 50°C , nhưng nếu nhiên liệu có 1% lưu huỳnh thì nhiệt độ đọng sương tăng đến khoảng 130°C , cứ thêm 1% lưu huỳnh thì tăng thêm khoảng 10°C . Rõ ràng là khi đốt nhiên liệu có lưu huỳnh thì hơi nước trong khói ngưng tụ, lại gặp SO_3 khi lưu huỳnh cháy, sẽ tạo ra acid sulfuric, ăn mòn các bề mặt kim loại. Do vậy, trên cơ sở phân tích so sánh về kinh tế và kỹ thuật, thường chọn nhiệt độ khói thải khoảng $110 \div 150^\circ\text{C}$ cho lò hơi lớn và từ $200 \div 300^\circ\text{C}$ cho lò hơi nhỏ, tương ứng tổn thất q_2 bằng khoảng $4 \div 8\%$; đôi khi với một số mẫu lò hơi công suất nhỏ phải chấp nhận nhiệt độ khói thải trên 300°C , tổn thất q_2 có thể lên đến $15 \div 20\%$.

Cũng cần lưu ý là, qua thời gian vận hành, do bám tro xỉ và cấu cặn sẽ làm nhiệt trở tăng, nhiệt độ khói thải tăng và tổn thất q_2 tăng.



Hình 1-3. Chọn α tối ưu

Khi tính toán sơ bộ, có thể dùng công thức kinh nghiệm để xác định nhiệt độ khói thải t_2 như sau:

- với lò hơi ống lửa:

$$t_2 - t_u = 10,08 \frac{D_0}{H} - 54,5^\circ C \quad (1-48a)$$

- với lò hơi ống nước đặt nằm:

$$t_2 - t_u = 6,65 \frac{D_0}{H} + 5^\circ C \quad (1-48b)$$

- với lò hơi ống nước đặt đứng:

$$t_2 - t_u = 6,65 \frac{D_0}{H} - 45^\circ C \quad (1-48c)$$

Ở đây:

D_0 - sản lượng định mức của lò hơi, kg/h ;

H - diện tích bề mặt truyền nhiệt, m^2 ;

t_u - nhiệt độ tính toán của môi chất, với lò hơi bằng nhiệt độ bão hoà của nước ở áp suất lò hơi, với lò nước nóng $t_u = \frac{t_{1n} + t_{2n}}{2}$ trong đó t_{1n} là nhiệt độ nước lạnh cấp vào và t_{2n} là nhiệt độ nước nóng lấy ra.

Ta thấy D_0/H càng lớn, thì t_2 càng lớn, q_2 càng lớn, nghĩa là tiết kiệm được kim loại làm bề mặt truyền nhiệt thì tăng tổn thất q_3 , giảm hiệu suất, tức là tổn nhiên liệu.

4. Tổn thất do toả nhiệt ra môi trường xung quanh Q_5, q_5

Trong quá trình vận hành, nhiệt độ bề mặt của hệ thống thiết bị lò hơi đều cao hơn nhiệt độ của môi trường xung quanh, nên luôn luôn có nhiệt toả từ các bề mặt đến môi trường tạo thành tổn thất $Q_5, kJ/kgnl$ và $q_5, \%$.

q_5 không lớn, chỉ bằng khoảng $0,5 \div 3,5\%$ nhưng giá trị tuyệt đối của Q_5 nhiều khi cũng đáng chú ý. Tổn thất q_5 phụ thuộc vào công suất, vào diện tích bề mặt, độ chênh nhiệt độ giữa bề mặt thiết bị với môi trường, với hệ số trao đổi nhiệt đối lưu và bức xạ giữa bề mặt với môi trường xung quanh mà chủ yếu là tốc độ gió xung quanh và màu sắc của bề mặt.

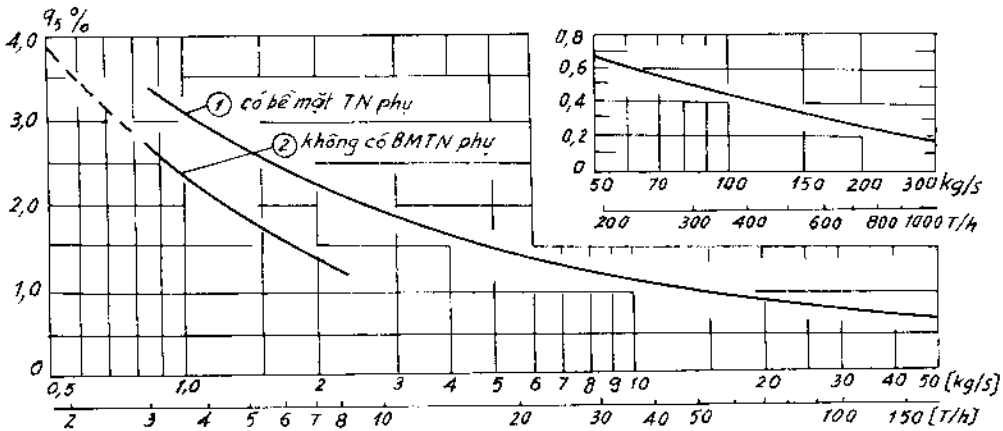
Có nhiều cách để xác định q_5 . Có thể theo phương pháp ước tính trên cơ sở phương trình truyền nhiệt bằng đối lưu $Q = F \cdot \alpha \cdot (t_w - t_f)$ có thể dùng phương pháp dòng nhiệt dẫn qua tường hoặc lớp cách nhiệt chọn trước, tức đã biết chiều dày và hệ số dẫn nhiệt của vật liệu rồi tính theo biểu thức:

$$q = \frac{\lambda}{l} (t_1 - t_2)$$

trong đó t_1 và t_2 là nhiệt độ ở hai điểm đo chọn trước có khoảng cách là l ; cũng có thể dùng phương pháp cân bằng nhiệt trong gian lò hơi kiểu kín; cũng có tác giả tính $q_3 = 100 - (q_1 + q_2 + q_4 + q_5 + q_6)$.

Thường xác định theo số liệu thực nghiệm và kinh nghiệm xây dựng thành bảng số hoặc đồ thị biểu diễn quan hệ giữa $q_3 = f_1(D_0)$ hoặc $q_3 = f_2(BQ_1)$ (hình 1-4 a, b) trên đồ thị thường cho công suất hơi định mức, với công suất dưới định mức có thể cho trên đồ thị hoặc phải tính theo công thức kinh nghiệm:

$$q_3 = q_{os} \frac{D_0}{D}, \% \quad (1-49a)$$



Hình 1-4a. Quan hệ giữa q_3 với sản lượng hơi D , kg/s hoặc T/h .

5. Tổn thất do nhiệt vật lý của tro xỉ Q_6, q_6 .

Đây là tổn thất nhiệt do xỉ thải ra ngoài còn ở nhiệt độ cao, thậm chí còn có thể ở thể lỏng nóng chảy. Nói chung Q_6, q_6 không lớn, thường chỉ cần tính đối với loại nhiên liệu nhiều tro xỉ $A^{qd} > 1,5\%$ hoặc khi thải xỉ lỏng, theo công thức sau:

$$Q_6 = a_x \frac{A_{lv}}{100} C_x t_x, \text{ kJ/kg} \quad (1-50a)$$

hoặc:

$$q_6 = \frac{Q_6}{Q_{dv}} \cdot 100\% \quad (1-50b)$$

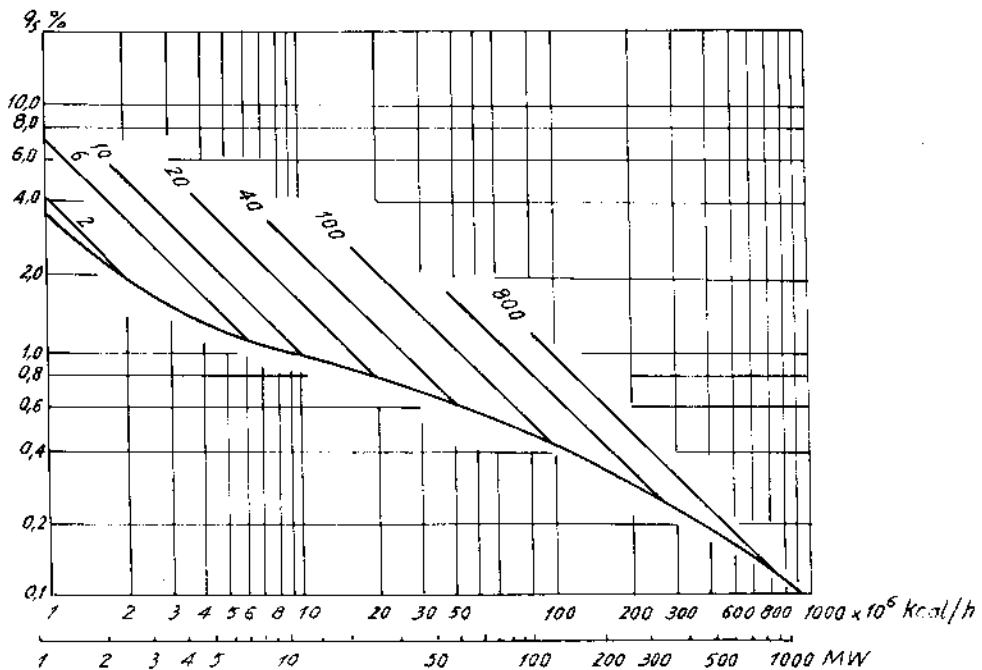
trong đó:

t_x - nhiệt độ của tro xỉ thải ra, đối với lò ghi hoặc lò than phun thải xỉ khô, có thể lấy khoảng $600 \div 700^\circ\text{C}$, nếu thải xỉ lỏng có thể lấy cao hơn nhiệt độ nóng chảy của tro xỉ khoảng 100°C do kể đến nhiệt ẩn nóng chảy của tro xỉ, bằng khoảng $1400 \div 1500^\circ\text{C}$;

C_x là nhiệt dung riêng của tro xỉ, cho trong các bảng, bằng khoảng $0,8 \div 1,2 \text{ kJ/kg.độ}$;

a_x - tỷ lệ tro rơi theo xỉ.

Đôi khi trong q_6 còn tính đến cả tổn thất nhiệt do làm mát hộp tro xỉ, dầm làm mát ghi v.v... bằng nước hoặc không khí bên ngoài.



Hình 1-4b. Quan hệ giữa q_6 với năng suất nhiệt BQ_1 , kcal/h hoặc MW.

1.5.3 Thí nghiệm cân bằng nhiệt lò hơi.

Khi lắp ráp hoặc sửa chữa lớn xong thường phải tiến hành thí nghiệm cân bằng nhiệt, xác định hiệu suất và các loại tổn thất nhiệt của lò hơi ở các điều kiện khác nhau về phụ tải và hệ số không khí thừa, làm cơ sở để xác định chế độ vận hành thích hợp, tìm biện pháp giảm bớt tổn thất, nâng cao hiệu suất, tiết kiệm nhiên liệu.

Thường dùng hai cách thí nghiệm: cân bằng thuận (phương pháp trực tiếp) và cân bằng nghịch (phương pháp gián tiếp).

Trong thí nghiệm cân bằng thuận, cần xác định nhiệt lượng có ích và nhiệt lượng đưa vào rồi tính hiệu suất:

$$\eta_t = \frac{Q_1}{Q_{đv}} \cdot 100\% \approx \frac{Q_1}{Q_t^{iv}} \cdot 100\% = \frac{\sum D_i \Delta i_i}{BQ_t^{iv}} \cdot 100\% \quad (1-51a)$$

Với lò hơi công suất nhỏ thường dùng phương pháp này vì có thể đo được các đại lượng như sản lượng hơi hoặc nước nóng, độ tăng entanpi, lượng nhiên liệu tiêu hao và nhiệt trị của nó.

Với lò hơi công suất lớn, thường dùng phương pháp cân bằng nghịch và xác định hiệu suất nhiệt theo biểu thức:

$$\eta_t = 100 - (q_2 + q_3 + q_4 + q_5 + q_6), \% \quad (1-51b)$$

Như vậy, phải xác định các loại tổn thất nhiệt rồi tính hiệu suất. Phải chú ý tính sai số cục bộ và toàn bộ thí nghiệm. Khi xác định theo cân bằng thuận thì sai số tương đối của hiệu suất:

$$\delta\eta = \sqrt{\left(\frac{\Delta D}{D}\right)^2 + \left(\frac{\Delta \Delta i_i}{\Delta i_i}\right)^2 + \left(\frac{\Delta B}{B}\right)^2 + \left(\frac{\Delta Q_t^{iv}}{Q_t^{iv}}\right)^2} \quad (1-52a)$$

trong đó ΔD , $\Delta \Delta i_i$, ΔB , ΔQ_t^{iv} - sai số tuyệt đối của sản lượng hơi hoặc nước, của hiệu entanpi, của lượng tiêu hao nhiên liệu và nhiệt trị.

Và sai số tuyệt đối của hiệu suất:

$$\Delta\eta = \delta\eta \cdot \eta, \% \quad (1-52b)$$

Khi xác định theo cân bằng nghịch thì sai số tương đối bằng:

$$\delta\eta = \sqrt{\left(\frac{\Delta q_2}{q_2} \frac{q_2}{\sum q}\right)^2 + \left(\frac{\Delta q_3}{q_3} \frac{q_3}{\sum q}\right)^2 + \left(\frac{\Delta q_4}{q_4} \frac{q_4}{\sum q}\right)^2 + \left(\frac{\Delta q_5}{q_5} \frac{q_5}{\sum q}\right)^2 + \left(\frac{\Delta q_6}{q_6} \frac{q_6}{\sum q}\right)^2} \quad (1-53a)$$

trong đó: $\Delta q_2, \Delta q_3, \Delta q_4, \Delta q_5, \Delta q_6$ là sai số tuyệt đối của các loại tổn thất.

Sai số tuyệt đối của hiệu suất :

$$\Delta\eta = \Delta\Sigma q = \delta\Sigma q \cdot \Sigma q\% \quad (1-53b)$$

Sau khi có kết quả thí nghiệm, xây dựng đường quan hệ giữa các loại hiệu suất và tổn thất q với công suất D làm cơ sở chọn phụ tải kinh tế, đồng thời xây dựng

quan hệ giữa tổng tổn thất Σq với hệ số không khí thừa để xác định chế độ vận hành hợp lý.

1.5.4 Sơ qua về hiệu suất exergi

Trong cân bằng nhiệt, ta lấy nhiệt lượng đại diện cho năng lượng để so sánh, đánh giá. Đây là phương pháp truyền thống, hiện nay vẫn đang sử dụng rộng rãi. Tuy nhiên, phương pháp này có nhược điểm là trong tổn thất phải kể đến cả phần năng lượng mà trong môi trường thực tế xung quanh không thể khai thác sử dụng được, tức là phần năng lượng có trong những vật có nhiệt độ bằng hoặc thấp hơn nhiệt độ môi trường xung quanh, do đó rất có thể rút ra những kết luận không thật hợp lý về mặt kỹ thuật. Thí dụ khi phân tích cân bằng nhiệt trong nhà máy nhiệt điện thì lò hơi có thể coi là thiết bị hoàn thiện nhất, hiệu suất có thể đạt đến $92 \div 93\%$, trong khi đó bình ngưng có tổn thất lớn nhất, có thể đến $30 \div 40\%$. Từ kết quả đó dễ đưa đến kết luận là cần hoàn thiện bình ngưng; nhưng thực ra nhiệt lượng do nước làm mát ra khỏi bình ngưng rất khó tận dụng vì nhiệt độ của nước đó không cao hơn nhiệt độ môi trường bao nhiêu.

Những năm gần đây, để đại diện cho năng lượng người ta còn dùng một thông số khác, đó là exergi, tức là phần năng lượng tối đa có thể sử dụng được trong điều kiện môi trường xung quanh.

Đối với môi chất, exergi bằng:

$$e = (i - i_0) - T_0(s - s_0), \text{ kJ/kg} \quad (\text{a})$$

Với nhiệt lượng q truyền từ vật có nhiệt độ T , thì exergi của lượng nhiệt này bằng:

$$e_q = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) q, \text{ kJ/kg} \quad (\text{b})$$

Ở đây i, s, T là entanpi, entropi và nhiệt độ của vật ở trạng thái khảo sát, còn i_0, s_0, T_0 là entanpi, entropi và nhiệt độ của vật ở trạng thái cân bằng với môi trường.

Hiệu suất exergi được tính như sau:

$$\eta_e = \frac{e_r}{e_v} \cdot 100\% = 1 - \frac{\Delta e}{e_v} \quad (\text{c})$$

trong đó:

e_r là exergi lấy ra được từ hệ thống, trong lò hơi đó là exergi của hơi hoặc nước nóng lấy ra, tính bằng:

$$e_r = (i_1 - i_0) - T_0(s_1 - s_0);$$

e_v là exergi đưa vào, bằng exergi của nước cấp và exergi của nhiệt lượng truyền từ khối đến môi chất:

$$e_v = e_{nc} + e_q = (i_{nc} - i_0) - T_0(s_{nc} - s_0) + q\left(1 - \frac{T_0}{T_{ht}}\right), \text{ kJ/kg}$$

Thí dụ với một lò hơi có chế độ làm việc: nhiệt độ trong buồng lửa là 2000°C , nhiệt độ không khí ngoài trời là 10°C , áp suất khí quyển $0,98 \text{ bar}$, nước cấp là nước bão hoà ở áp suất là 4 kPa , hơi quá nhiệt sản xuất ra có thông số là $p_1 = 166,70 \text{ bar}$, $T_1 = 550^\circ\text{C}$, ta tính được :

$$e_r = (3472 - 42) - (273 + 10) \cdot (6,5029 - 0,1511) = 1631 \text{ kJ/kg}$$

$$e_v = (139 - 42) - (273 + 10) \cdot (0,4241 - 0,1511) + 3633\left(1 - \frac{10 + 273}{2000 + 273}\right) = 3225 \text{ kJ/kg}$$

$$\eta_c = \frac{1631}{3225} \cdot 100\% = 50,6\%$$

Ta thấy tổn thất exergi trong lò hơi lên đến khoảng 50% và người ta tính được tổn thất trong tuabin chỉ khoảng 4%. Với kết quả này thì chính lò hơi là thiết bị đáng được quan tâm cải tiến mà không nên tốn thì giờ tìm biện pháp tận dụng nhiệt thải ra từ bình ngưng.

1.6 SƠ QUA VỀ QUÁ TRÌNH SINH HƠI VÀ NGƯNG TỤ TRONG LÒ HƠI VÀ HỆ THỐNG CẤP NHIỆT

Nước cũng như nhiều đơn chất thường gặp đều có thể tồn tại ở pha hơi (khí), pha lỏng và pha rắn tùy theo điều kiện áp suất và nhiệt độ. Dưới tác dụng của nhiệt các chất sẽ thay đổi trạng thái và có thể thay đổi pha. Trong hệ thống cấp nhiệt thường tiến hành trao đổi nhiệt trong điều kiện gần như đẳng áp. Thực ra, ta có quá trình đẳng áp khi lò hơi và hệ thống cấp nhiệt làm việc ổn định, nghĩa là hơi sản xuất vừa bằng lượng hơi tiêu thụ. Nếu lượng hơi sản xuất ra nhiều hơn lượng tiêu thụ thì áp suất hệ thống sẽ tăng và ngược lại, nếu hơi sản xuất ra ít hơn lượng tiêu thụ thì áp suất sẽ giảm xuống.

Khi nhận nhiệt đẳng áp thì thể tích riêng thường tăng hoặc trọng lượng riêng giảm, entanpi và entropi luôn luôn tăng còn nhiệt độ chỉ tăng khi tồn tại một pha và không thay đổi khi chuyển pha hoặc hai ba pha cùng tồn tại. Nếu duy trì áp suất trong phạm vi trạng thái ba pha và trạng thái tới hạn thì khi nhận nhiệt, nhiệt độ, pha rắn tăng dần, đến nhiệt độ nóng chảy (hoặc đông đặc) thì không thay đổi cho đến khi pha rắn chuyển hoàn toàn thành pha lỏng, sau đó nhiệt độ lại tăng dần cho đến nhiệt độ bão hoà (hoặc nhiệt độ sôi), nhiệt độ không thay đổi cho đến khi pha

lỏng chuyển hoàn toàn thành pha hơi, sau đó nhiệt độ tiếp tục tăng. Khi thải nhiệt thì ngược lại.

Dưới phạm vi trạng thái 3 pha, khi nhận nhiệt pha rắn chuyển thành pha hơi, không qua pha lỏng, ta gọi là thăng hoa.

Trên phạm vi áp suất tới hạn, không còn ranh giới giữa pha lỏng và pha hơi. Còn trong phạm vi giữa p_3 và p_k (xem hình 1-5) thường gặp cũng có một số đặc điểm như sau:

- Khi áp suất tăng thì nhiệt độ bão hoà tăng, thí dụ ở áp suất 2 bar thì nhiệt độ bão hoà là $120,23^\circ\text{C}$, ở 8 bar là $170,42^\circ\text{C}$, ở 20 bar là $212,37^\circ\text{C}$, nhưng cao nhất cũng chỉ đạt 374°C ở áp suất rất cao là 225,22 bar; cho nên muốn gia nhiệt ở nhiệt độ cao thì dùng hơi ở áp suất cao.

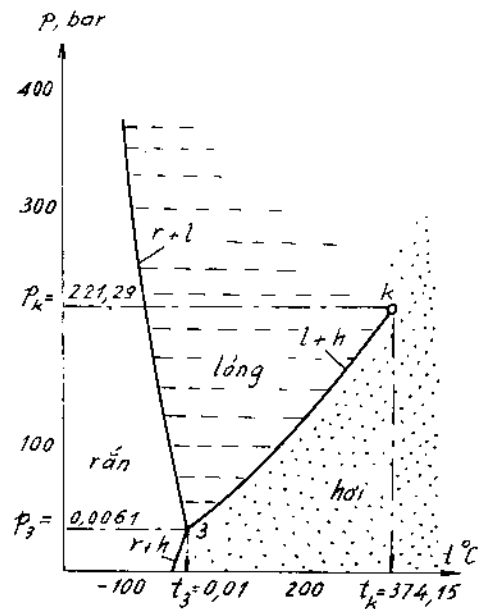
- Khi áp suất tăng thì nhiệt ẩn hoá hơi hoặc ngưng tụ giảm. Thí dụ ở áp suất khí quyển khoảng 1 bar thì nhiệt ẩn là 2258 kJ/kg, ở 8 bar còn 2048 kJ/kg, ở 20 bar còn 1891 kJ/kg, và ở 225,22 bar chỉ còn 27,4 kJ/kg; cho nên khi không cần gia nhiệt ở nhiệt độ cao thì không nên dùng hơi ở áp suất cao.

- Khi áp suất cao thì sự chênh lệch mật độ giữa pha lỏng và pha hơi giảm, ảnh hưởng không tốt đến tuần hoàn tự nhiên. Thí dụ như ở áp suất khí quyển $\rho' : \rho'' = 1,694 : 0,0010432 = 1624$ lần, ở 8 bar là: $0,2403 : 0,0011149 = 215,5$ lần; ở 100 bar, là: $0,01803 : 0,0014521 = 12,4$ lần.

Từ trạng thái tới hạn trở lên, sự chênh lệch này không còn nữa nên không thể có tuần hoàn tự nhiên mà phải dùng tuần hoàn cưỡng bức.

- Khi áp suất thay đổi thì sự phân bố nhiệt lượng cho các giai đoạn của quá trình hoá hơi cũng thay đổi. Thí dụ đưa nước từ 20°C hoá thành hơi quá nhiệt ở 500°C , dưới áp suất 1 bar thì nhiệt lượng cần cho quá trình đun sôi bằng $q_{12} = i' - i_1 = 417,4 - 83,7 = 337$ kJ/kg, nhiệt cần cho quá trình hoá hơi bằng $q_{23} = r = 2258$ kJ/kg, nhiệt cần cho quá trình quá nhiệt bằng: $q_{34} = i - i'' = 3488 - 2675 = 813$ kJ/kg; tổng nhiệt lượng bằng 3479,3 kJ/kg.

Nếu áp suất là 100 bar thì $q_{12} = 1407,7 - 93,2 = 1314,5$ kJ/kg, $q_{23} = 1317$ kJ/kg, $q_{34} = 3372 - 2725 = 647$ kJ/kg và tổng nhiệt lượng bằng 3278,8 kJ/kg.



Hình 1-5. Đồ thị p-t của H₂O

Ta thấy là lò hơi áp suất càng cao, tỷ lệ bề mặt dàn sinh hơi càng giảm so với bề mặt bộ hâm nước và bộ quá nhiệt. Nếu cho 1 kg hơi quá nhiệt ở 500°C thải nhiệt, ngưng thành nước 20°C ở các áp suất khác nhau thì cũng thải ra nhiệt lượng tương ứng.

- Cũng cần lưu ý là khi chuyển pha, sôi và ngưng thì hệ số toả nhiệt đối lưu rất lớn, nhiệt độ lại không thay đổi, nhiệt lượng trao đổi nhiều. Do vậy trong hệ thống cấp nhiệt rất hay sử dụng quá trình sôi và ngưng.

QUÁ TRÌNH CHÁY VÀ THIẾT BỊ BUỒNG LỬA

Như đã nói đến ở chương 1, thiết bị sinh hơi có hai nhiệm vụ chính: nhiệm vụ thứ nhất là chuyển hoá năng của nhiên liệu thành nhiệt năng một cách có hiệu quả nhất, tức là tiến hành quá trình đốt cháy nhiên liệu một cách triệt để, đó là nội dung chính của chương hai này. Nhiệm vụ chính thứ hai là truyền nhiệt từ sản phẩm cháy cho môi chất với hiệu quả cao nhất để biến môi chất từ thể lỏng ở nhiệt độ bình thường thành nước nóng, nước sôi, hơi bão hoà hoặc hơi quá nhiệt thoả mãn nhu cầu của hệ tiêu dùng, đó sẽ là đối tượng nghiên cứu của chương ba.

2.1 CƠ SỞ LÝ THUYẾT CỦA QUÁ TRÌNH CHÁY TRONG BUỒNG LỬA

2.1.1 Các giai đoạn của quá trình đốt cháy nhiên liệu trong buồng lửa

Từ khi đưa vào buồng lửa đến khi đốt cháy hết nhiên liệu đã trải qua một quá trình thay đổi về vật lý và hoá học rất phức tạp xen kẽ lẫn nhau, nói chung có thể chia thành mấy giai đoạn chính như sau:

Đối với nhiên liệu rắn, quá trình cháy gồm 4 giai đoạn:

- Giai đoạn sấy nóng và sấy khô nhiên liệu.
- Giai đoạn thoát chất bốc và tạo cốc.
- Giai đoạn cháy chất bốc và cốc.
- Giai đoạn tạo tro xỉ.

Đối với nhiên liệu lỏng không có giai đoạn tạo cốc và tạo xỉ. Với nhiên liệu khí chỉ có giai đoạn sấy nóng và cháy.

Các giai đoạn của quá trình cháy không phải tiến hành tuần tự, tách biệt mà thường tiến hành gối đầu nhau, xen kẽ nhau.

Thời gian tiến hành các giai đoạn dài hay ngắn phụ thuộc vào nhiều yếu tố như đặc tính của nhiên liệu, cấu tạo của buồng lửa và phương pháp vận hành. Dưới đây sẽ khảo sát tỷ mỉ hơn từng giai đoạn của quá trình cháy.

2.1.2 Quá trình sấy nóng và sấy khô nhiên liệu

Khi nhiên liệu được đưa vào buồng lửa đang vận hành, lập tức nhận được nhiệt từ không khí nóng, từ sản phẩm cháy, từ lớp than đang cháy, từ vách tường của buồng lửa v.v... Phương thức truyền nhiệt từ không khí nóng là đối lưu, từ sản phẩm cháy là đối lưu và bức xạ, từ lớp than đang cháy là dẫn nhiệt và bức xạ, từ vách buồng lửa cũng là bức xạ v.v...

Khi nhận được nhiệt, nhiên liệu được sấy nóng và sấy khô. Nhiệt độ của nhiên liệu tăng dần, lượng ẩm trong nhiên liệu cũng nhận được nhiệt, nhiệt độ tăng dần và bốc hơi với cường độ mạnh dần. Khi nhiệt độ lên đến khoảng 100°C thì ẩm bốc hơi mãnh liệt, cho đến khi bốc hầu hết độ ẩm bề mặt thì nhiệt độ tiếp tục tăng và bước sang giai đoạn thoát chất bốc.

Nhiên liệu có nhiệt độ ban đầu càng thấp, độ ẩm càng cao thì nhiệt lượng cần để sấy càng nhiều, thời gian sấy càng dài, lượng không khí cần cũng nhiều. Nhưng cần lưu ý là ở giai đoạn này cần không khí chỉ với tư cách là tác nhân sấy, chứ không phải là cung cấp oxy cho quá trình cháy.

2.1.3 Giai đoạn thoát chất bốc và tạo cốc

Nhiên liệu đã sấy khô, nếu tiếp tục nhận nhiệt thì nhiệt độ tăng lên, chất bốc thoát ra dần và có thể bắt đầu cháy. Mỗi loại nhiên liệu bắt đầu thoát chất bốc ở nhiệt độ khác nhau, than nâu bắt đầu ở nhiệt độ 130 đến 170°C , than đá bắt đầu 210 đến 260°C , than gầy và antraxit bắt đầu ở 380 đến 400°C hoặc cao hơn.

Trong quá trình đốt nóng nhiên liệu, nhiều hợp chất cacbua hydro bị nhiệt phân thành những nguyên tố đơn giản cacbon và hydro. Những hợp chất hữu cơ gồm nhiều hydro thường dễ thoát chất bốc, dễ phân huỷ và dễ cháy nhưng nhiệt từ các chất bốc thường không cao và cháy với ngọn lửa không sáng. Khó nhiệt phân nhất là metan (CH_4); phải trên 600°C metan mới phân huỷ; nhưng lại cho những chất điểm cacbon ở thể rắn rất khó cháy gọi là "muội than" hoặc "mồ hóng". Những loại nhiên liệu chứa nhiều metan như dầu madút, khí thiên nhiên, khí cháy hình

thành nhiều hạt "muội than" nóng đỏ tạo thành ngọn lửa sáng và tăng khả năng truyền nhiệt bức xạ của ngọn lửa.

2.1.4 Giai đoạn cháy

Cháy là quá trình phản ứng hoá học giữa oxy và các thành phần cháy được có toả nhiều nhiệt và ánh sáng. Tốc độ cháy phụ thuộc vào nhiệt độ và nồng độ chất cháy được.

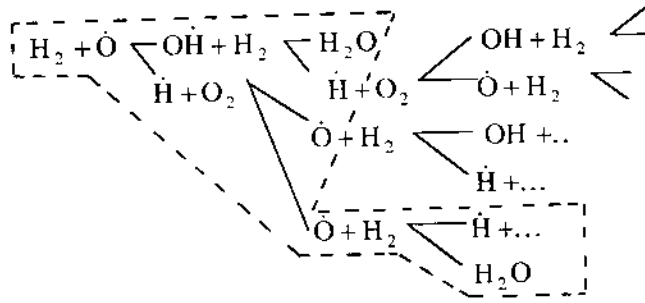
Ở một nhiệt độ nhất định, tốc độ cháy phụ thuộc vào nồng độ chất cháy được trong hỗn hợp nhiên liệu và không khí. Nồng độ thấp, tốc độ cháy chậm; nồng độ cao, tốc độ cháy nhanh. Còn ở một nồng độ nhất định, tốc độ cháy phụ thuộc rất nhiều vào nhiệt độ, ảnh hưởng của nhiệt độ đối với quá trình cháy lớn hơn rất nhiều ảnh hưởng của nồng độ. Nhiệt độ bắt lửa của các loại nhiên liệu không giống nhau: củi, gỗ, than bùn, than nâu có nhiệt độ bắt lửa thấp nhất, vào khoảng 250°C , than đá với thành phần chất bốc $V^{\text{ch}} > 20\%$ khoảng 300 đến 350°C ; than gầy, antraxit, than cốc bắt lửa khoảng 650 đến 800°C ; dầu madút khoảng 500 đến 600°C , khí lò cao khoảng 700 đến 800°C .

Sau khi bắt lửa, tốc độ cháy càng mãnh liệt, tuy nồng độ chất cháy giảm dần; đó là do nhiệt độ buồng lửa tăng cao. Cho đến khi cháy hết khoảng 80 đến 90% chất cháy được thì phản ứng mới giảm dần tốc độ. Ta khảo sát tỉ mỉ hơn giai đoạn cháy chất bốc, tức là các chất khí cháy được như hydro, oxyt cacbon, v.v... và giai đoạn cháy cốc.

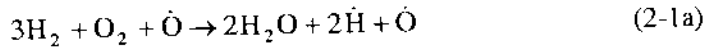
a. Phản ứng cháy dây chuyền của chất khí:

Trong giai đoạn sấy và thoát chất bốc, những chất khí cháy được như H_2 , CO , v.v... gặp oxy trong không khí đã có phản ứng oxy hoá, toả nhiệt nhưng ban đầu khi nhiệt độ còn thấp, tốc độ phản ứng chậm, nhiệt phát ra chưa đủ đốt nóng để toả ra ánh sáng. Nhiệt độ tăng dần, khi nhiệt độ tăng cao, phản ứng cháy tăng nhanh hơn rất nhiều, gấp hàng trăm hàng ngàn lần so với các phản ứng hoá học thông thường. Đó không chỉ là do ảnh hưởng của nhiệt độ cao mà chủ yếu là phản ứng cháy dây chuyền nhờ có những trung tâm hoạt tính như các nguyên tử tự do H , O hoặc gốc OH v.v... và trong quá trình cháy dây chuyền lại có thể tạo ra nhiều trung tâm hoạt tính mới nữa. Để làm thí dụ ta hãy khảo sát phản ứng cháy dây chuyền hai chất khí chủ yếu trong chất bốc là H_2 và CO .

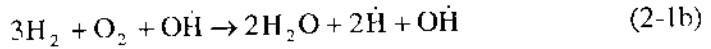
Phản ứng cháy dây chuyền của H_2 , có thể trình bày như sau: khi phân tử H_2 gặp trung tâm hoạt tính O ta có:



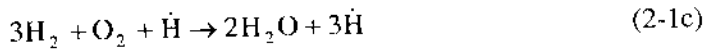
Từ phản ứng dây chuyền trên, có thể tách để viết ra các phản ứng sau:



Ta cũng có thể tách theo một chu kỳ khác được phản ứng:



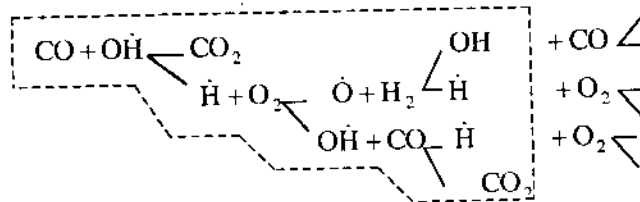
hoặc:



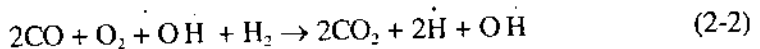
Như vậy, nhờ một trung tâm hoạt tính, hoặc O, hoặc H hoặc OH đã góp phần cháy H_2 và sau một chu kỳ cháy lại sinh ra 3 trung tâm hoạt tính mới cùng với sản phẩm cuối cùng là H_2O .

Ta thấy là sản phẩm cháy H_2 cuối cùng vẫn là H_2O , nhiệt lượng toả ra cũng không nhiều hơn nhưng tốc độ cháy tăng nhanh hơn rất nhiều và tạo thêm nhiều trung tâm hoạt tính mới, càng thúc đẩy quá trình cháy nhanh hơn.

Phản ứng cháy dây chuyền của CO có thể viết như sau:

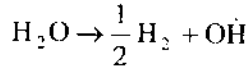


Từ phản ứng dây chuyền trên, có thể tách để viết ra phản ứng sau:



Ta cũng thấy, cháy CO cuối cùng vẫn cho ra sản phẩm là CO_2 , vẫn được lượng nhiệt như thế, nhưng lại tạo thêm được 3 trung tâm hoạt tính mới, thúc đẩy quá trình cháy mãnh liệt hơn.

Chú ý thêm rằng, có những phản ứng phân huỷ, nhận nhiệt cũng có thể tạo thành những trung tâm hoạt tính mới, thúc đẩy quá trình cháy như:



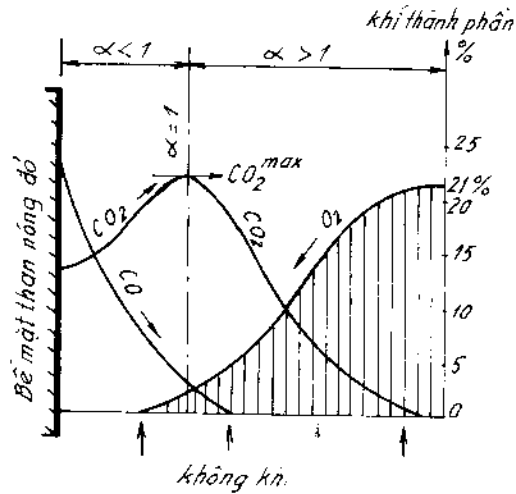
Do vậy khi than cháy, phun một ít nước hoặc hơi nước vào sẽ làm cho quá trình cháy mãnh liệt hơn do có thêm trung tâm hoạt tính, tuy nhiên nhiệt lượng không những không tăng, mà sẽ giảm khi phun nước vì tổn nhiệt lượng để nước hoá hơi.

b. Quá trình cháy của chất rắn:

Khi cục nhiên liệu đưa vào buồng lửa đang vận hành, xung quanh có không khí, sản phẩm cháy, tường lò có nhiệt độ cao, sẽ nhận nhiệt, lượng ẩm bốc hơi dần và chất bốc cũng thoát ra.

Hơi nước và chất bốc thoát ra bao bọc lấy hạt nhiên liệu, ngăn cách sự tiếp xúc giữa oxy cùng trung tâm hoạt tính với bề mặt than cốc.

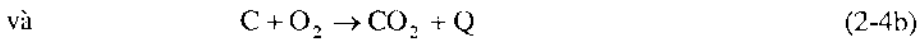
Nhưng rồi nhờ sự khuếch tán của hơi nước và chất bốc từ mặt than ra ngoài và sự khuếch tán của oxy và trung tâm hoạt tính từ ngoài vào trong, tiếp xúc được với bề mặt than tạo thành phần ứng cháy. Sản phẩm cháy mới tạo thành cũng ngăn cách sự tiếp xúc giữa oxy và bề mặt, nhưng rồi cũng nhờ hiện tượng khuếch tán cả hai phía nên quá trình cháy có thể tiếp tục. Vì một mặt có các phản ứng cháy tạo thành sản phẩm cháy, mặt khác có sự khuếch tán theo xu thế đồng đều hoá nồng độ các chất khí, nên hình thành sự phân bố các chất khí xung quanh bề mặt hạt than như sau:



Hình 2-1. Sự phân bố các chất khí xung quanh hạt than.

Khí CO: ở sát mặt nhiên liệu có nồng độ lớn nhất, càng ra xa càng giảm dần CO tạo thành được, vì mặt cốc có nhiệt độ cao, gặp oxy đồng thời có hai phản ứng tạo thành CO và CO₂ như sau:





Tỷ lệ CO và CO₂ tạo thành phụ thuộc vào nhiệt độ, ở khoảng 1200°C chúng xấp xỉ nhau, nhiệt độ càng cao tỷ lệ CO càng lớn.

Mặt khác khi C ở trên mặt cốc nhiệt độ cao, thiếu ôxy, gặp CO₂ sẽ có phản ứng hoàn nguyên thu nhiệt:



Ngoài ra, nếu có hơi nước hoặc nước tiếp xúc với mặt cốc nhiệt độ cao thì hơi nước sẽ làm cốc "khí hoá" theo phản ứng:



Càng xa mặt cốc nồng độ CO càng giảm, một mặt là do sự khuếch tán, mặt khác còn do phản ứng cháy CO khi gặp O₂ theo phản ứng:



- Khí CO₂ như trên đã nói, khi mặt cốc bị ôxy phản ứng sẽ tạo thành CO₂ cùng CO, mặt khác khi CO khuếch tán ra ngoài, gặp ôxy cũng sẽ cháy, tạo thành CO₂, nên ở cách bề mặt cốc một khoảng nào đó, nồng độ đạt giá trị lớn nhất CO₂^{max}, sau đó do khuếch tán nồng độ CO₂ giảm xuống.

- Khí O₂. Trong dòng không khí ở cách xa mặt cốc có nồng độ O₂ lớn nhất, sẽ khuếch tán dần vào mặt cốc. Trên đường khuếch tán gặp CO sẽ tiến hành phản ứng cháy như đã nêu trên, nồng độ giảm dần khi tiếp xúc với mặt cốc, sẽ phản ứng với C để tạo thành CO và CO₂, nên ở bề mặt cốc giá trị của nồng độ O₂ là nhỏ nhất.

Như vậy để nhiên liệu có thể cháy triệt để, cần có các điều kiện sau:

- Nhiệt độ đủ cao, nhiệt độ càng cao quá trình cháy càng tốt.

- Hệ số không khí thừa thích hợp, quá nhỏ, không đủ ôxy, quá lớn, làm cho nhiệt độ giảm xuống.

- Thời gian lưu lại trong buồng lửa của nhiên liệu đủ dài.

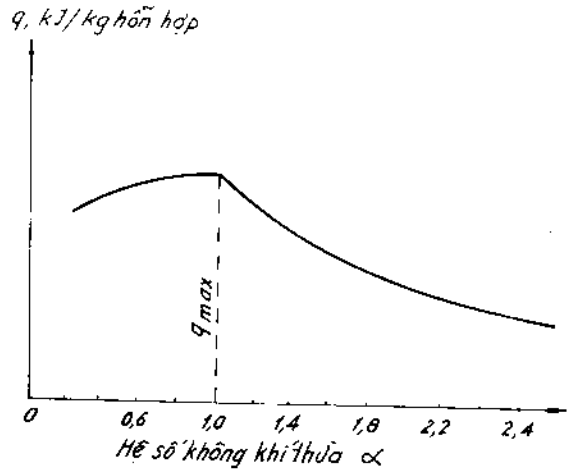
Tuy nhiên các điều kiện trên không phải có tác dụng riêng rẽ mà có ảnh hưởng lẫn nhau rất nhiều.

Nếu nhiệt độ trong buồng lửa thấp thì phản ứng cháy chậm, đòi hỏi thời gian lưu lại trong buồng lửa dài thì hạt nhiên liệu mới kịp cháy hết trước khi ra khỏi buồng lửa. Nếu nhiệt độ trong buồng lửa càng cao, phản ứng càng nhanh thì thời gian lưu lại trong buồng lửa không cần dài cũng có thể cháy hoàn toàn được. Hơn nữa khi phản ứng cháy diễn ra càng nhanh, nhiệt lượng toả ra càng nhiều, nhiệt độ lại càng cao thì đòi hỏi thời gian lưu lại trong buồng lửa lại càng ngắn.

Hệ số không khí thừa có ảnh hưởng rất lớn đến quá trình cháy, vì nó có ảnh hưởng rất lớn đến nhiệt độ trong buồng lửa. Nhiệt độ buồng lửa không chỉ phụ thuộc vào số lượng và chất lượng nhiên liệu đưa vào mà còn phụ thuộc rất nhiều vào lượng không khí và khả năng tiếp xúc giữa không khí với nhiên liệu.

Nếu không khí đưa vào vừa đủ, tức hệ số không khí thừa $\alpha = 1$, đồng thời hỗn hợp tối thì nhiệt lượng toả ra ứng với 1 kg hỗn hợp nhiên liệu và không khí là lớn nhất (hình 2-2).

Nếu thiếu không khí, tức là $\alpha < 1$ thì phản ứng cháy không hoàn toàn, nhiệt lượng toả ra là ít hơn. Nếu $\alpha > 1$ thì hỗn hợp loãng, lượng nhiên liệu trong 1 kg hỗn hợp ít, nên nhiệt lượng phát ra ít, nhiệt độ trong buồng lửa thấp, cháy chậm và dễ cháy không hoàn toàn.



Hình 2-2. Quan hệ giữa nhiệt lượng toả ra với hệ số không khí thừa.

Việc chọn hệ số không khí thừa thích hợp thường dựa theo kinh nghiệm và thực nghiệm, tùy theo loại nhiên liệu, cách đốt cũng như hình dạng và kích thước buồng lửa. Không khí có thể đưa vào cùng một lúc với nhiên liệu hoặc đi qua lớp nhiên liệu, lượng không khí này thường gọi là gió cấp một, cũng có thể đưa riêng thêm sau để cháy kiệt nhiên liệu, cải thiện quá trình cháy lượng không khí này thường gọi là gió cấp hai. Tỷ lệ gió cấp một và cấp hai cũng phụ thuộc vào tính chất của nhiên liệu và cách đốt.

Cũng cần nhắc lại là đôi khi có thể cho thêm hơi nước hoặc nước vào buồng lửa làm cho tốc độ cháy tăng lên, cường độ cháy tăng lên, đó là nhờ tốc độ làm cốc "khí hoá" cũng như phản ứng phân huỷ tạo thành trung tâm hoạt tính, nhưng nhiệt lượng thì không những không được tăng lên mà sẽ giảm xuống nếu dùng nước để phun.

2.1.5 Giai đoạn tạo tro xỉ

Sau quá trình cháy, những chất rắn không cháy được sẽ tạo thành tro xỉ. Tro là những chất rắn không cháy được nhưng không bị nóng chảy còn xỉ chính là tro nóng chảy tạo thành.

Trong quá trình cháy, dưới tác động của nhiệt, các thành phần của nhiên liệu sẽ thay đổi nhiều về tính chất vật lý cũng như hoá học. Trước tiên các tinh thể nước ngậm trong một số chất như thạch cao ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) hoặc $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ sẽ bốc hơi ở nhiệt độ khoảng 500°C .

Nếu nhiệt độ tiếp tục nâng cao, một số muối khoáng phân huỷ thành các oxyt và CO_2 tự do thoát ra ngoài, thí dụ như:

Ở nhiệt độ khoảng 500°C , có phản ứng phân huỷ :



Ở nhiệt độ khoảng 800 đến 950°C , có các phản ứng:



Nếu nhiệt độ tiếp tục nâng cao, các thành phần của tro lần lượt nóng chảy, dễ chảy nhất là các kim loại kiềm và các hợp chất của chúng (K_2O , Na_2O nóng chảy ở 800 đến 1000°C) và các chlorua. Sulfua sắt (FeS_2), trong môi trường hoàn nguyên có thể nóng chảy ở nhiệt độ 800 đến $900 \div 1070^\circ\text{C}$, còn trong môi trường oxy hoá thì sẽ chuyển thành Fe_2O_3 v.v...

Khi một số thành phần nóng chảy, hoá thành thể lỏng, có thể hoà tan một số thành phần khác vốn khó chảy, tạo thành những chất cùng tinh có nhiệt độ nóng chảy thấp hơn. Thí dụ nếu trong tro có nhiều thành phần oxyt silic tự do (SiO_2) thì dễ cùng với các chất FeO , FeS , CaO , MgO , v.v... tạo thành chất cùng tinh dễ nóng chảy và dễ hoà tan được chất Al_2O_3 vốn rất khó nóng chảy. Do vậy nếu trong tro có nhiều thành phần SiO_2 thì tro đó dễ nóng chảy, nếu ít SiO_2 thì tro đó khó nóng chảy.

Tuỳ theo tính chất và các nhiệt độ biến dạng, nhiệt độ mềm và nhiệt độ nóng chảy của tro, ta có thể chọn phương pháp thải tro xỉ thích hợp: có thể thải tro ở nhiệt độ không quá 850°C , có thể thải xỉ khô ở nhiệt độ cao hơn hoặc thải xỉ lỏng ở nhiệt độ cao hơn nhiệt độ nóng chảy của tro.

2.2 CÁC YẾU CẦU VÀ PHÂN LOẠI BUỒNG LỬA

2.2.1 Các tiêu chuẩn kinh tế kỹ thuật đối với buồng lửa

Buồng lửa là hệ thống thiết bị và không gian để tiến hành các giai đoạn của quá trình cháy nhiên liệu. Khi thiết kế cần chú ý các tiêu chuẩn sau:

1. Có khả năng đốt cháy hoàn toàn nhiều loại nhiên liệu khác nhau, với hệ số không khí thừa nhỏ nhất, các loại tổn thất nhiệt ít nhất, trong phạm vi thay đổi phụ tải lớn nhất.

2. Có kích thước nhỏ, tiết kiệm được nguyên vật liệu. Muốn vậy phải nâng cao được cường độ cháy và cường độ truyền nhiệt. Cường độ cháy cao tức là nhiệt thế thể tích của buồng lửa, nhiệt thế diện tích của ghi phải cao. Muốn tăng cường độ truyền nhiệt, phải tăng cường tỷ lệ bề mặt truyền nhiệt bức xạ, chọn các chuyển động của môi chất thích hợp, tránh đóng cấu cặn, tro xỉ, và nếu có đóng cấu cặn và tro xỉ thì có thể làm sạch được một cách dễ dàng. Nhiệt thế thể tích của buồng lửa hoặc nhiệt thế diện tích của ghi thường xác định theo kinh nghiệm hoặc thực nghiệm tùy thuộc đặc tính của nhiên liệu, hình dạng kích thước của buồng lửa và ghi cùng với phương thức vận hành.

3. Cấu tạo đơn giản, chắc chắn, rẽ tiền, dễ chế tạo, dễ theo dõi kiểm tra, dễ sửa chữa, bảo dưỡng.

4. Vận hành đơn giản, nhẹ nhàng, ổn định mà lại có thể điều chỉnh linh hoạt, dễ dàng tự động hoá.

2.2.2 Phân loại buồng lửa

Qua quá trình phát triển lâu đời, đến nay đã có rất nhiều loại buồng lửa khác nhau. Dựa theo cách đốt, có thể chia 3 loại lớn, trong mỗi loại lớn lại có thể chia thành nhiều loại nhỏ.

Đó là:

1. *Buồng lửa đốt theo tầng* (buồng lửa ghi). Nhiên liệu được xếp theo tầng, thường là ở trên ghi để đốt. Loại buồng lửa này chỉ đốt được nhiên liệu rắn.

2. *Buồng lửa phun*, trong loại buồng lửa này, nhiên liệu được phun vào cùng không khí, hỗn hợp với nhau và tiến hành các giai đoạn của quá trình cháy trong không gian buồng lửa. Loại buồng lửa này có thể đốt được tất cả các dạng nhiên liệu: nhiên liệu khí, nhiên liệu lỏng phun thành hạt hoặc nhiên liệu rắn nghiền thành bột.

3. *Buồng lửa hỗn hợp*: trong loại buồng lửa này nhiên liệu có thể một phần cháy theo tầng, một phần cháy trong không gian như buồng lửa xoáy hoặc cháy lơ lửng, bập bùng trong một khoảng không gian buồng lửa, không xếp hẳn thành lớp mà cũng không bay hẳn theo sản phẩm cháy như trong buồng lửa tầng lỏng (tầng sôi).

2.3 BUỒNG LỬA CHÁY TẦNG

Là loại buồng lửa dùng rất phổ biến trong lò hơi công suất nhỏ và trung bình mà phần lớn dùng vào mục đích cấp nhiệt; ở đây nhiên liệu được xếp thành từng tầng để tiến hành các giai đoạn của quá trình cháy. Thiết bị để xếp nhiên liệu gọi là ghi lò, nó có các nhiệm vụ là: đỡ nhiên liệu không bị lọt, không bị rơi; để cho không khí (gió cấp 1) thổi qua ghi và qua lớp nhiên liệu xếp trên ghi và nhiều khi còn làm nhiệm vụ thải tro xỉ nữa.

Có rất nhiều loại ghi, có thể chia thành ghi cố định và ghi di động. Có loại ghi cố định hoàn toàn, có loại ghi có thể chuyển động bộ phận như có thể lắc hoặc lật được. Ghi có thể làm thành từng thanh ghép lại cũng có thể làm thành từng tấm. Ghi có thể xếp tạo thành mặt phẳng, có thể xếp thành mặt nghiêng hoặc bậc thang.

Ghi di động thường dùng là ghi xích, có loại ghi xích chuyển động thuận chiều, trước ra sau, có loại chuyển động ngược chiều sau ra trước, tùy theo phương pháp cấp nhiên liệu.

2.3.1 Buồng lửa ghi cố định

Đây là loại buồng lửa dùng trong lò hơi công suất nhỏ, sản lượng hơi thường không quá 2 T/h.

1. *Quá trình cháy của nhiên liệu trên ghi cố định*

Khi lớp nhiên liệu mới được xếp lên trên lớp nhiên liệu đang cháy trên ghi trong buồng lửa, lập tức nhận được nhiệt, rồi tiến hành các giai đoạn của quá trình cháy.

Lớp nhiên liệu mới, nhận nhiệt từ hai phía: phía trên do bức xạ từ ngọn lửa có chứa các chất khí 3 nguyên tử, những hạt, tro, xỉ, than, muối bỏ hống, v.v... đang nóng đỏ, từ tường lò; phía dưới lớp than nhận nhiệt do dẫn nhiệt khi tiếp xúc với lớp than đang cháy, do đối lưu từ không khí nóng và sản phẩm cháy từ phía ghi thổi lên.

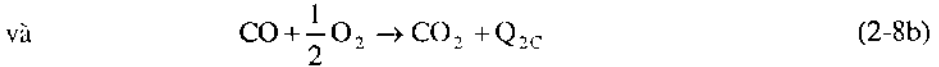
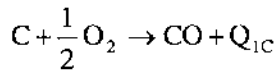
Khi nhận nhiệt, nhiên liệu được sấy nóng dần, độ ẩm bốc hơi, nhiên liệu khô dần, tiếp đến là chất bốc thoát ra, gặp oxy trong không khí sẽ cháy, một phần cháy ngay trong lớp than, phần còn lại sẽ cháy trong không gian buồng lửa nếu được gặp oxy. Nhiên liệu ít chất bốc như than gầy, antraxit thì cháy chủ yếu trên ghi, còn

nhiều chất bốc như củi, gỗ, bã mía, than nâu, than bùn và một số than đá thì chất bốc chủ yếu cháy trong buồng lửa.

Phân cốc thì cháy trên ghi. Khi không khí từ dưới thổi lên qua khe hở của ghi, qua lớp tro đã cháy còn nóng, bản thân không khí được sấy nóng và cung cấp một phần oxy rất nhỏ để cháy kiệt những phân cốc còn lại trong tro xỉ. Không khí tiếp tục đi lên, gặp cốc đã được sấy nóng, và lại hàm lượng oxy trong không khí còn nhiều, nên cháy rất mạnh, tạo thành vùng oxy hoá:



hoặc:

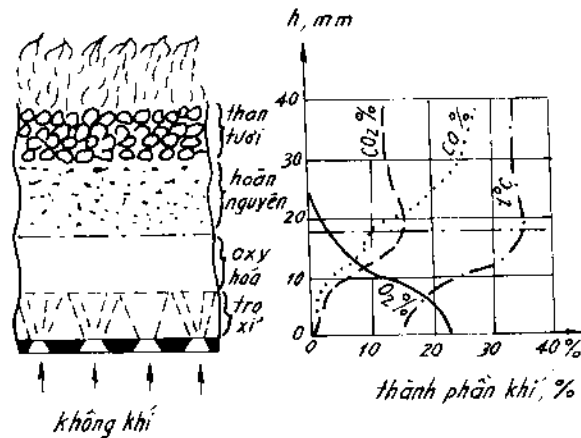


Trong đó: $Q_C = Q_{1C} + Q_{2C}$

Tỷ lệ oxy giảm, tỷ lệ CO₂ tăng dần. Dòng khí tiếp tục đi lên, khi oxy thiếu, CO₂ gặp C dưới nhiệt độ cao sẽ xảy ra phản ứng hoàn nguyên thu nhiệt:



nên nhiệt độ trong tầng nhiên liệu cháy có phần giảm xuống, lượng CO₂ cũng giảm còn CO tăng lên, nên vùng này gọi là vùng hoàn nguyên. Hình 2-3 biểu thị các vùng trong lớp nhiên liệu trên ghi và sự phân bố nhiệt độ cùng với thành phần



Hình 2-3. Phân bố vùng, nhiệt độ và thành phần khí trên ghi cố định.

các chất khí trên ghi cố định. Ta thấy, dưới cùng ở lớp sát ghi là tro xỉ, đến lớp oxy hoá, lớp hoàn nguyên và trên cùng là lớp than tươi. Ranh giới giữa các vùng có thể tạm chia như sau: ranh giới giữa lớp tro xỉ và lớp oxy hoá có thể lấy bề mặt giao nhau của các chùm không khí thổi từ dưới lên qua các khe hở của ghi, trong vùng

này thành phần oxy cao nhất còn nhiệt độ hãy còn thấp, CO và CO₂ rất ít, có thể coi là chưa có vì quá trình cháy còn rất chậm.

Ranh giới giữa vùng oxy hoá và vùng hoàn nguyên là bề mặt có nồng độ CO₂ tối đa CO₂^{max} và nhiệt độ là cao nhất. Theo thực nghiệm, chiều dày vùng oxy hoá không quá 3 đến 4 lần đường kính trung bình của hạt nhiên liệu. Trong vùng này lượng oxy giảm rất nhanh, nhiệt độ tăng nhiều, đạt giá trị cực đại khi bắt đầu đi vào vùng hoàn nguyên, CO₂ cũng đạt mức cực đại. Chiều dày vùng hoàn nguyên thì phụ thuộc vào lớp than tươi cấp vào và sẽ thay đổi trong chu kỳ cấp than.

Như vậy ta thấy là qua lớp hoàn nguyên đến lớp than tươi trên đó, bao giờ cũng có lượng khí CO chưa cháy, do vậy trong nhiều trường hợp người ta cấp thêm không khí vào phía trên lớp than mà thường gọi là gió cấp hai để cháy hết CO cũng như chất khí khác cháy chưa hết.

Nếu cấp gió và nhiên liệu vào buồng lửa một cách thường xuyên thì vị trí các vùng trên ghi sẽ cố định, không thay đổi.

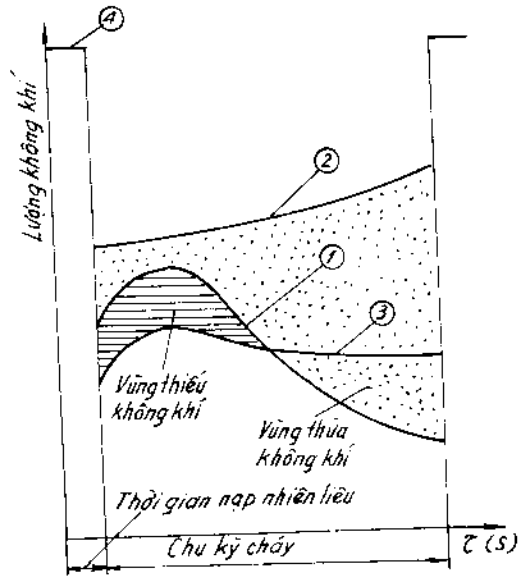
Ta cũng thấy, qua lớp hoàn nguyên, lượng CO tăng lên, có nghĩa là tổn thất nhiệt do cháy không hoàn toàn về mặt hoá học tăng lên, do vậy về mặt lý thuyết lớp hoàn nguyên càng mỏng, thậm chí không có thì càng tốt, nghĩa là trên mặt ghi chỉ có lớp tro xỉ, vùng oxy hoá là tốt nhất. Nhưng trong thực tế, nếu lớp nhiên liệu quá mỏng, dễ bị thổi bay, nhất là khi kích thước hạt nhiên liệu không đồng đều, dễ có hiện tượng ổ gà trên lớp than trên mặt ghi, có nơi gió đi qua, thổi hết nhiên liệu vun thành đống xung quanh, càng vun cao thì gió càng không thể thổi qua, nên sự phân phối không khí càng không đồng đều, nơi thừa nơi thiếu oxy, làm tăng tổn thất nhiệt do cháy không hoàn toàn cả về cơ học cả về hoá học, những lúc đó cần trang lại lớp nhiên liệu cho đồng đều. Mặt khác cũng không nên nghĩ rằng cứ đổ lớp nhiên liệu càng dày thì cường độ cháy càng mạnh, mà phải chọn chiều dày lớp nhiên liệu thích hợp tùy theo tính chất và kích thước của hạt nhiên liệu. Theo kinh nghiệm vận hành, có thể tham khảo chọn chiều dày lớp nhiên liệu trong buồng lửa ghi cố định như sau: với than cám antraxit, đường kính hạt trung bình 2 đến 5 mm có thể chọn chiều dày lớp nhiên liệu từ 60 mm đến 120 mm; than đơn có thể chọn đến 200 mm; than bùn chọn 300 mm đến 900 mm, gỗ; bã mía có thể chọn từ 600 đến 1500 mm.

Cung cấp không khí cho quá trình cháy là một vấn đề rất quan trọng. Trong buồng lửa ghi cố định, nhiên liệu thường cấp theo chu kỳ, khoảng 5 đến 10 phút một lần. Trong một chu kỳ cấp nhiên liệu như vậy, nhu cầu về không khí cho quá trình cháy thay đổi mà lượng không khí thực tế đưa vào cũng thay đổi, rất tiếc sự thay đổi đó không đồng bộ nên khó tránh khỏi giai đoạn thiếu giai đoạn thừa không khí.

Hình 2-4 biểu diễn sự thay đổi lượng không khí theo chu kỳ cấp nhiên liệu.

Khi mở cửa cấp nhiên liệu, không khí tràn vào qua cửa cấp than theo đường 4. Khi đóng cửa không khí được đưa qua ghi cấp cho buồng đốt theo đường 2. Đường này có xu hướng tăng theo thời gian do lớp nhiên liệu mỏng dần, trở lực giảm dần, nên lượng không khí cấp vào tăng lên, trong khi đường số 1 biểu thị nhu cầu của không khí cho quá trình cháy, giai đoạn đầu chỉ cần một ít không khí với tư cách là tác nhân sấy để sấy nóng, sấy khô và thoát chất bốc.

Sau đó, khi chất bốc và cốc cháy là lúc nhu cầu oxy nhiều nhất, lượng không khí cấp vào đòi hỏi lớn nhất, sau đó lượng không khí yêu cầu giảm dần, đoạn cuối cùng chỉ cần một ít không khí để cháy kiệt. Vì không khí đưa vào không thể lập tức tiếp xúc hoàn toàn với thành phần cháy được của nhiên liệu nên đường 3 biểu thị lượng không khí được sử dụng thực tế cho quá trình đốt cháy nhiên liệu. Tuy nhiên các đường biểu diễn chỉ mang tính chất định tính, nêu lên quy luật thay đổi, thông thường khó tránh khỏi giai đoạn thiếu, giai đoạn thừa không khí. Thừa thiếu nhiều hay ít tùy thuộc vào loại nhiên liệu, chế độ vận hành. Theo kinh nghiệm với buồng lửa ghi cố định thường chọn hệ số không khí thừa trong khoảng



Hình 2-4. Lượng không khí thay đổi theo chu kỳ cấp nhiên liệu:

1. Lượng không khí yêu cầu; 2. Không khí cấp thực tế; 3. Lượng không khí được sử dụng; 4. Khi mở cửa cấp nhiên liệu.

1,3 đến 1,5. Như vậy về danh nghĩa là thừa từ 30 đến 50% nhưng thực tế thì vẫn không cháy hết hoàn toàn những hạt than cũng như những chất khí như CO, v.v... kể cả trường hợp đã đưa thêm gió cấp 2 vào phía trên lớp nhiên liệu.

2. Cấu tạo buồng lửa ghi cố định và các ưu nhược điểm

a. Cấu tạo của buồng lửa ghi cố định (hình 2-5)

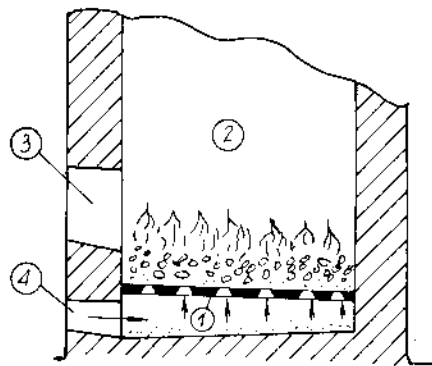
Đây là loại buồng lửa đơn giản nhất, lâu đời nhất, thường gồm hai bộ phận chính là ghi lò (1) và buồng lửa (2), ngoài ra còn có cửa cấp nhiên liệu (3), cửa thông gió và cửa thải tro xỉ (4), đôi khi còn có cả cuộn lò và các lỗ gió cấp hai.

1.a Cấu tạo buồng lửa:

Buồng lửa là không gian để cháy kiệt nhiên liệu chủ yếu là cháy các chất khí và những hạt nhiên liệu nhỏ bay theo khối. Buồng lửa cần có một kích thước thích hợp. Thường người ta quan tâm nhiều đến tỷ lệ giữa thể tích buồng lửa và nhiệt lượng tỏa ra khi đốt nhiên liệu. Cũng có người còn quan tâm đến tỷ lệ giữa thể tích buồng lửa với diện tích bề mặt truyền nhiệt và cả tỷ lệ giữa thể tích của buồng lửa tương ứng với lượng hơi sản xuất ra trong một đơn vị thời gian, v.v... Những đại lượng này cũng lấy theo kinh nghiệm và các tác giả cũng nêu lên những số liệu khác nhau. Nhiều tác giả cho số liệu về nhiệt thể thể tích $q_v = Q/V_{bu}$, W/m^3 bằng khoảng $(300 \div 350) \cdot 10^3 W/m^3$ đối với than đá và bằng khoảng $(200 \div 300) \cdot 10^3 W/m^3$ đối với củi.

Xung quanh buồng lửa có thể là tường xây bằng gạch chịu lửa, cũng có thể là các bề mặt truyền nhiệt cho môi chất, cũng có thể là dàn ống che trước tường xây. Xây bằng gạch có ưu điểm là nhiệt độ trong buồng lửa cao, quá trình cháy tốt, nhưng tốn gạch và dễ bị hỏng.

Buồng lửa bao quanh bằng bề mặt truyền nhiệt hoặc dàn ống có ưu điểm là tận dụng được nhiệt bức xạ, giảm được đáng kể kim loại, cũng giảm được gạch chịu lửa xây tường,



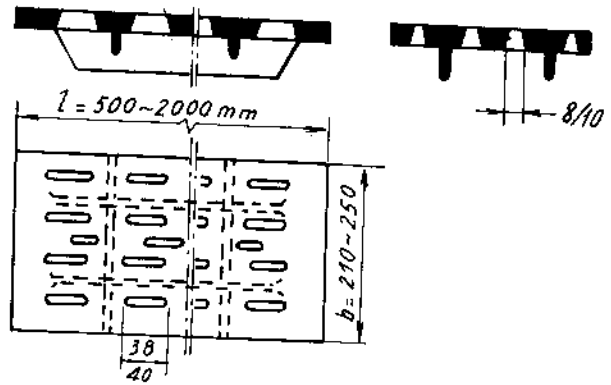
Hình 2-5. Cấu tạo buồng lửa ghi cố định.

tường ít bị hư hỏng nhưng nhiệt độ trong buồng lửa thấp, quá trình cháy khó hơn. Phía trước buồng lửa, có thể xây thêm cuốn lò để phản xạ nhiệt, giúp cho quá trình cháy tốt hơn. Đôi khi còn trở thêm các cửa gió cấp hai để cấp thêm oxy cháy kiệt các chất khí, nhất là CO và các hạt than nhỏ chưa cháy hết bị khối cuốn theo. Cửa cấp than thường có kích thước $350 \times 450 \text{ mm}$, mép dưới mặt cách mặt bằng phục vụ khoảng 500 đến 700 mm để thuận tiện cho việc cấp than. Đôi khi trên buồng lửa còn lắp thêm các cửa phồng nổ.

2.a Cấu tạo của ghi lò:

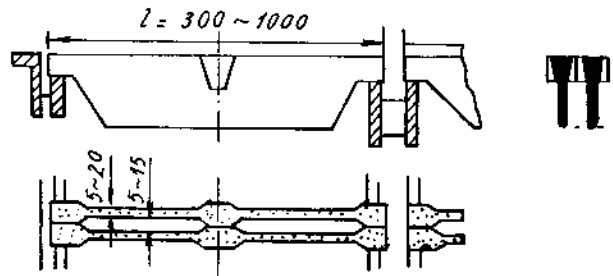
Ghi lò thủ công có các nhiệm vụ: đỡ lớp nhiên liệu tránh rơi, tránh lọt, tạo điều kiện để cấp gió thổi từ dưới ghi qua lớp nhiên liệu và thải tro xỉ đã cháy. Do vậy ghi thủ công chia làm hai phần: phần đỡ nhiên liệu không lọt, không rơi và phần khe hở để thông gió và thải xỉ. Tỷ lệ giữa diện tích các khe hở với tổng diện tích của ghi gọi là tỷ lệ tiết diện động (hoặc tiết diện sống), nó tùy thuộc vào tính chất của nhiên liệu và cấu tạo của ghi. Tổng diện tích của ghi cần đảm bảo một nhiệt thể diện tích ghi $q_R = Q/R$ thích hợp, bằng khoảng $(900 \div 1050) \cdot 10^3 W/m^2$ khi đốt than và khoảng $600 \cdot 10^3 W/m^2$ khi đốt gỗ.

Thường dùng hai loại ghi: ghi tấm và ghi thanh. Ghi tấm (hình 2-6) thường đúc bằng gang thành từng tấm chiều rộng khoảng 210 đến 250 mm, chiều dài không quá 2200 mm để tiện việc tháo lắp qua cửa lò. Ghi tấm có các cánh ghi để tăng sức bền và tản nhiệt, trên ghi có các lỗ hình bầu dục, trên nhỏ dưới to để tránh bị khe hở, chiều rộng 8/10 hoặc 10/15 mm, chiều dài 38/40 mm, tỷ lệ tiết diện sống khoảng 8 đến 16% thường dùng để đốt than cám.



Hình 2-6. Ghi tấm.

Ghi thanh (hình 2-7) là những thanh ghi ghép lại, giữa hai thanh tạo thành khe hở khoảng 5 đến 15 mm, phía dưới cũng rộng hơn một chút



Hình 2-7. Ghi thanh.

để tránh bị khe hở. Mỗi thanh ghi có chiều rộng khoảng 5 đến 20 mm, phía trên rộng hơn vài mm, chiều dài khoảng 300 đến 1000 mm, dưới lá ghi cũng có cánh để đảm bảo sức bền và tản nhiệt, tỷ lệ tiết diện sống khoảng 25 đến 60%.

b. Ưu nhược điểm của buồng lửa ghi cố định

Buồng lửa ghi cố định có các ưu nhược điểm chính sau:

- Cấu tạo rất đơn giản, không có các chi tiết chuyển động, nên rẻ tiền.
- Vận hành dễ dàng, đơn giản, luôn có lớp tro xỉ ngăn cách ghi lò với lớp than đang cháy nên ít bị hư hỏng.

- Công suất bị hạn chế do diện tích ghi bị hạn chế. Để đảm bảo rải nhiên liệu đều trên ghi, chiều sâu ghi không quá 2 đến 2,5 m, chiều rộng ứng với mỗi cửa cấp than không quá 1 đến 1,5 m, nên công suất thường khó vượt 2 T/h.

- Hiệu suất khó năng cao, do tổn thất q_4 và q_2 thường lớn. Đó là do khó giải quyết mâu thuẫn giữa yêu cầu thông gió và thải xỉ tốt mà không để nhiên liệu bị lọt làm tăng q_4 và q_2 lớn vì buồng đốt thủ công khó bố trí bề mặt truyền nhiệt phụ, nên khó giảm nhiệt độ khói thải.

- Việc vận hành khá nặng nhọc đối với công nhân, nhất là trong khâu cấp nhiên liệu và thải tro xỉ.

- Việc cấp nhiên liệu theo chu kỳ, khoảng 5 đến 10 phút một lần, khó đáp ứng được yêu cầu của quá trình cháy, làm cho sản lượng và thông số hơi dễ dao động. Hơn nữa mỗi lần mở cửa cấp than, gió lạnh tràn vào làm giảm nhiệt độ buồng lửa, ảnh hưởng quá trình cháy, gió lạnh còn gây nên ứng suất nhiệt đột ngột với các bề mặt truyền nhiệt xung quanh buồng lửa.

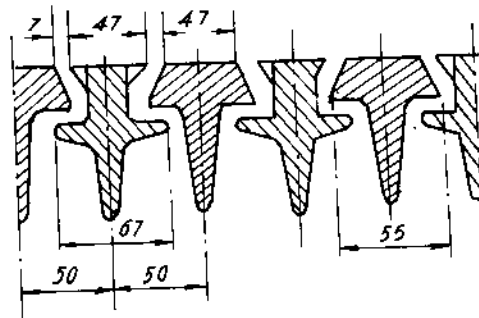
c. Một số biện pháp cải tiến

Dựa vào các ưu nhược điểm, người ta đã thử nghiệm, cải tiến buồng lửa ghi cố định theo các hướng: cải tiến cấu tạo của ghi, cách bố trí ghi, cách cấp nhiên liệu, thải tro xỉ và cả cách đốt.

1.c Cải tạo cấu tạo của ghi:

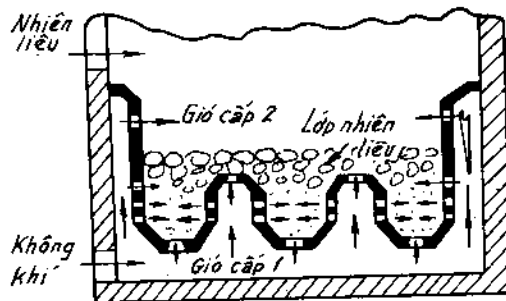
Có các phương án cải tiến sau:

- Dùng thanh ghi có tiết diện đặc biệt gọi là ghi không lọt (hình 2-8), cấu tạo phức tạp mà hiệu quả không rõ nét, nên sử dụng chưa nhiều.



Hình 2-8. Thanh ghi không lọt.

- Ghi thổi gió ngang (hình 2-9). Ở đây thanh ghi có phần tiết diện thẳng đứng, trên có lỗ hoặc là khe hở để gió thổi ngang, giữa các thanh ghi ghép lại cũng có khe hở. Nhờ các lỗ hoặc khe hở trên tiết diện thẳng đứng gió thổi ngang xuyên vào lớp nhiên liệu nên đảm bảo cấp đủ gió cải thiện rõ rệt quá trình cháy, giảm được nhiên liệu lọt và bay giảm được q_4 nhất là khi đốt các phụ phẩm nóng làm sản, ít tro mà lại nhẹ.



Hình 2-9. Ghi thổi gió ngang.

- Buồng lửa "ghi tường" 2 lớp, còn gọi là buồng lửa Cook hoặc buồng lửa hình móng ngựa, đã dùng đốt bã mía rất hiệu quả.

Buồng lửa hình trụ, tiết diện hình móng ngựa, tường phần dưới làm hai lớp, giữa có khe hở thông với quạt gió, trên tường trong có lỗ, một hàng ở phía trên làm nhiệm vụ thông gió cấp hai và một số hàng ở dưới làm nhiệm vụ thông gió cấp một. Nhiên liệu bã mía rót từ trên xuống, chất thành đồng cao, gió được quạt đưa qua khe hở giữa hai lớp tường, qua các hàng lỗ thổi thẳng vào đồng bã mía và tiến hành các giai đoạn của quá trình cháy.

Loại buồng lửa này có ưu điểm là:

- Gió được sấy nóng nên quá trình cháy khá tốt.
- Tường của buồng lửa được làm mát nên ít bị hư hỏng.
- Gió thổi ngang, nên giảm được nhiên liệu và tro bị cuốn theo khói, giảm được tổn thất do cháy không hoàn toàn.

Nó cũng có một số nhược điểm như:

- Khó thải tro xỉ, chỉ phù hợp với loại nhiên liệu ít tro như bã mía.
- Khó cháy kiệt vào trong đồng nhiên liệu, nên chỉ phù hợp với loại lò hơi công suất nhỏ và đốt các nhiên liệu xếp như bã mía.

2.c Giảm nhẹ cường độ cấp nhiên liệu và thải tro xỉ.

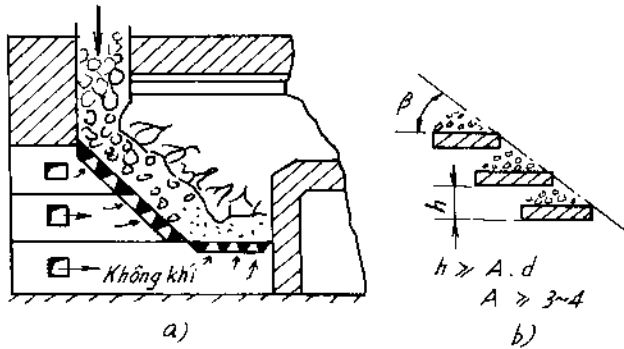
Thường dùng các biện pháp sau:

- Dùng ghi lật, ghi lắc, hoặc ghi quay. Mục đích là để thải một phần hoặc toàn bộ tro xỉ khi đã cháy xong mà giảm nhẹ được lao động, cũng cải thiện được phần nào quá trình cháy vì đã đánh toi được lớp tro xỉ bám xung quanh hạt nhiên liệu. Ở đây các tấm ghi được lắp thêm các hệ thống đòn bẩy, có thể lắc, lật hoặc quay để thải tro xỉ đã cháy xong. Nói chung quá trình cháy không thay đổi nhiều so với ghi cố định, có thể kết hợp với các biện pháp cấp nhiên liệu khác để giảm bớt cường độ lao động.

- Ghi nghiêng và ghi bậc thang (hình 2-10). Mục đích của ghi nghiêng và ghi bậc thang là giảm bớt lao động cho việc cấp than, đôi khi cả việc thải tro xỉ, nhờ vào trọng lượng của bản thân nhiên liệu trượt trên tấm ghi đặt nghiêng hoặc những thanh ghi xếp thành bậc thang với một tốc độ khá chậm, khoảng 1 đến 2 m/h. Góc nghiêng lấy theo kinh nghiệm, đốt gỗ, than bùn, lấy khoảng $32 \div 36^\circ$, than đá lấy $43 \div 50^\circ$.

Còn có loại ghi nghiêng dòn cấp, một lớp ghi động sắp xen kẽ với một lớp ghi cố định để hỗ trợ thêm quá trình cấp nhiên liệu, nên góc nghiêng có thể dùng bé hơn, chỉ khoảng $15 \div 18^\circ$.

Quá trình cháy trên ghi nghiêng không hoàn toàn giống nhau. Trên ghi tấm trượt, quá trình cháy hầu như chỉ tiến hành từ trên xuống, kết hợp với chiều trượt của tấm nhiên liệu, nên đường ranh giới giữa các vùng cháy là một mặt nghiêng. Còn đối với ghi bậc thang, vì trên bậc thang luôn giữ một lượng nhiên liệu đang cháy, lại có thêm không khí nên quá trình cháy còn tiến hành cả từ dưới lên, cũng theo mặt nghiêng vì kết hợp với chiều trượt của nhiên liệu.



Hình 2-10. a. Ghi nghiêng; b. Ghi bậc thang.

Việc sử dụng ghi nghiêng và ghi bậc thang có các ưu điểm là:

- Quá trình cháy trải dài theo ghi nên có thể cung cấp không khí theo từng vùng phù hợp hơn với nhu cầu của quá trình cháy.

- Việc cấp nhiên liệu tương đối liên tục và nhẹ nhàng hơn.

Nhưng cũng có khuyết điểm là: cấu tạo và vận hành hơi phức tạp, khó điều chỉnh lượng nhiên liệu cấp vào để phù hợp với nhu cầu sử dụng hơi.

Loại ghi nghiêng hay bậc thang thường dùng dùng đốt gỗ, bã mía và nhiên liệu ẩm.

3.c Các biện pháp giảm nhẹ lao động cấp nhiên liệu

Ngoài việc cải tạo lá ghi còn dùng các biện pháp cấp nhiên liệu khác để giảm nhẹ lao động như:

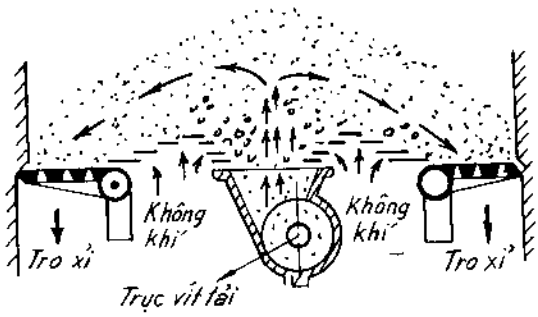
- Cấp than bằng vít tải, thường kết hợp ghi nghiêng hoặc ghi bậc thang cùng với ghi lật thải tro xỉ. Vít tải đặt ở vị trí thấp, khi quay sẽ đùn nhiên liệu từ dưới lên (hình 2-11), quá trình cháy tiến hành từ trên xuống, khi cháy xong, tạo thành tro xỉ, dón ra hai phía, rồi dùng ghi lật hoặc ghi quay thải ra ngoài. Loại này có ưu điểm là thiết bị gọn nhỏ, mức độ cơ khí hoá cao, cháy liên tục nhưng có khuyết điểm là vít tải có thể bị tắc, bị kẹt nhất là khi đốt nhiên liệu ẩm, nhiệt độ nóng chảy của tro thấp.

Hất than bằng cơ khí: có thể dùng với ghi cố định, ghi lật cũng như ghi xích, đôi khi kết hợp với băng tải, khí nén. Hất than bằng cơ khí có thể gặp các dạng: bàn đẩy, xéng hất, tay hất, v.v... (hình 2-12). Bàn đẩy (a), có dạng như bàn cước chuyển động qua lại, nhận than rồi đẩy xuống, thường kết hợp với ghi nghiêng hoặc ghi bậc thang. Tay hất (b), dưới tác dụng của lò xo và bánh cam, xéng hất qua lại khoảng 10 lần một phút hất than vào buồng lửa.

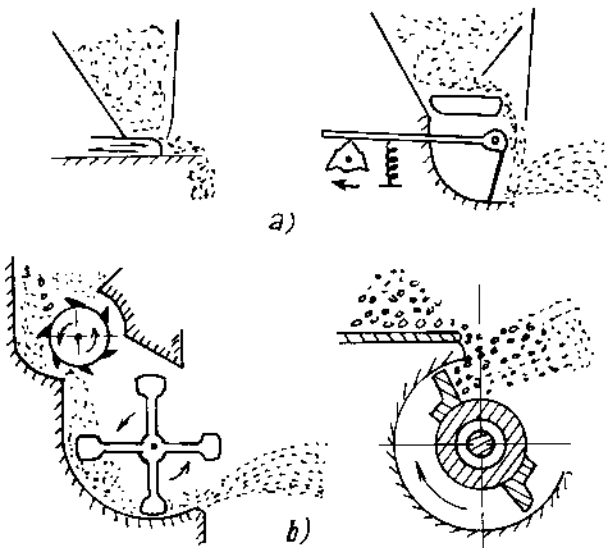
Tay hất gắn trên trục quay với tốc độ khá lớn, khoảng 500 đến 800 v/ph, có thể quay thuận chiều hoặc ngược chiều để hất than.

Người ta có thể điều chỉnh độ văng xa của than bằng cách điều chỉnh tốc độ quay và góc hất của tay quay. Đặc điểm chung của hất bằng cơ khí là những hạt có kích thước lớn thì văng xa hơn, trong quá trình bay trong buồng lửa, hạt nhiên liệu nhận nhiệt và tiếp xúc với không khí, tiến hành một phần hay tất cả các giai đoạn của quá trình cháy, cho nên cháy tốt hơn. Tuy nhiên than nhỏ bị bay nhiều hơn, và than ẩm có thể bị dính.

- Thổi than bằng khí nén. Người ta có thể dùng không khí nén, áp suất loại thấp khoảng 200 đến 1200 Pa, hoặc cao từ 2500 đến 3000 Pa, hoặc hơi nước có áp suất 0,06 đến 0,15 MPa qua ống phun tăng tốc độ đến khoảng 30 đến 80 m/s để



Hình 2-11. Buồng lửa cấp than bằng vít tải.



Hình 2-12. Hất than bằng cơ khí.

thổi than vào buồng lửa. Ở đây phân bố hạt than ngược với hạt cơ khí, hạt nhỏ bay xa, hạt to rơi gần.

- Cũng vì quy luật phân bố hạt than ngược nhau, nên nhiều khi người ta kết hợp hạt than bằng cơ khí và khí nén, như vậy phân bố hạt than đồng đều hơn, cháy sẽ tốt hơn. Mỗi máy hạt than kiểu hỗn hợp có thể cấp từ 200 đến 1500 kg than/h theo chiều sâu từ 1,5 đến 5 m và 0,9 đến 1,1 m chiều rộng. Theo kinh nghiệm, máy hạt than làm việc tốt với cỡ hạt không quá 19 mm, các cỡ hạt từ 0 đến 6 mm, 6 đến 12 mm, 12 đến 19 mm mỗi thứ chiếm khoảng 1/3 là thích hợp, than nhiều chất bốc cháy tốt hơn, cám antraxit vẫn khó cháy, tổn thất do cháy không hoàn toàn về cơ học khá lớn có thể tới 16%.

4.c Cải tiến cách đốt

Ngoài phương pháp đóng bánh than thành nhiều dạng khác nhau, người ta đã và đang thử nghiệm một số cách đốt trong buồng đốt thủ công như: phương pháp đốt ngược, phương pháp dùng ghi kép, phương pháp khí hoá than.

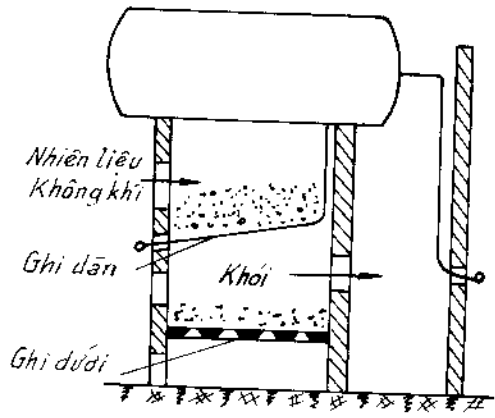
• *Phương pháp đốt ngược* có thể giới thiệu sơ lược như sau: trên mặt ghi thông thường, ta cấp một lớp nhiên liệu khá dày khoảng 300 đến 400 mm, nhóm lửa từ mặt trên và nhiên liệu cháy từ trên xuống, các vùng trên ghi ngược với bình thường, trên cùng là lớp tro xỉ, tiếp đến là vùng cháy, vùng sấy nóng, sấy khô và thoát chất bốc, dưới cùng là lớp than tươi. Chiều dày lớp tro xỉ tăng dần, lớp than tươi giảm dần còn các vùng khác thì di chuyển từ trên xuống dưới, cháy ổn định. Ở Trung Quốc đã thử nghiệm trên lò hơi LSGF 0,2 - 4 - A, có công suất định mức 200 kg/h, áp suất dư 0,4 MPa, nhiệt thể tích buồng lửa 1460 MJ/m³.h, nhiệt thể tích ghi 2430 MJ/m².h, thể tích buồng đốt 0,524 m³, dùng quạt gió áp suất 880 m²t/h, không có gió cấp hai. Khi thử nghiệm, mỗi lần cấp 130 đến 150 kg than, năng suất khoảng 210 kg hơi/h, tổn thất 38 kg, khi không có bề mặt truyền nhiệt phụ, khối thải có nhiệt độ 378°C, nồng độ bụi 48,7 mg/m³tc, hiệu suất bằng 62,2%, lắp thêm bề mặt truyền nhiệt phụ, nhiệt độ khối thải còn 214°C, hiệu suất tăng thêm 5%.

Tổng kết thấy phương pháp đốt ngược có các ưu điểm: chu kỳ cấp than dài hơn nhiều nên cháy ổn định, hiệu suất cao hơn và điều kiện môi trường tốt hơn do không có khói đen và ít tro bụi hơn.

Nhưng đốt ngược cũng còn nhiều nhược điểm: mỗi chu kỳ cấp than cũng chỉ kéo dài từ 3 đến 4 giờ sau đó lại phải đánh lò, nhóm lửa, công việc vẫn không liên tục, vất vả, nhất là than dễ đóng xỉ. Lớp than tươi nhận nhiệt chủ yếu là do dẫn nhiệt từ lớp trên nên khó bắt lửa, nhất là khi thông gió mạnh, nên khó đốt than xấu.

Để lò đốt ngược làm việc được liên tục, người ta cũng đã dùng máy cấp than từ dưới lên.

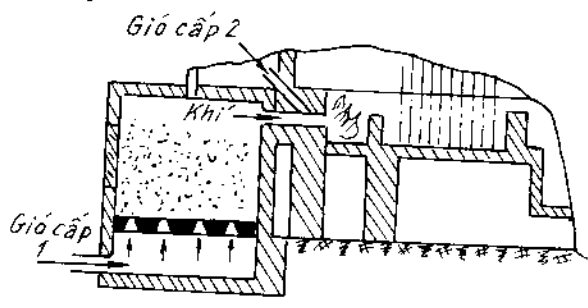
- Buồng đốt ghi kép (hình 2-13). Ghi gồm 2 tầng, tầng trên làm bằng dàn ống nước, tầng dưới là ghi thông thường. Phía trước có 3 cửa: cửa trên cùng đặt trên ghi dàn ống để cấp gió và cấp than. Cửa thứ hai nằm giữa hai tầng ghi, đối diện với nó ở tường sau có cửa thông khói ra phía sau, cửa thứ ba nằm dưới tầng ghi dưới. Khi vận hành, cửa trên luôn mở để cấp gió và than vào ghi dàn phía trên, ghi dàn ống thường dùng ống có đường kính 51 mm, giữa hai ống



Hình 2-13. Buồng đốt ghi kép.

dành khe hở khoảng 20 đến 30 mm, nên một số than sẽ rơi xuống rãnh dưới và cháy hết. Cửa gió giữa luôn đóng, chỉ mở lúc chọc than, tro xỉ, cửa gió dưới cũng chỉ hé mở để cấp gió cháy kiệt than ở ghi dưới. Vì gió vào từ trên, khói rút ra từ dưới ghi dàn, nên quá trình cháy chính ở tầng trên có đặc điểm như quá trình cháy ngược, từ trên xuống, khói đen, ít bụi bay theo.

- Buồng đốt khí hoá (hình 2-14). Gần đây đã thử nghiệm buồng đốt khí hoá đơn giản, buồng khí hoá (2) cũng là buồng đốt ghi cố định bình thường. Mỗi m² diện tích ghi tương ứng với năng suất hơi 500 kg/h, mỗi lần cấp than có thể đốt được 4 đến 5 giờ, lớp than thường đổ cao khoảng 0,6 đến 1m, phía trên phải dành khoảng 0,3 đến 0,5 m để tập trung khí than qua vòi



Hình 2-14. Buồng đốt khí hoá.

phun cấp sang buồng đốt (6) với tốc độ ở miệng ra khoảng 3 đến 5 m/s. Tốc độ cao hơn, trở lực lớn, tốc độ thấp hơn có thể có hiện tượng hút lửa về buồng khí hoá. Phía trên buồng khí hoá thường lắp cửa phòng nổ.

Toàn bộ chu kỳ đốt cháy có thể chia thành 3 giai đoạn: giai đoạn khí hoá, chiếm khoảng 30% thời gian, giai đoạn quá độ chiếm khoảng 50% thời gian và giai đoạn cháy có ngọn lửa chiếm khoảng 20% thời gian.

Trong giai đoạn đầu, lớp than vẫn chia vùng, từ trên xuống đầu tiên là vùng than tươi, vùng chuẩn bị sấy nóng, sấy khô, vùng hoàn nguyên, vùng ôxy hoá và vùng tro xỉ ở dưới cùng. Ranh giới các vùng dịch dần lên trên, vùng than tươi hẹp dần, vùng tro xỉ tăng dần. Do chiều dày lớp than cũng như cấp gió không hoàn toàn đồng đều, nên có chỗ cháy nhanh hơn, lớp than tươi ở trên hết sớm hơn, đã hình thành những ngọn lửa cục bộ, bắt đầu chuyển sang giai đoạn quá độ cho đến khi ngọn lửa lan kín mặt than trên ghi. Cuối cùng là giai đoạn cháy có ngọn lửa như trên buồng đốt thông thường cho đến khi cháy kiệt, kết thúc một chu kỳ đốt. Buồng đốt khí hoá than có ưu điểm là hiệu suất cao hơn, có thể đạt khoảng 70%, giảm được ô nhiễm môi trường, lao động đỡ vất vả hơn. Đó là do số lần cấp than giảm, không phải trang than, khí than dễ cháy kiệt với hệ số không khí thừa nhỏ, cốc cũng dễ cháy do xốp hơn sau khi thoát chất bốc, giảm được hạt than bay và lọt. Tuy nhiên cấu tạo có phức tạp hơn, vẫn là cấp than theo chu kỳ, dễ gây nổ nhất là khi nhóm lò, thường phải đốt trước trên ghi buồng đốt để chờ khí từ buồng khí hoá sang là có thể cháy được, nếu tro dễ nóng chảy thì thao tác có vất vả hơn.

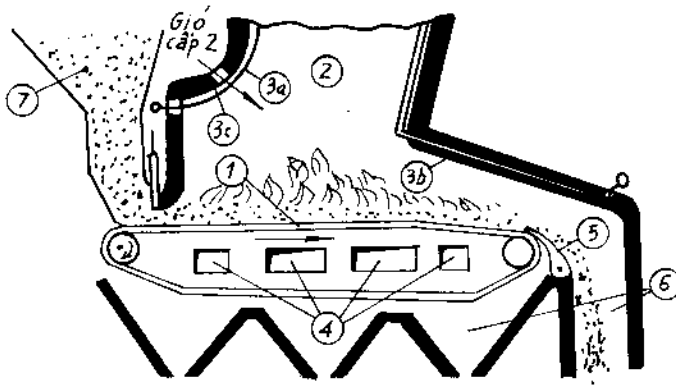
2.3.2 Buồng lửa ghi xích

Để cải thiện công việc cấp nhiên liệu và thải tro xỉ, người ta dùng loại ghi có cấu tạo và chuyển động như một cái xích gọi là ghi xích. Nhiên liệu được đổ lên xích, cùng xích di chuyển qua đáy của buồng lửa, tiến hành tất cả các giai đoạn của quá trình cháy rồi thải tro ra ngoài. Khi ở trong buồng lửa, mặt ghi chỉ còn nhiệm vụ đỡ nhiên liệu khỏi lọt và cho gió cấp 1 đi qua. Có hai loại ghi xích chuyển động theo chiều khác nhau: ghi xích thuận chiều gập nhiều hơn và ghi xích ngược chiều có không ít ưu điểm.

1. Sơ đồ cấu tạo buồng lửa ghi xích thuận chiều

Buồng lửa ghi xích gồm các bộ phận chính sau: ghi xích (1), có cấu tạo của cái xích, chuyển động từ trước ra sau với tốc độ khá chậm, khoảng 2 đến 30 *m/h*, nhờ có động cơ thường đặt phía trước cùng với bộ giảm tốc. Buồng lửa (2) là khoảng không gian để cháy kiệt các chất bốc và những hạt mịn cháy được bay theo khói; (3a), (3b) là cuốn lò trước và sau, thường thấy trong buồng lửa không lớn lắm, mục đích là để bức xạ nhiệt giúp cho việc cháy nhanh và cháy kiệt tro xỉ.

Ở các cuốn lò, nhiều khi còn lắp thêm miệng gió cấp hai (3c) ở phía trước hoặc cả hai phía, với mục đích cấp thêm ôxy, xáo trộn, kéo dài đường đi của khối và hạn chế lượng tro bụi bay theo khói ra ngoài. Cửa phân phối gió (4) được bố trí phù hợp với yêu cầu của quá trình cháy. Cái gạt tro xỉ (5) dùng để thải tro xỉ đã cháy xong xuống hộp tro xỉ (6). Phểu than (7) và tấm điều chỉnh chiều dày lớp nhiên liệu đưa vào ghi.



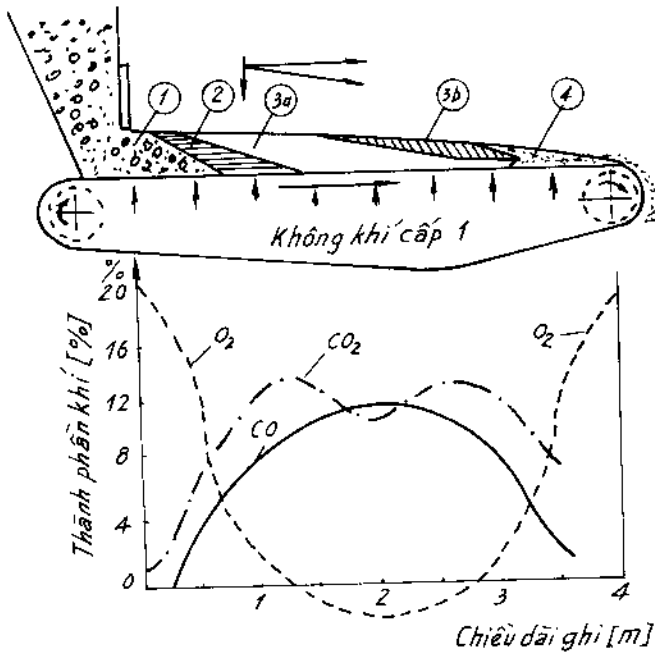
Hình 2-15. Buồng lửa ghi xích thuận chiều.

2. Quá trình cháy nhiên liệu trên ghi xích

Nhiên liệu từ xích rót lên ghi với một chiều dày đã được điều chỉnh, cùng ghi chuyển động qua buồng lửa và tiến hành tất cả các giai đoạn của quá trình cháy, rồi được thải ra ngoài (hình 2-16). Cụ thể là, nhiên liệu từ phễu rót xuống, được đưa từ từ vào buồng lửa, nhận nhiệt bức xạ từ ngọn lửa, vách tường, nhất là cuộn lò, phần rất ít do dẫn nhiệt khí tiếp xúc với ghi và lớp nhiên liệu có sẵn trên ghi, và một phần cũng rất nhỏ do đối lưu từ không khí cấp 1 đi từ dưới ghi lên. Khi nhận nhiệt, nhiên liệu được sấy nóng, khô dần rồi thoát chất bốc, cháy chất bốc và cốc, tạo thành tro xỉ rồi nhờ cái gạt xỉ được thải ra ngoài. Vì ghi chuyển động từ trái sang phải, quá trình nhận nhiệt và cháy chủ yếu từ trên xuống dưới, nên mặt ranh giới giữa các vùng là theo đường chéo xiên, chỉ có ở giai đoạn cuối, khi nhiệt độ nhiên liệu đã đủ cao, gặp không khí cấp 1, có thể cháy từ dưới lên, nên có phần ranh giới xiên ngược chiều.

Do vậy, lớp nhiên liệu trên ghi có thể chia thành các vùng: (1) là vùng nhiên liệu tươi, (2) là vùng chuẩn bị, nhiên liệu được sấy nóng, sấy khô và thoát chất bốc, (3) là vùng cháy, chủ yếu là cháy cốc, trong đó 3a là vùng oxy hoá, 3b là vùng hoàn nguyên vì O_2 đã giảm nhiều, CO_2 lại gặp C nóng đỏ, (4) là vùng cháy kiệt, tạo thành tro xỉ thải ra ngoài. Khi giữ không đổi tốc độ ghi, chủng loại và chiều dày lớp nhiên liệu thì vị trí đường ranh giới giữa các vùng cũng không đổi. Khi tốc độ ghi quá cao, lớp nhiên liệu quá dày thì đường ranh giới dịch về phía sau, nghĩa là nhiên liệu cháy chưa hết đã phải thải ra, ngược lại, nếu lớp nhiên liệu quá mỏng, tốc độ ghi quá chậm thì đường ranh giới lùi về phía trước, tro xỉ không được thải ngay mà xích phải chở một đoạn vô ích. Do vậy, ứng với mỗi loại nhiên liệu phải

chọn một chiều dày lớp nhiên liệu và tốc độ ghi thích hợp để khi nhiên liệu vừa cháy kiệt thì được thổi ngay xuống phễu tro xỉ, đưa ra ngoài.



Hình 2-16. Quá trình cháy trên ghi xích.

Dưới đây giới thiệu một số giá trị định hướng cho chiều dày lớp nhiên liệu trên ghi.

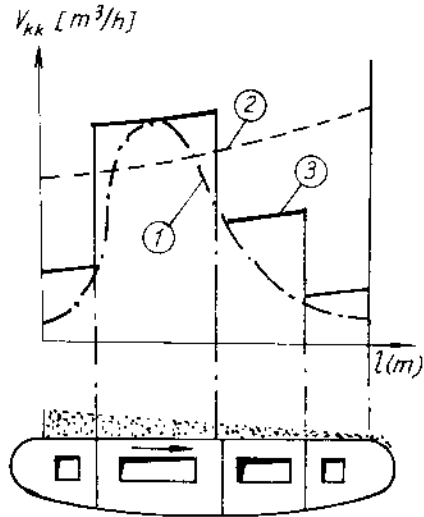
Antraxit đơn, cỡ hạt 6 ÷ 18 mm	120 ÷ 180 mm
Antraxit cám	150 ÷ 200 mm
Than đá	150 ÷ 200 mm
Than nâu	200 ÷ 300 mm
Than bùn	700 ÷ 1000 mm
Củi, gỗ	400 ÷ 600 mm

Tương ứng với các vùng và giai đoạn của quá trình cháy, thành phần các chất khí được phân bố như sau: oxy cao nhất ở hai đầu vì vùng nhiên liệu tươi và tro xỉ

chỉ cần rất ít nên thừa oxy, ở giữa oxy thấp nhất, có thể thiếu, do quá trình cháy chủ yếu là ở vùng oxy hoá này. Khí CO_2 và CO do quá trình cháy C đồng thời tạo ra, tăng dần trong vùng oxy hoá rồi CO_2 đạt giá trị cực đại khi bắt đầu có phản ứng hoàn nguyên CO_2 tạo thành CO , nên CO_2 giảm xuống, CO tiếp tục tăng đến giá trị cực đại, sau đó CO cháy tiếp tạo thành CO_2 nên CO giảm xuống, còn CO_2 lại tăng lên đến giá trị cực đại thứ hai, rồi cả CO_2 và CO đều giảm do thành phần C trong nhiên liệu còn lại ít dần. Ở vùng thiếu oxy còn có thể có một ít các chất khí không cháy hết như H_2 , CH_4 ,...

3. Vấn đề cung cấp không khí (hình 2-17)

Từ việc phân tích các giai đoạn của quá trình cháy trên ghi, ta thấy lượng không khí cần thiết được biểu thị theo đường (1), nghĩa là không khí cần rất nhiều ở vùng cháy chính giữa, còn vùng đầu và cuối cần rất ít. Nếu đưa không khí không phân cấp, thì biểu diễn theo đường thứ hai, về cuối gió tăng dần do lớp nhiên liệu cháy, mỏng dần, trở lực giảm, rõ ràng là không khí rất thừa ở hai đầu ghi mà có thể thiếu ở khoảng giữa ghi. Do vậy người ta thường chia thành một số học cấp gió ở dưới ghi, có thể điều chỉnh riêng rẽ thành từng học, cố gắng phù hợp với yêu cầu của từng giai đoạn của quá trình cháy, nên lượng gió cấp vào được biểu thị bằng đường gấp khúc (3). Số học gió càng nhiều thì đường (3) càng gần với đường (1), nghĩa là càng gần với yêu cầu của quá



Hình 2-17. Sơ đồ cung cấp không khí.

trình cháy, nhưng lúc đó cấu tạo quá phức tạp, thường dùng từ 3 đến 5 học gió. Áp suất không khí đưa vào dưới găm ghi khoảng $600 \div 1000 \text{ Pa}$, tốc độ khoảng $5 \div 7 \text{ m/s}$. Không khí có thể cấp từ một phía hoặc hai phía của sườn ghi. Nếu đưa từ hai sườn thì lượng không khí phân phối đồng đều hơn nhưng vẫn không đồng đều hoàn toàn, ở giữa nhiều gió hơn (hình 2-18). Nếu cấp một bên thì phía bên kia lượng gió nhiều hơn, đó là do áp suất tĩnh của không khí ở đó lớn hơn.

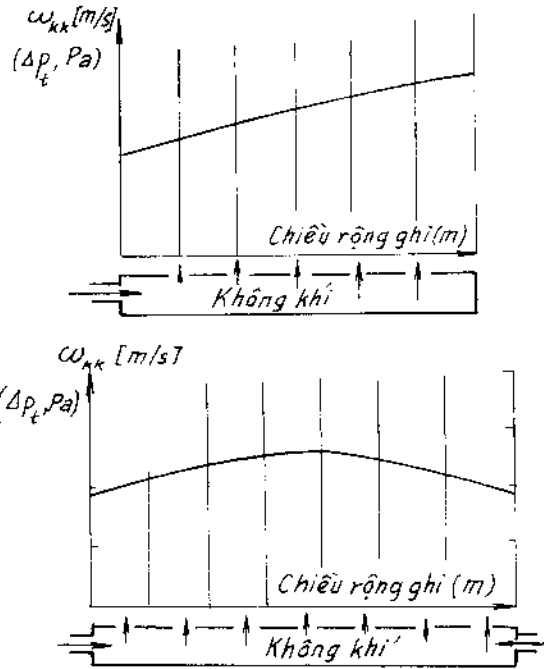
Ngoài lượng gió đưa qua ghi và lớp nhiên liệu, mà thường gọi là gió cấp một, thường còn đưa thêm không khí vào phía trên lớp nhiên liệu, gọi là gió cấp hai, nhằm mấy mục đích sau:

- Đưa thêm không khí vào để cháy kiệt các chất khí, bụi than, tro xỉ bay theo khối.

- Hỗn hợp đều các chất khí phía trên lớp nhiên liệu để tạo điều kiện cho oxy thừa có thể tiếp xúc với các chất còn cháy được.

- Kéo dài thêm đường đi và để ngọn lửa xuống, hạn chế bớt bụi than, tro, xỉ, bay theo khói. Đôi khi người ta dùng hơi nước hay khói thay cho gió cấp hai, nếu lúc đó cung cấp oxy cho quá trình cháy không phải là yếu cầu chính.

Lượng gió cấp hai có thể chiếm khoảng 8 ÷ 15%, tốc độ gió ra khỏi vòi phun có thể đến 50 ÷ 80 m/s, áp suất gió phải đạt đến khoảng 2500 ÷ 4000 Pa.



Hình 2-18. Phân phối gió theo chiều rộng ghi.

Gió cấp hai thường được cấp qua các miệng phun đặt song song, có thể đặt cả hai phía trước sau hoặc chỉ phía trước, tiết diện có thể hình tròn bán kính khoảng 40 ÷ 60 mm, hoặc hình chữ nhật, cạnh ngắn khoảng 8 đến 20 mm, cạnh dài gấp khoảng 6 lần cạnh ngắn, miệng vòi phun thường để dốc xuống khoảng 10 đến 25°. Khi vào buồng lửa, tốc độ gió giảm dần, đến khoảng 3,5 đến 7 m/s thì hầu như mất tác dụng xiết và xáo trộn, vì trong buồng lửa, tốc độ sản phẩm cháy thường bằng khoảng 3 đến 4 m/s. Tốc độ gió ra khỏi vòi phun có thể tính theo biểu thức:

$$\omega_0 = k \sqrt{\frac{2h}{\rho}}, \text{ m/s} \quad (2-9a)$$

trong đó:

- h - áp suất không khí, Pa;
- ρ - khối lượng riêng của không khí, kg/m³;
- k - hệ số tổn thất của hệ thống phun, bằng khoảng 0,8.

Sau khi ra khỏi vòi phun, tốc độ gió giảm dần, đến khoảng cách x nào đó, có thể tính theo công thức kinh nghiệm:

Với vòi phun tròn có:

$$\omega_x = \frac{0,48 \cdot \omega_0}{0,09 \frac{x}{d} + 0,145}, m/s \quad (2-10a)$$

Với vòi phun hình chữ nhật:

$$\omega_x = \frac{0,48 \cdot \omega_0}{0,09 \frac{x}{\frac{a+b}{2}} + 0,205}, m/s \quad (2-10b)$$

trong đó d là đường kính trong; a, b là hai cạnh hình chữ nhật trong của vòi phun.

Khoảng cách giữa các vòi phun cũng phải chọn hợp lý, nếu quá gần sẽ ảnh hưởng lẫn nhau, gây ra tổn thất động năng, tác dụng kém. Khoảng cách giữa hai trục vòi phun thường chọn theo công thức:

Nếu gió chỉ cấp một phía:

$$x \operatorname{tg} \frac{\theta}{2} < s < 2x \operatorname{tg} \frac{\theta}{2} \quad (2-11a)$$

Nếu cấp từ hai phía:

$$s = 2x \operatorname{tg} \frac{\theta}{2} \quad (2-11b)$$

Ở đây x là hành trình có ích của gió cấp hai, tức là khoảng cách từ miệng vòi phun đến mặt giao nhau của các luồng gió; θ là góc mở của luồng gió, thường bằng 20 đến 22°.

Lưu lượng gió cấp hai được tính bằng:

$$G = n \cdot f \cdot \omega_0, m^3/s \quad (2-12)$$

trong đó:

f - diện tích tiết diện cửa ra một vòi phun, m^2 ;

ω_0 - tốc độ gió cấp hai ra khỏi miệng vòi phun, m/s ;

n - số vòi phun, tính bằng:

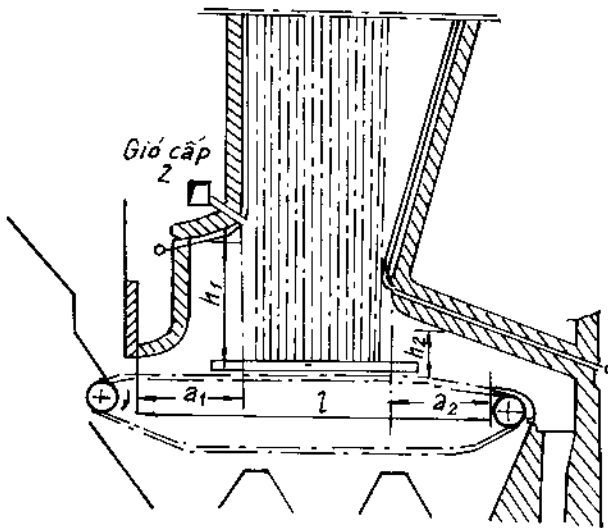
$$n = \frac{B}{s} - 1$$

trong đó B là chiều rộng buồng lửa, m ; s - khoảng cách giữa hai vòi phun, m .

4. Cấu tạo buồng lửa và ghi

a. Cấu tạo buồng lửa (hình 2-14)

Đó là không gian cháy kiệt các chất khí và hạt nhiên liệu, tro, xỉ, bay theo khói, thường xây bằng gạch chịu lửa, có thể có bố trí dàn ống sinh hơi theo mức độ khác nhau. Trong nhiều trường hợp có xây thêm cuộn lò tức là phần lồi ra của tường buồng lửa, ở phía trước và sau. Cuộn lò trước nhằm mục đích bức xạ nhiệt cho lớp than tươi phía trước, cuộn lò sau có mục đích giúp cháy kiệt tro xỉ và tạo điều kiện để cho các chất khí phía trên lớp nhiên liệu hỗn hợp, tiếp xúc với nhau, cải thiện quá trình cháy. Lò hơi công suất càng lớn, bức xạ của sản phẩm cháy trong buồng lửa càng lớn, nên kích thước cuộn lò có thể rút ngắn lại, thậm chí có thể không cần cuộn lò. Hình dạng và kích thước cuộn lò phụ thuộc nhiều vào tính chất của nhiên liệu; nhiên liệu có độ ẩm cao, chất bốc nhiều, cuộn trước thường dài hơn; nhiên liệu ít chất bốc, cuộn sau dài hơn. Sau đây là một vài số liệu kinh nghiệm với h_1, h_2 chiều cao cuộn lò; a_1, a_2, m chiều dài; cuộn lò; l, m , hành trình của nhiên liệu.



Hình 2-19. Cấu tạo buồng lửa ghi xích.

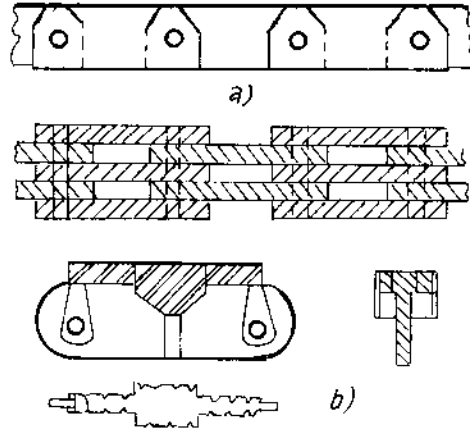
Loại nhiên liệu	h_1, m	h_2, m	a_1, m	a_2, m
Than nâu	1,5 ÷ 2,5	1,5 ÷ 2,5	(0,35 ÷ 0,4).l	(0,25 ÷ 0,35).l
Than đá	2 ÷ 3	0,9 ÷ 1,5	(0,25 ÷ 0,30).l	(0,25 ÷ 0,3).l
Antraxit	1,5 ÷ 3	0,9 ÷ 1	(0,15 ÷ 0,4).l	(0,35 ÷ 0,6).l

b. Cấu tạo ghi xích

Ghi xích có nhiệm vụ đỡ nhiên liệu không rơi không lọt và cho gió cấp một thổi qua để tiến hành các giai đoạn của quá trình cháy khi đi qua buồng lửa. Theo cấu tạo của lá ghi có thể chia thành hai loại: ghi thanh và ghi vẩy cá.

b.1 Ghi thanh (hình 2-20)

Ban đầu là những thanh ghi phẳng đúc bằng thép dày khoảng 10 mm, dài 100 đến 200 mm ghép xen kẽ với nhau qua những trục tạo thành xích, có các khe hở để thông gió. Loại ghi thanh có ưu điểm là cấu tạo đơn giản, nhưng có nhiều khuyết điểm, lớn nhất là dễ lọt than, tạo nên tổn thất q_4 rất lớn, khi đốt than cám có thể lên đến 40%, nên chỉ thích hợp đốt than đơn, có cỡ hạt đồng đều, đường kính trung bình hạt than khoảng $15 \div 35$



Hình 2-20. Ghi thanh.

mm. Để khắc phục khuyết điểm trên, người ta đã cải tiến hình dạng lá ghi, tăng chiều dày phần trên ở đoạn giữa để giảm bớt khe hở, đồng thời trên sườn lá ghi trở thêm những rãnh nghiêng để thông gió được mà đỡ lọt than. Một nhược điểm khác cũng đáng chú ý là dễ bị kẹt than, nhất là với lá ghi cải tiến, loại lá ghi thanh cũng dễ bị cháy hỏng, mà khi cháy phải dừng lò mới thay thế được.

b.2 Ghi vẩy cá:

Phần dưới vẫn là một cái xích, nhưng phần trên lắp thêm những lá ghi lắp gối lên nhau như những vẩy cá. Cứ 4 đến 7 lá ghi được kẹp vào một mắt xích, nhiều mắt xích ghép lại thành ghi xích. Đây là loại ghi được dùng khá phổ biến hiện nay vì nó có ưu điểm là giảm bớt được lượng than lọt, tỷ lệ diện tích lọt khoảng 6%, có thể đốt được than cám, hơn nữa lá ghi thường đúc bằng gang, chịu nhiệt tốt hơn, nên ít bị cháy, mà khi bị cháy, có thể thay lá ghi hỏng ngay cả khi vận hành, không phải dừng lò.

c. Sơ qua về ghi xích ngược chiều

Khi đốt nhiên liệu bằng cơ khí, vì hạt to văng xa, hạt nhỏ rơi gần, nên người ta lại dùng ghi quay ngược chiều từ sau ra trước. Như vậy, khi vận hành hạt nhiên liệu được phân loại, từ to đến nhỏ xếp từ dưới lên, như vậy đỡ bị gió mà than lại đỡ bị lọt, mặt khác than đã có thể bắt lửa trong quá trình rơi, do vậy cháy trên ghi sẽ tối hơn. Tuy nhiên trong loại buồng lửa này, nhiên liệu nhẹ và hạt nhỏ dễ bị bay theo

khói, nên phải dùng gió cấp hai để đè ngọn lửa xuống. Do vậy áp suất gió cấp hai phải cao hơn và nhiều khi còn dùng biện pháp thu hồi tro đưa về buồng lửa đốt lại.

5. Ưu nhược điểm của buồng lửa ghi xích

a. Ưu điểm:

- Toàn bộ công việc cấp nhiên liệu, thải tro xỉ hoàn toàn được cơ khí hoá, lao động nhẹ nhàng hơn mà công suất có thể được nâng cao hơn và ổn định hơn.

- Có thể phân vùng cấp không khí phù hợp với yêu cầu của các giai đoạn quá trình cháy nên cháy tốt mà hệ số không khí thừa không quá lớn.

- Quán tính nhiệt lớn, nên làm việc ổn định, tin cậy, ít bị tắt lò.

- Khi vận hành, lá ghi được làm mát ở nửa chu kỳ dưới nên tuổi thọ có thể được kéo dài.

b. Nhược điểm:

Bên cạnh các ưu điểm trên, buồng lửa ghi xích cũng có những nhược điểm không nhỏ như:

- Công suất vẫn bị hạn chế, thường không quá $65 \div 100 T/h$, vì kích thước ghi, chiều dày lớp nhiên liệu cũng như tốc độ ghi bị hạn chế: chiều rộng không quá $1,5 \div 4,5 m$, chiều dài không quá $5,5 \div 8 m$, nên diện tích ghi lớn nhất không quá $36 m^2$.

- Lá ghi dễ bị cháy, vì ở giai đoạn cháy, mặt ghi tiếp xúc trực tiếp với cốc đang cháy ở nhiệt độ rất cao, do vậy gió cấp một không thể sấy đến nhiệt độ quá cao được.

- Quán tính nhiệt lớn điều chỉnh không nhạy.

- Yêu cầu về nhiên liệu cao do không giải quyết được mâu thuẫn lọt gió mà không lọt nhiên liệu. Thường yêu cầu nhiên liệu có độ ẩm không quá lớn, W^v không quá 20%, vì độ ẩm lớn giai đoạn sấy kéo dài, đẩy các đường ranh giới về phía sau, có thể thải trước khi cháy kiệt. Độ tro của nhiên liệu không được cao quá, A^v không quá 20%, nhiệt độ nóng chảy của tro cũng không được thấp quá, không dưới $1200^\circ C$, để tránh hiện tượng tro xỉ bọc lấy hạt cốc chưa cháy hết. Cỡ hạt nhiên liệu yêu cầu cao, nhất là khi đốt trên ghi thanh. Cỡ hạt không quá lớn cũng không quá nhỏ, hạt lớn không quá $50 mm$ với than đá, $35 mm$ với than antraxit, hạt nhỏ dưới $6 mm$ không chiếm quá 15% với than đá và không quá 10% với than antraxit, cỡ hạt thích hợp nhất với antraxit là $6 \div 12 mm$, với than đá $12 \div 25 mm$, than nâu $25 \div 50 mm$.

2.4 BUỒNG LỬA PHUN

Buồng lửa phun được dùng khá rộng rãi, nhất là với lò hơi công suất trung bình trở lên, thường trên 35 T/h. Buồng lửa phun có thể đốt được cả nhiên liệu rắn, nhiên liệu lỏng và nhiên liệu khí. Nhiên liệu khí có thể đốt trực tiếp, còn nhiên liệu lỏng và rắn phải gia công, phun thành hạt, nghiền thành bột hoặc trong thời gian gần đây đã chế biến thành dạng nhũ tương. Nhiên liệu hỗn hợp với không khí và tiến hành tất cả các giai đoạn của quá trình cháy ngay trong buồng lửa rồi được thải ra ngoài ở dạng tro xỉ.

2.4.1 Buồng lửa than phun

1. Quá trình đốt cháy bột than trong buồng lửa phun

Ở đây than được nghiền thành bột có đường kính trung bình khoảng 40 μm đường kính dưới 90 μm chiếm khoảng 80 ÷ 90%. Bột nhiên liệu hỗn hợp với không khí (gió cấp 1) phun vào buồng lửa, nhận được nhiệt từ bức xạ ngọn lửa, tường lò và bằng đối lưu với sản phẩm cháy có nhiệt độ cao.

Không khí cấp vào gồm gió cấp một, cấp hai và có thể có gió cấp ba tức là hỗn hợp của không khí với bột than sau hệ thống nghiền than. Tùy theo loại nhiên liệu, gió cấp một có thể chiếm khoảng 11 ÷ 45%, có thể sấy nóng trước đến 100 ÷ 400°C, thổi bột than vào với tốc độ 12 ÷ 26 m/s, cá biệt có khi đến 35 m/s; gió cấp hai thổi vào với tốc độ khoảng 18 ÷ 32 m/s, cá biệt có khi đến 50 ÷ 60 m/s; gió cấp ba có thể chiếm khoảng 10% với tốc độ cao hơn, có thể đến 30 ÷ 60 m/s. Nhiệt độ gió cấp một ảnh hưởng rất lớn đến quá trình cháy. Thực nghiệm cho thấy, nếu sấy đến 900°C thì khi tiếp xúc bột than cháy tức khắc; ở 700°C phải sau 0,4 s; ở 100°C sau 1,6 s. Nhưng để tránh hiện tượng tự bốc cháy gây nổ, gió cấp 1 chỉ được sấy đến một giới hạn nào đó tùy theo loại nhiên liệu, cao nhất không quá 400°C. Nhiên liệu nhận nhiệt, tiếp xúc với không khí được sấy nóng, sấy khô, thoát chất bốc, đến khoảng 250 ÷ 300°C những chất dễ cháy có thể bắt lửa, những chất khó cháy có thể ở nhiệt độ cao hơn, H₂ ở 585°C, CO ở khoảng 650°C, than gầy và antraxit khoảng 700 ÷ 800°C.

Khi chất bốc thoát ra, dưới nhiệt độ cao, gặp oxy, cháy và tạo thành khí trợ ngăn cách bột than với không khí. Thực nghiệm cho thấy là giữa bột than và các chất khí xung quanh hầu như không có chuyển động tương đối mà chỉ có sự khuếch tán của sản phẩm cháy từ mặt than ra và oxy từ ngoài vào để tiếp tục cháy. Do vậy việc phá hủy lớp khí trợ và tro xỉ tạo thành xung quanh hạt than là rất khó khăn, nên những hạt than lớn khó cháy kẹt vào bên trong, những hạt có đường kính trên 200 μm rất khó cháy hoàn toàn trước khi ra khỏi buồng lửa.

Khi cháy, có sự tỏa nhiệt, đốt nóng sản phẩm cháy và tro, khi nhiệt độ đủ cao thì tro nóng chảy thành xỉ có thể kết lại với nhau thành những hạt lớn hơn. Tùy theo tương quan giữa động năng và thế năng, những hạt nhỏ bay theo sản phẩm cháy, những hạt xỉ lỏng có thể bám vào bề mặt truyền nhiệt, những hạt nguội nhanh đông đặc lại, tiếp tục bay theo khối, phần hạt lớn hơn có thể bị tách ra khi dòng thay đổi tiết diện, chiều hướng hoặc va đập vào các bề mặt của thiết bị khử bụi hoặc thu hồi tro, những hạt quá nhỏ không tách được, thải qua ống khói cùng với các chất khí độc khác gây ô nhiễm môi trường. Còn những hạt xỉ lỏng lớn, rơi xuống phía đáy buồng lửa, ở đó có thể thải ra ở thể lỏng gọi là phương pháp thải xỉ lỏng, cũng có thể được làm nguội, đông đặc lại rồi thải ra ngoài theo phương pháp thải xỉ khô.

Trong buồng lửa có quá trình cháy sinh ra nhiệt, đồng thời cũng có quá trình truyền nhiệt cho môi chất làm cho nhiệt độ giảm xuống nên nhiệt độ trong buồng lửa không đồng đều. Ở trung tâm buồng lửa nhiệt độ cao nhất, có thể đạt đến $1500 \div 1600^{\circ}\text{C}$ hoặc cao hơn. Càng gần dần ống, nhiệt độ càng giảm.

Quá trình cháy của nhiên liệu phụ thuộc vào rất nhiều yếu tố như tính chất của nhiên liệu, nồng độ bột than, nhiệt độ và tốc độ của hỗn hợp.

Tính chất nhiên liệu có ảnh hưởng rất lớn, chất bốc nhiều dễ cháy, bắt lửa sớm, thời gian cháy ngắn, cháy kiệt. Đó là do chất bốc dễ cháy, hơn nữa khi chất bốc thoát ra nhiều làm cho cốc xốp hơn lại phá hủy các lớp khí bao bọc xung quanh hạt than, làm cho oxy và các trung tâm hoạt tính dễ tiếp xúc nên quá trình cháy tốt hơn.

Nồng độ bột than cũng có ảnh hưởng lớn nên cần chọn nồng độ thích hợp. Ban đầu tăng nồng độ bột than thì tốc độ cháy tăng, do nhiệt lượng tỏa ra nhiều nhiệt độ tăng, nhưng khi tăng quá thì không đủ không khí, tốc độ cháy giảm. Mỗi loại than có một nồng độ tối ưu, khoảng $400 \div 500 \text{ g/m}^3$.

Nhiệt độ của hỗn hợp không khí và nhiên liệu (gió cấp một) có ảnh hưởng rất lớn. Nhiệt độ cao, bắt lửa sớm, cháy nhanh, cháy kiệt nhưng phải tránh hiện tượng tự cháy trong ống dẫn nhiên liệu. Tùy theo loại nhiên liệu chọn nhiệt độ sấy cho thích hợp, nói chung không quá 400°C . Tốc độ gió cấp một cũng có ảnh hưởng không nhỏ. Tốc độ lớn quá, tuy hỗn hợp tốt, dễ cháy, nhưng thời gian lưu lại trong buồng lửa ngắn, nhiên liệu không kịp cháy hết; nếu tốc độ chậm quá hỗn hợp không tốt, cháy không tốt mà ngọn lửa ngắn có thể gây nên đóng xỉ xung quanh vòi phun có khi cháy cả miệng vòi phun.

2. Cấu tạo buồng lửa đốt than phun

a) Cấu tạo vòi phun

Vòi phun là chi tiết rất quan trọng đối với quá trình đốt cháy nhiên liệu. Khi thiết kế cần chú ý các yêu cầu sau:

- Có khả năng đốt cháy nhanh, ngọn lửa ổn định và choán hết cả không gian buồng lửa.

- Đảm bảo hiệu quả cháy cao: với hệ số không khí thừa bé nhất mà cháy hoàn toàn để giảm bớt các tổn thất q_2, q_3, q_4 .

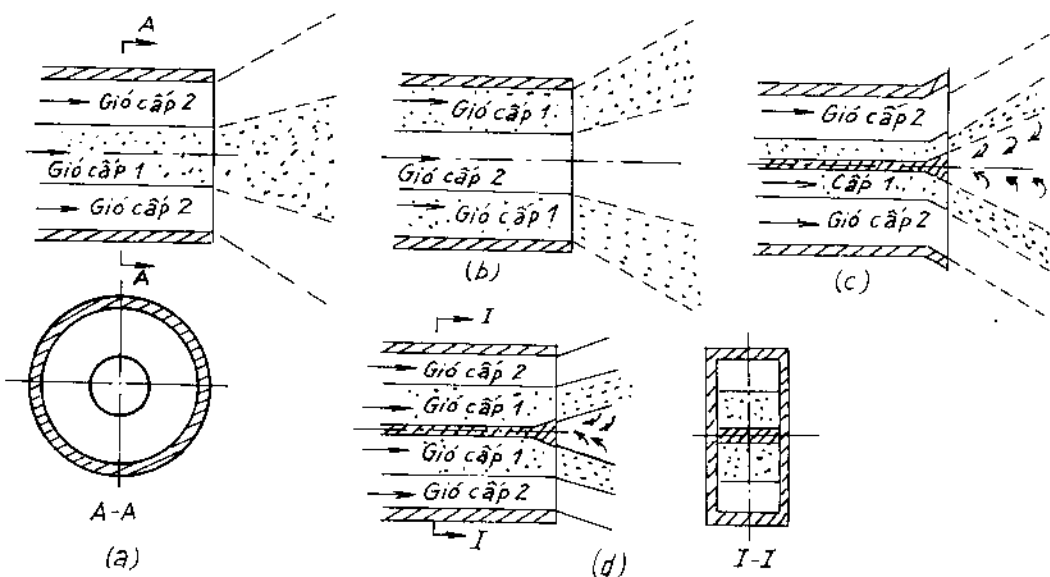
- Đảm bảo vận hành tin cậy, ổn định nhưng dễ điều chỉnh. Thường chú ý các vấn đề sau:

- Tốc độ gió cấp một đủ cao để tránh hiện tượng hạt than tách khỏi hỗn hợp, khó cháy, tránh hiện tượng cháy quá gần thậm chí ngay trong miệng vòi phun, nhưng tốc độ này cũng không được cao quá.

- Sau khi ra khỏi vòi phun một đoạn, gió cấp một và gió cấp hai phải hỗn hợp càng đều càng tốt.

- Nồng độ bột than thích hợp, phân bố đồng đều.

Dựa theo đặc điểm cấu tạo, có thể chia vòi phun thành hai loại chính (hình 2-21): vòi phun tròn và vòi phun dẹt.



Hình 2-21. Cấu tạo các loại vòi phun.

Trong loại vòi phun tròn, có loại gió thổi thẳng, gió cấp một đi trong (hình 2-21a) hoặc đi ngoài (hình 2-21b). Cả hai loại này hỗn hợp chậm, nồng độ nhiên liệu phân bố không đều, cháy không nhanh, nhất là loại gió cấp một đi bên trong, vì gió

cấp hai có nhiệt độ không cao bao lấy xung quanh hỗn hợp nhiên liệu nhận nhiệt từ buồng lửa khó khăn hơn.

Loại vòi phun tròn có miệng loe (hình 2-21c), ở chính giữa có chụp hình nón nên quá trình cháy tốt hơn, nhờ hỗn hợp tốt hơn, lại có thể tạo thành vùng chân không ở chính giữa hút sản phẩm cháy có nhiệt độ cao vào. Người ta cũng có thể tạo thành xoáy cho cả gió cấp một và gió cấp hai để cải thiện quá trình cháy.

Vòi phun dẹt (hình 2-21d) có tiết diện hình chữ nhật, gió cấp một có thể ở trong hoặc ngoài, có thể quay lên xuống một góc lớn nhất khoảng 15° so với mặt phẳng ngang để điều chỉnh trung tâm ngọn lửa.

Tỷ lệ gió cấp một và cấp hai tùy theo loại nhiên liệu: với antraxit gió cấp một chiếm khoảng $11 \div 20\%$ than gầy khoảng $15 \div 20\%$, than đá các loại và than nâu khoảng $20 \div 45\%$.

Tốc độ gió cũng tùy thuộc vào loại nhiên liệu và loại vòi phun. Với vòi phun tròn, tốc độ gió cấp một khoảng $12 \div 16 \text{ m/s}$ với antraxit, $16 \div 20 \text{ m/s}$ với than gầy và $20 \div 26 \text{ m/s}$ với than đá và than nâu. Tốc độ gió cấp hai cao hơn, khoảng $18 \div 22 \text{ m/s}$ với antraxit, $20 \div 25 \text{ m/s}$ với than gầy và $20 \div 30 \text{ m/s}$ với than đá và than nâu. Với vòi phun dẹt, cần chọn tốc độ cao hơn, với antraxit và than gầy, gió cấp một và gió cấp hai đều chọn khoảng $27 \div 32 \text{ m/s}$, với than đá và than nâu chọn gió cấp một khoảng $27 \div 32 \text{ m/s}$ và gió cấp hai khoảng $32 \div 37 \text{ m/s}$.

b. Cách bố trí vòi phun trong buồng lửa

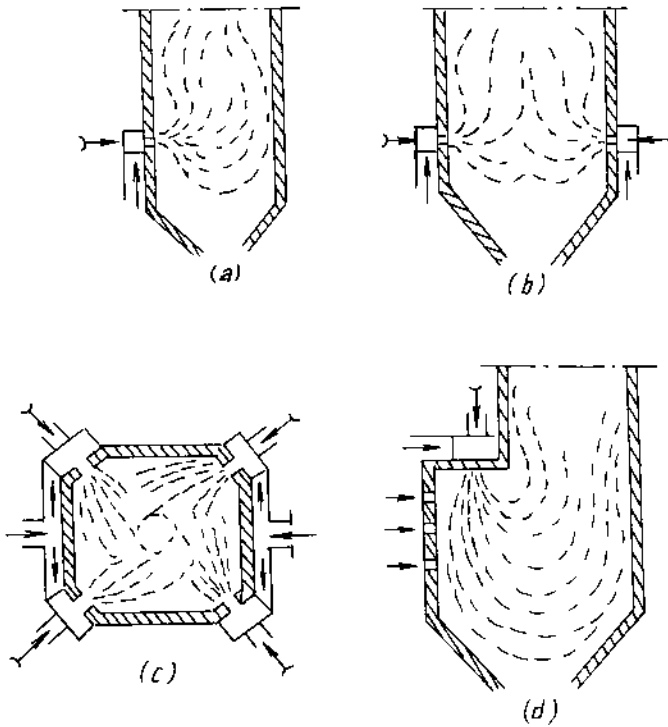
Trong buồng lửa đốt than phun thường bố trí dàn ống sinh hơi phía trước tường, vừa để bảo vệ tường vừa để tận dụng nhiệt bức xạ, giảm được diện tích bề mặt truyền nhiệt, nhưng nhiên liệu khó cháy hơn nên đôi khi cần có đai cháy trát bằng vữa chịu lửa để đốt loại nhiên liệu khó cháy như antraxit, v.v... Thường bố trí vòi phun vào trong buồng lửa theo bốn cách (hình 2-22).

- Vòi phun đặt một phía (a): thường dùng vòi phun tròn đặt trước ngực lò, từ 1 ÷ 3 hàng, mỗi hàng từ 1 ÷ 3 vòi phun. Công suất của lò khoảng $35 \div 120 \text{ T/h}$, tâm ngọn lửa dễ bị lệch.

- Vòi phun đặt hai phía, cũng thường dùng vòi phun tròn bố trí hai bên sườn (b). Loại này có ngọn lửa choán đều hơn, công suất lò có thể lên đến 230 T/h .

- Vòi phun đặt bốn góc (c), thường dùng vòi phun dẹt có trục đặt tiếp tuyến với một vòng tròn tưởng tượng có đường kính bằng khoảng 8% bề rộng, khoảng $1 \div 2 \text{ m}$, nếu lớn quá có thể chia thành hai tâm.

- Vòi phun đặt từ trên xuống (d): thường dùng vòi phun dẹt, ngọn lửa đi từ trên xuống đáy rồi lại quay lên. Như vậy đường đi của nhiên liệu dài nên dễ cháy kiệt, dùng thải xỉ lỏng thì thuận tiện hơn, nếu thải xỉ khô thì dễ bị tắc đáy lò.



Hình 2-22. Cách bố trí vòi phun trong buồng lửa.

Mỗi cách bố trí vòi phun có một đặc điểm riêng, một ưu khuyết điểm riêng, tùy thuộc vào các điều kiện cụ thể mà lựa chọn như: tính chất của nhiên liệu, năng suất của lò, cấu tạo của buồng lửa và cấu tạo của vòi phun, v.v...

Khi bố trí các vòi phun cần chú ý: không đặt quá sát tường và phểu tro lạnh để tránh đóng xỉ, khoảng cách tới tường không dưới $1,5 \div 2 \text{ m}$, cách phểu tro lạnh khoảng $1,2 \div 2,2 \text{ m}$, hai hàng vòi phun không quá gần nhau, khoảng $1,4 \div 2,5 \text{ m}$ để khỏi ảnh hưởng lẫn nhau, khoảng cách đến cửa ra buồng lửa đủ lớn để cháy kiệt, không dưới $7 \div 10 \text{ m}$ đối với lò $25 \div 50 \text{ T/h}$, $11 \div 12 \text{ m}$ đối với lò $75 \div 120 \text{ T/h}$, $14 \div 16 \text{ m}$ đối với lò $130 \div 250 \text{ T/h}$, v.v...

3. Ưu khuyết điểm của lò than phun

Đây là loại lò hơi tương đối hiện đại, dùng phổ biến với loại lò hơi công suất trung bình trở lên, trong các nhà máy nhiệt điện, nó có các ưu nhược điểm sau:

* Ưu điểm:

- Có hiệu suất nhiệt cao vì đốt cháy khá hoàn toàn với hệ số không khí thừa tương đối nhỏ.

- Có thể đốt được nhiều loại nhiên liệu kể cả loại nhiên liệu chất lượng thấp.

- Có công suất lớn, phù hợp với các nhà máy nhiệt điện.

- Có thể tự động hoá các quá trình cấp nhiên liệu, thải tro xỉ, giảm nhẹ lao động, công suất ổn định, điều chỉnh nhạy bén.

** Nhược điểm:*

Bên cạnh các ưu điểm trên, cũng có những nhược điểm như:

- Cần có thêm hệ thống nghiền than nên thiết bị công kênh, tổn năng lượng, ồn ào, bụi bặm, v.v...

- Tro bụi bay theo sản phẩm cháy rất nhiều, nhất là khi thải xỉ khô, dẫn đến mài mòn và bám bẩn bề mặt truyền nhiệt, phải thêm bộ khử bụi để giảm ô nhiễm môi trường. Có khi xỉ còn làm tắc đáy lò.

- Quán tính nhiệt trong buồng lửa không lớn nên dễ bị tắt lò, thường phải bố trí vòi phun dầu để hỗ trợ.

- Khó dùng với lò hơi công suất nhỏ vì buồng lửa không đủ lớn để cháy kiệt nhiên liệu.

4. Sơ qua về buồng lửa phun than nhũ tương

Mấy chục năm lại đây nhiều nước đã và đang nghiên cứu đốt than nhũ tương, tức là hỗn hợp bột than với một số chất lỏng như dầu, nước có thể thêm một số chất phụ gia.

a. Buồng lửa phun nhũ tương than dầu

Nhũ tương than dầu là hỗn hợp giữa bột than với dầu, gọi tắt là COM tức Coal - Oil Mixture, đôi khi còn thêm một ít nước gọi tắt là COWM, tức là Coal - Oil Water Mixture.

Ở đây than được nghiền thành bột, thô hơn so với than phun, đường kính trung bình khoảng $74 \mu m$, nghĩa là $70 \div 80\%$ than lọt qua sàng 200. Ở Nhật đang nghiên cứu dùng bột thô hơn, đường kính có thể lên đến cỡ mm , tỷ lệ bột than có thể chiếm khoảng $20 \div 50\%$, chất phụ gia có thể chiếm khoảng $0,5 \div 5\%$, đôi khi người ta thêm nước hoặc nước vôi với tỷ lệ khoảng $4 \div 10\%$.

Than có thể được nghiền trong máy nghiền khô hay máy nghiền ướt, cho trộn với dầu, các chất phụ gia, khuấy đều rồi dùng bơm qua ống dẫn đưa đến nơi sử dụng rồi đưa vào trong buồng lửa để đốt cháy. Nhũ tương được phun bằng cơ khí hoặc hơi nước hay không khí nén qua các vòi phun có cấu tạo tương tự như vòi phun than. Quá trình cháy có thể chia thành hai phần, phần khoảng $1/3$ lộ trình ban

dầu chủ yếu là cháy hạt dầu, còn 2/3 lộ trình sau là cháy bột than. Như vậy dầu có ảnh hưởng lớn đến việc bắt lửa còn bột than có ảnh hưởng lớn đến việc cháy kiệt.

Đốt nhũ tương than dầu có ưu điểm như sau:

- Có thể dùng than thay cho dầu, nếu thay bằng 45 ÷ 50% khối lượng than có thể tiết kiệm được 25 ÷ 30% dầu, dùng để đốt không chỉ trong lò hơi mà còn dùng trong các lò luyện kim, lò cao, v.v...

- Có thể vận chuyển nhiên liệu bằng đường ống.

-Việc cải tạo lò đốt dầu, đốt khí sang đốt nhũ tương khá đơn giản, tốn ít thời gian và kinh phí.

Tuy nhiên cũng có những nhược điểm như:

- Phải cải tạo thành buồng đốt có một số đặc tính như buồng đốt than phun thái xỉ khô, phải có phễu tro lạnh, phải chú ý vấn đề bám xỉ, tắc xỉ vấn đề mài mòn và bám tro bụi, khử bụi, v.v...

- Phải đặt thêm hệ thống chế biến và vận chuyển nhũ tương.

Vấn đề ô nhiễm môi trường phải chú ý hơn vì lượng tro bụi, khí NO_x, SO_x tăng lên nhiều.

b. Buồng lửa phun nhũ tương than nước

Nhũ tương than nước là hỗn hợp bột than với nước và một ít chất phụ gia.

Bột than có đường kính khoảng 50 ÷ 200 μm , trong đó 70% hạt có đường kính dưới 74 μm , trên 300 μm không quá 1%, nước chiếm từ 20 ÷ 35%, trung bình khoảng 30% và 1% chất phụ gia. Nhũ tương than nước có thể đốt bằng hai cách: phun và đốt tầng sôi. Cơ chế của quá trình cháy còn đang được tiếp tục nghiên cứu, nhưng có thể nêu một số ảnh hưởng đến quá trình bắt lửa và cháy như: chất bốc của than càng cao càng tốt, không khí đưa vào cần được gia nhiệt có thể trên 300°C, hỗn hợp nhanh nhũ tương với không khí và sản phẩm cháy trong buồng lửa.

Sử dụng nhũ tương than nước có ưu điểm như sau:

- Có thể tận dụng luôn nước để khai thác và tuyển than bằng thủy lực, và cả bột than lẫn trong đó, đồng thời có thể khử độ tro, lưu huỳnh, v.v... làm giàu nhiên liệu.

- Có thể vận chuyển bằng ống dẫn, tránh được rơi vãi, ảnh hưởng của thời tiết, tiết kiệm đầu tư và chi phí so với vận chuyển đường sắt.

- Có thể đốt thay dầu mà buồng đốt chỉ cần cải tạo chút ít, đầu tư không nhiều.

- Giảm đáng kể ô nhiễm môi trường. Thực nghiệm cho thấy so với lò than phun, nồng độ khí NO_x và CO giảm từ 1/6 đến 1/2. Lượng tro và SO_x cũng giảm nhất là khi có thể khử bớt tro và lưu huỳnh trong quá trình chế biến.

So với đốt dầu, đốt nhũ tương có các nhược điểm sau:

- Công suất lò hơi bị giảm. Để không bị giảm nhiều cần làm giàu than trong nhũ tương, có thể giảm độ tro xuống dưới 3%.

- Vòi phun dễ bị mài mòn.

- Bật lửa chậm hơn, tốn thêm nhiên liệu để làm cho nước bốc hơi, tuy có một ít nước khi gặp cacbon ở nhiệt độ cao có thể xảy ra phản ứng khí hoá than: $\text{H}_2\text{O} + \text{C} \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2$ làm cho quá trình cháy kiệt hơn, nhưng nói chung vẫn không đủ bù nhiệt hoá hơi.

2.4.2 Bưởi lửa phun dầu

Lò hơi đốt dầu có nhiều ở các nước phương tây, ít dùng ở các nước sử dụng nhiên liệu theo kế hoạch, vì dầu là loại nguyên nhiên liệu quý, dành cho các công nghệ ưu tiên, còn đối với lò hơi "đốt ngoài", để tổ chức quá trình cháy nên có thể đốt loại nhiên liệu rẻ tiền hơn. Như vậy, dầu có thể coi là nhiên liệu chính hoặc là nhiên liệu phụ trợ, chỉ dùng khi khởi động hoặc khi chạy với công suất thấp tránh cho lò khỏi bị tắt.

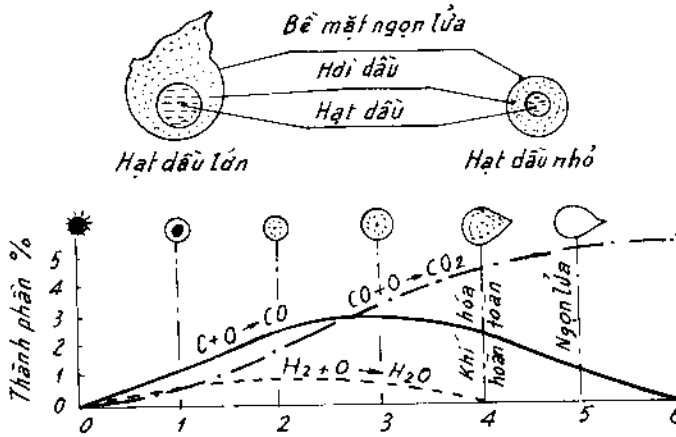
1. Quá trình cháy của nhiên liệu lỏng

Dầu được phun vào trong buồng lửa thành những hạt bụi nhỏ bằng khoảng $10 \div 200 \mu\text{m}$, đường kính hạt dưới $50 \mu\text{m}$ chiếm trên 80%, dưới $20 \mu\text{m}$ chiếm khoảng 5% thì quá trình cháy rất tốt. Cơ chế quá trình cháy dầu khá phức tạp, cách lý giải chưa thống nhất, có thuyết "oxy hoá" và thuyết "phân huỷ nhiệt" nhưng kết quả cuối cùng thì như nhau, đều là tạo thành khí CO_2 và H_2O và cũng đều cho rằng hiệu quả quá trình cháy phụ thuộc rất nhiều vào độ mịn của hạt dầu, hạt càng mịn thì bắt cháy càng nhanh và cháy càng kiệt. Do vậy việc phun dầu thành bụi là một quá trình hết sức quan trọng. Có thể phun dầu bằng bơm cơ khí, cũng có thể phun bằng không khí nén hoặc hơi nước. Tuy cách phun khác nhau, nhưng quá trình cháy cơ bản giống nhau.

Khi hạt dầu được phun vào trong buồng lửa đang vận hành, ở nhiệt độ cao, sẽ nhận nhiệt, sấy nóng rồi bốc hơi. Hơi dầu khuếch tán từ trong hạt dầu ra ngoài, trong khi đó thì oxy khuếch tán theo chiều ngược lại, từ ngoài đến mặt hạt dầu; khi chúng gặp nhau đến nhiệt độ đủ cao, sẽ cháy và tạo thành một ngọn lửa (hình 2-23).

Với những hạt dầu lớn, do có tốc độ tương đối giữa hạt nhiên liệu và không khí nên mặt ngọn lửa có hình dạng ngòai bút lông (hình 2-23a). Với những hạt dầu

mịn, không có tốc độ tương đối giữa hạt dầu và không khí nên mặt ngọn lửa hầu như là hình cầu đồng tâm với hạt dầu. Nếu phun dầu bằng hơi nước, vì hơi nước truyền nhiệt nhanh nên hạt dầu bốc hơi nhanh, dễ hỗn hợp với không khí nên quá trình cháy nhanh, tương tự như quá trình đốt nhiên liệu khí.



Hình 2-23. Quá trình cháy hạt dầu

Cần lưu ý là dầu có cấu tạo phức tạp, hỗn hợp của nhiều loại cacbua hydro nên quá trình hoá hơi không đơn giản, không đẳng nhiệt như các đơn chất. Khi hạt dầu nhận nhiệt, nhiệt độ tăng dần, những thành phần có nhiệt độ bay hơi thấp sẽ bay trước, phần còn lại bốc hơi khó hơn. Nếu nhiệt độ không đủ cao, hỗn hợp giữa nhiên liệu và không khí không tốt, quá trình gia nhiệt kéo dài, có thể dẫn tới hiện tượng phân huỷ nhiệt, tạo thành những hạt cacbon rắn có kích thước rất nhỏ khoảng $0,006 \div 0,16 \mu\text{m}$, chúng có thể kết lại thành hạt có đường kính khoảng $0,1 \div 0,3 \mu\text{m}$ gọi là muội mỡ hóng, rất khó cháy kiệt.

Tóm lại, quá trình cháy hạt dầu có thể chia thành các giai đoạn:

- Giai đoạn sấy nóng, bốc hơi và oxy hoá chậm.
- Giai đoạn bốc hơi nhanh, oxy hoá nhanh và tạo thành ngọn lửa.
- Phần còn lại của các hạt lớn bị phân huỷ nhiệt, nếu đủ không khí và nhiệt độ cao sẽ cháy hoàn toàn, nếu nhiệt độ không đủ cao thì vẫn còn lại muội mỡ hóng, tạo thành tổn thất q_4 .

Trong quá trình cháy, nhiệt sinh ra đốt nóng sản phẩm cháy và truyền nhiệt cho môi chất qua các bề mặt truyền nhiệt. Vì luôn còn lại những hạt muội mỡ hóng khó cháy. Ở nhiệt độ cao, những hạt muội mỡ hóng nóng đỏ, phát ánh sáng và bức xạ

nhiệt, tạo thành ngọn lửa sáng. Theo các tài liệu, nếu ngọn lửa có đường kính 70 cm, dài 4 m, nhiệt độ cao khoảng $1400 \div 1500^{\circ}\text{C}$ có độ đen bức xạ khá lớn, bằng khoảng $0,6 \div 0,8$ nên khả năng truyền nhiệt bức xạ của buồng lửa đốt dầu rất cao, đó là một ưu việt của buồng lửa đốt dầu.

2. Cấu tạo của buồng lửa đốt dầu

Có nhiều dạng buồng lửa với các loại vòi phun dầu khác nhau, tùy thuộc vào loại dầu, vào hình dạng, kích thước buồng lửa và bề mặt truyền nhiệt cũng như phương pháp vận hành. Khi thiết kế buồng lửa phun dầu cần chú ý các yêu cầu sau:

- Có thể phun dầu thành những hạt mịn với lượng gió ít nhất, áp suất thấp nhất.

- Dễ dàng hỗn hợp bụi dầu với không khí nhanh nhất, triệt để nhất với hệ số không khí thừa nhỏ nhất.

- Đảm bảo nhiệt độ buồng lửa đủ cao, ít nhất cũng phải lớn hơn nhiệt độ bắt lửa của dầu, khoảng trên 580°C .

- Cấu tạo đơn giản, dễ dàng chế tạo, sử dụng, bảo dưỡng, sửa chữa, dễ dàng điều chỉnh và điều chỉnh được trong phạm vi công suất lớn.

a. Cấu tạo vòi phun

Thường dùng các loại vòi phun bằng không khí nén, bằng hơi nước hoặc bơm cao áp.

1.a Vòi phun dầu bằng hơi nước hoặc không khí có áp suất cao (hình 2-24)

Vòi phun có hai lớp, bên trong dẫn dầu, bên ngoài dẫn không khí nén hoặc hơi nước. Có loại hỗn hợp trong, có buồng hỗn hợp dầu với không khí trước khi phun vào buồng lửa, có loại hỗn hợp ngoài nghĩa là dầu và không khí cùng phun vào buồng lửa rồi mới hỗn hợp. Cùng một vòi phun có thể dùng hơi nước hoặc không khí có áp suất, thường lớn hơn áp suất dầu khoảng $0,5 \div 1 \text{ bar}$, nếu cao quá có thể có hiện tượng "tuột lửa", nếu thấp hơn áp suất dầu thì khi vòi phun bị tắc, dầu có thể chảy sang ống dẫn không khí.

Thường dùng không khí nén áp suất khoảng $2 \div 8 \text{ bar}$, tiêu tốn khoảng $0,09 \div 0,15 \text{ m}^3$ không khí lít dầu. Nếu dùng hơi nước, áp suất khoảng $2,5 \div 3 \text{ bar}$, tốc độ hơi ra khoảng $300 \div 1000 \text{ m/s}$, tốc độ dầu khoảng 1 m/s , tiêu hao khoảng $0,2 \div 0,6 \text{ kg}$ hơi/kg dầu.

Có loại còn trang bị thêm nện điện với điện thế khoảng 10000 V, có dạng khẩu súng nên gọi là súng phun dầu. Loại này dùng áp suất dầu cao hơn, khoảng $6 \div 8 \text{ bar}$ phun thành dòng có tốc độ cao khoảng 20 m/s , không khí đưa vào qua cánh hướng để tạo thành xoáy, hỗn hợp tốt hơn, cháy tốt hơn.

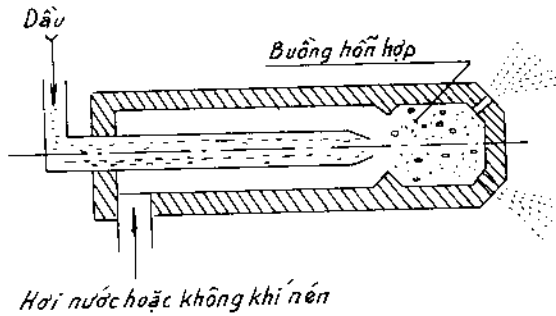
Loại vòi phun dầu cao áp có các ưu điểm:

- Cấu tạo đơn giản mà vẫn chắc tốt, hiệu suất cao.
- Dùng hơi, dầu để bốc nên có thể đốt được dầu xấu.
- Ngọn lửa nhỏ, dài, dùng hợp với lò có buồng lửa sâu.

Bên cạnh đó, cũng có nhược điểm là:

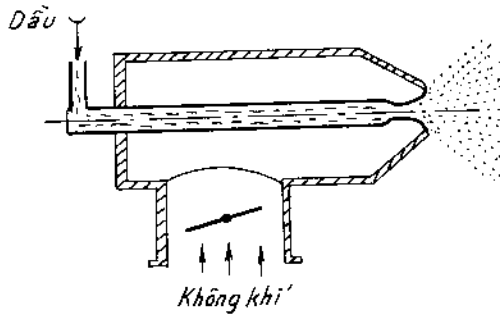
- Khi vận hành phát ra tiếng ồn lớn.
- Tốn hơi để phun, mất khoảng 2% sản lượng hơi, thành phần hơi nước trong khói cao, dễ ngưng tụ, nhất là khi đốt dầu có nhiều lưu huỳnh, do đó dễ làm rỉ bề mặt truyền nhiệt ở phần đuôi.

- Khi dùng quạt, tốn thêm điện năng và thiết bị.



Hình 2-24. Vòi phun dầu có áp suất cao.

2.a Vòi phun dầu bằng không khí có áp suất thấp (hình 2-25)



Hình 2-25. Vòi phun dầu bằng không khí.

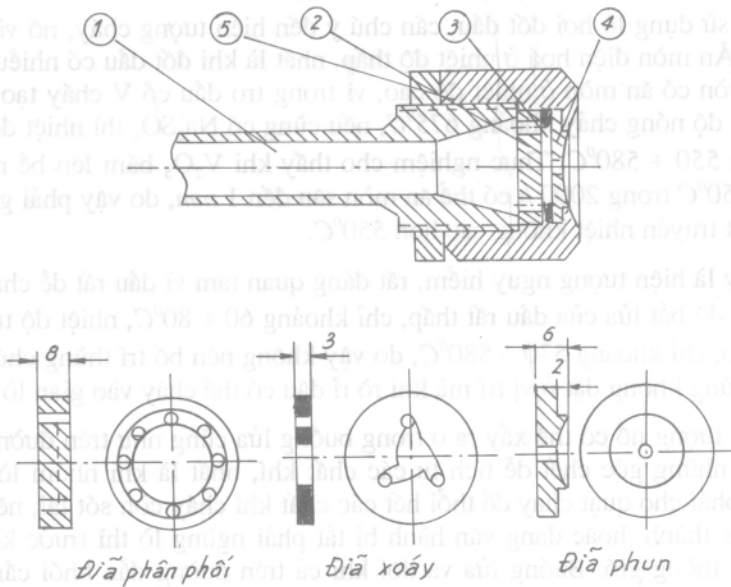
Dầu cấp vào có thể dùng bơm hoặc do trọng lực của dầu trong thùng lắp cao trên 3 m. Gió cấp một để phun dầu có áp suất khoảng $2000 \div 12000 Pa$, gió cấp hai cung cấp riêng.

Loại vòi phun này có các đặc điểm sau:

- Thiết bị đơn giản, dễ chế tạo, dễ vận hành, rẻ tiền.
- Giảm được năng lượng tự dùng.
- Dùng gió để thổi, gây tiếng ồn.
- Ngọn lửa ngắn, đòi hỏi chất lượng dầu cao.
- Kích thước vòi phun tương đối cỡ ống kính.

Loại vòi phun này thường dùng cho lò hơi công suất nhỏ, khoảng 100 kg/h.

3.a Vòi phun cơ khí (hình 2-26)



Hình 2-26. Vòi phun dầu bằng cơ khí.

Cũng có loại áp suất thấp và áp suất cao nhưng cùng một nguyên tắc là dùng áp suất để đẩy dầu qua lỗ nhỏ để phun thành bụi, loại áp suất cao thường dùng bơm có áp suất từ $10 \div 20 bar$, loại áp suất thấp có thể dùng lực ly tâm. Lượng dầu phun vào tỷ lệ thuận với áp suất căn bậc hai. Sau đây giới thiệu một loại vòi phun cơ khí có áp suất cao. Ở đầu miệng ống phun (1), người ta dùng êcu (5) để lắp thêm đĩa phân phối (2), đĩa xoáy (3) và đĩa phun (4). Trên đĩa phân phối có khoan

nhiều lỗ nhỏ, đường kính khoảng $2 \div 2,5 \text{ mm}$, nối liền với nhau bằng một rãnh sâu hình vành khăn. Đĩa xoay có 3 lỗ nhỏ thông với rãnh ở đĩa phân phối, 3 lỗ nối tiếp tuyến với một lỗ tròn chính giữa.

Dầu từ miệng phun, qua các lỗ đưa vào rãnh của đĩa phân phối, vào ba lỗ rồi đi theo hướng tiếp tuyến vào lỗ chính giữa của đĩa xoay tạo thành dòng xoay qua lỗ ở chính giữa đĩa phun, phun vào buồng lửa dưới dạng bụi để tiến hành các giai đoạn của quá trình cháy.

b. Bố trí vòi phun trong buồng lửa

Vòi phun có thể bố trí thành một vòi dây, phía trước hoặc hai phía đối diện nhau. Nên bố trí nhiều vòi phun để có thể điều chỉnh công suất bằng số lượng vòi phun, mỗi vòi phun đều nên đốt hết công suất. Cần chú ý khoảng cách giữa các vòi phun cũng như từ vòi phun đến tường lò, khoảng cách đến tường bên khoảng $1,5 \text{ m}$, đến tường sau khoảng $3 \div 4 \text{ m}$.

3. Một số điều cần chú ý đối với lò hơi đốt dầu

Khi sử dụng lò hơi đốt dầu, cần chú ý đến hiện tượng cháy, nổ và hiện tượng ăn mòn. Ăn mòn điện hoá ở nhiệt độ thấp, nhất là khi đốt dầu có nhiều lưu huỳnh; đốt dầu còn có ăn mòn ở nhiệt độ cao, vì trong tro dầu có V cháy tạo thành V_2O_5 cho nhiệt độ nóng chảy khoảng 675°C , nếu cùng có Na_2SO_4 thì nhiệt độ nóng chảy giảm đến $550 \div 580^\circ\text{C}$. Thực nghiệm cho thấy khi V_2O_5 bám lên bề mặt có nhiệt độ trên 550°C trong 2000 h có thể ăn mòn sâu đến 1 mm , do vậy phải giữ cho nhiệt độ bề mặt truyền nhiệt không cao hơn 550°C .

Cháy là hiện tượng nguy hiểm, rất đáng quan tâm vì dầu rất dễ cháy và gây ra nổ. Nhiệt độ bắt lửa của dầu rất thấp, chỉ khoảng $60 \div 80^\circ\text{C}$, nhiệt độ tự cháy cũng không cao, chỉ khoảng $530 \div 580^\circ\text{C}$, do vậy không nên bố trí thùng chứa dầu trong gian lò, cũng không đặt ở vị trí mà khi rò rỉ dầu có thể chảy vào gian lò.

Hiện tượng nổ có thể xảy ra ở trong buồng lửa cũng như trên đường dẫn khói, nhất là ở những góc chết để tích tụ các chất khí, nhất là khi nhóm lò. Trước khi nhóm lò phải cho quạt chạy để thổi hết các chất khí cháy còn sót lại, nếu nhóm lần đầu không thành, hoặc đang vận hành bị tắt phải ngừng lò thì trước khi nhóm lại cũng phải thông gió. Buồng lửa và đôi khi cả trên đường dẫn khói cần bố trí nắp phòng nổ.

4. Sơ qua về đốt dầu nhũ tương

Dầu nhũ tương là hỗn hợp giữa hai chất lỏng không hoà lẫn nhau là dầu và nước. Thường gặp hai loại là: dầu bọc nước viết tắt là w/o, tức là hạt nước bị dầu bọc ở ngoài và loại nước bọc dầu, viết tắt là o/w. Đốt nhũ tương dầu ngoài mục đích tiết kiệm dầu còn nhiều tranh cãi, có thể cải thiện được điều kiện môi trường. Theo các tài liệu nước ngoài, thường dùng độ thấm nước khoảng $5 \div 25\%$, khi đốt

có thể tiết kiệm được $2 \div 10\%$ dầu, giảm được $10 \div 70\%$ khí NO_x , $40 \div 90\%$ lượng tro bụi trong khói thải. Cách giải thích chủ yếu về tiết kiệm dầu như sau: nước hỗn hợp với dầu không những không cháy để toả nhiệt mà còn cần hấp thụ nhiệt để hoá hơi, nhưng nó lại có tác dụng cháy kiệt với hệ số không khí thừa nhỏ nên giảm được tổn thất nhiệt q_3 và q_2 . Theo kết quả thực nghiệm khi đốt dầu nhũ tương, có thể cháy kiệt với $\alpha = 1,02 \div 1,05$, còn khi đốt dầu nguyên, cần $\alpha = 1,8$ mới cháy kiệt được, do vậy có thể đốt nhũ tương dầu với hệ số không khí thừa nhỏ, giảm được q_2 . Mặt khác khi đốt nhũ tương dầu, hạt dầu được hai lần "hoá sương". Lần thứ nhất là từ vòi phun vào, nhũ tương được phun thành những hạt nhỏ, tạm gọi là lần "hoá sương" thứ nhất, đây vẫn là những hạt hỗn hợp dầu và nước bọc nhau, do nhiệt độ hoá hơi của chúng khác nhau, nước hoá hơi trước, thể tích giãn nở rất mạnh, phá những màng dầu thành những hạt nhỏ hơn, gọi là "hoá sương" lần thứ hai, kết quả là hạt dầu mịn hơn, diện tích bề mặt tăng lên, tiếp xúc với không khí tốt hơn, cháy sẽ kiệt hơn. Do vậy nếu vận hành tốt, lượng nhiệt ẩn hoá hơi nước nhỏ hơn lượng giảm các tổn thất q_2 , q_3 thì tiết kiệm được dầu. Cần lưu ý là lượng không khí cung cấp vào phải tính theo lượng dầu trong nhũ tương, thường dùng hệ số không khí thừa là 1,05, nhiều hơn thì vận hành không tốt, không tiết kiệm được dầu.

2.4.3 Buồng lửa đốt khí (gas)

Nhiên liệu khí dùng cho lò hơi có thể là khí thiên nhiên hoặc khí chế biến (nhân tạo). Khí thiên nhiên chứa rất ít tạp chất khoáng, khí chế biến có thể có ít bụi, nhưng có thể lọc được. Nhiên liệu khí có nhiều thành phần khác nhau, có thành phần cháy được, có thành phần không cháy được nên nhiệt trị của chúng khác nhau, có loại nhiệt trị cao, có loại nhiệt trị thấp.

1. Quá trình cháy của nhiên liệu khí

Quá trình cháy nhiên liệu khí đơn giản hơn, thường chỉ gồm 3 giai đoạn: giai đoạn hỗn hợp nhiên liệu với không khí, sấy nóng và giai đoạn cháy.

Ở đây, giai đoạn hỗn hợp nhiên liệu với không khí là rất quan trọng, nó quyết định tốc độ và độ hoàn thiện của quá trình cháy, hình dạng ngọn lửa dài hay ngắn, nhiệt độ ngọn lửa cao hay thấp. Dựa theo phương pháp hỗn hợp, có thể chia thành ba cách đốt:

- Đốt có ngọn lửa sáng còn gọi là đốt khuếch tán.
- Đốt ngọn lửa không sáng.
- Đốt không có ngọn lửa.

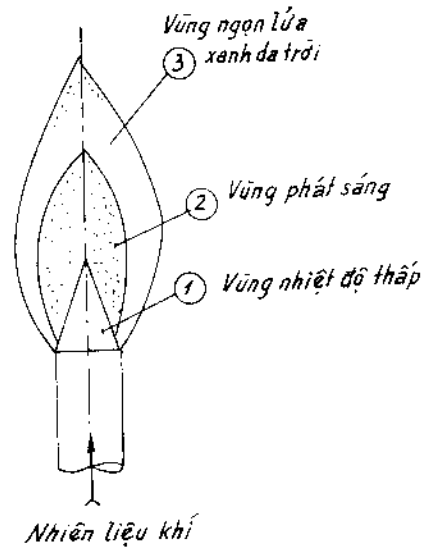
Lượng không khí cấp phụ thuộc vào chất lượng của nhiên liệu khí, với nhiên liệu xấu đốt 1 m^3 tc chỉ cần 0,78 m^3 tc không khí, đốt 1 m^3 tc khí lò cốc cần khoảng

4 m³tc, đốt 1 m³tc khí loại tốt thí dụ như khí thiên nhiên có khi cần đến khoảng 10 m³tc. Không khí có thể cấp vào nhờ sức hút của ống khói, sức đẩy của quạt gió hoặc hoặc sức hút của dòng nhiên liệu có tốc độ cao.

a. Đốt có ngọn lửa sáng

Ở đây nhiên liệu và không khí được đưa vào riêng rẽ, vào trong buồng lửa vừa hỗn hợp với nhau vừa tiến hành tất cả các giai đoạn của quá trình cháy, nên tốc độ cháy tương đối chậm, hình thành ngọn lửa dài có thể đến 3 ÷ 4 m và sáng, nhiệt độ không cao chỉ khoảng 1000^oC. Không khí và nhiên liệu tiếp xúc được với nhau là nhờ tác dụng khuếch tán nên gọi là phương thức đốt khuếch tán và loại vòi phun này được gọi là vòi phun hỗn hợp ngoài hoặc vòi phun khuếch tán.

Ngọn lửa sáng có thể chia thành ba vùng (hình 2-27): vùng (1) không có màu sắc là vùng nhiệt độ thấp, vùng thứ (2) phát sáng, do lúc đầu nhiên liệu khí đã được sấy khá nóng, một số thành phần như metan và các cacbua nặng nhiệt phân thành muối bột hóng, những hạt này được đốt nóng đỏ, phát ánh sáng và khi cháy hết toả ra màu vùng lửa, ở vùng thứ ba các chất khí đã bị phân huỷ, tiếp xúc với không khí và cháy, toả ra màu xanh da trời. Đó là trường hợp cháy bình thường. Nếu thiếu không khí cháy không hoàn toàn, ngọn lửa có màu đỏ sẫm, co ngán lại và nhiều khói, nhưng nếu không khí quá nhiều, ngọn lửa có màu xanh nhạt, có thể phát ra tiếng ồn.



Hình 2-27. Ngọn lửa sáng.

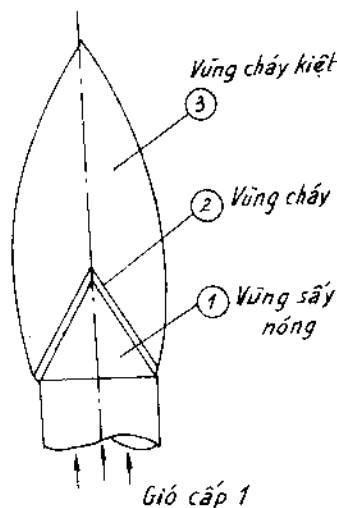
b. Đốt ngọn lửa không sáng

Ở cách đốt này, nhiên liệu được hỗn hợp với một phần không khí gọi là gió cấp một, chiếm khoảng 30 ÷ 60%, sau đó mới thêm gió cấp hai để hoàn thành quá trình cháy. Ngọn lửa ngắn, màu xanh tím có lõi hình viên trụ màu xanh lam, nhiệt độ đạt khá cao, khoảng 1500 ÷ 1600^oC. Ngọn lửa cũng có thể chia thành ba vùng (hình 2-28). Vùng (1) cũng là vùng sấy nóng không màu sắc, vùng (2) có màu xanh lam, là vùng cháy, nhưng vì không đủ ôxy nên còn có CO và một ít H₂, v.v... chưa cháy hết, vùng (3) có màu xanh tím, là vùng cháy kiệt các chất khí còn lại nhờ gió cấp hai đưa thêm vào. Nếu không đủ không khí, ngọn lửa có màu sẫm tím,

đầu ngọn lửa vẫn phát sáng, màu vàng hoặc đỏ, ngọn lửa co ngắn lại, thậm chí có thể "hút lửa" vào miệng vòi phun, nếu không khí quá nhiều, ngọn lửa nhỏ lại, mất màu, phát ra tiếng ồn và có thể "tuột lửa", ngọn lửa rời khỏi miệng phun. Mặt nón ở vùng thứ hai là vùng ranh giới giữa vùng cháy bên ngoài và vùng chưa cháy bên trong, ngọn lửa lan truyền vào trong theo chiều pháp tuyến của hình nón với một tốc độ nhất định tùy thuộc vào thành phần của nhiên liệu. Ngọn lửa đốt theo phương thức này thường không được thật ổn định.

c. Đốt không có ngọn lửa

Ở cách đốt này, nhiên liệu và tất cả không khí được hỗn hợp hoàn toàn với hệ số không khí thừa khoảng $1,02 \div 1,05$, phun vào trong buồng lửa với tốc độ khá cao, khoảng $10 \div 30 \text{ m/s}$, đôi khi còn có thể cao hơn. Quá trình cháy tiến hành rất nhanh, ngọn lửa ngắn và hầu như không có màu sắc, thường có thêm những giải pháp để giữ ổn định ngọn lửa như khe rãnh, tường chắn, tường học, v.v... bằng gạch chịu lửa. Theo phương pháp này quá trình cháy rất tốt nên có thể đốt được nhiên liệu có nhiệt trị thấp như khí lò cao, hoặc những nhiên liệu chứa nhiều thành phần cháy chậm như metan trong khí thiên nhiên.



Hình 2-28. Ngọn lửa không sáng.

2. Cấu tạo buồng lửa đốt nhiên liệu khí

Ở đây thường thiết kế các loại vòi phun và cách bố trí vào buồng lửa làm thế nào để đảm bảo nhiên liệu và không khí hỗn hợp với nhau được tốt, nhiệt độ buồng lửa đủ cao để đảm bảo quá trình cháy. Ở buồng lửa đốt khí thường bố trí thêm cửa phòng nổ.

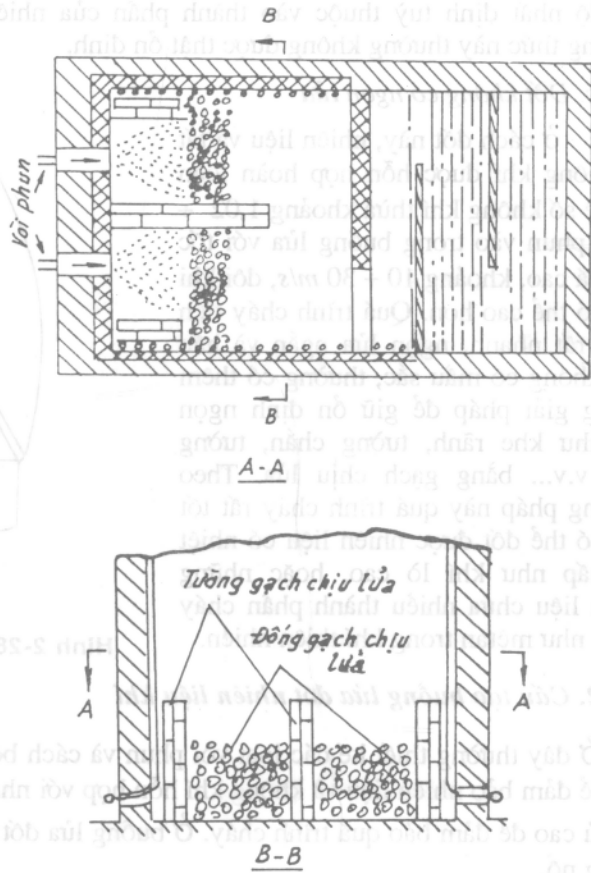
Vòi phun có thể bố trí ở phía trước, hai bên sườn, từ phía trên xuống hoặc ở ngay trên mặt ghi. Để đảm bảo quá trình cháy tốt, thường bố trí thêm thiết bị ổn định ngay trước miệng vòi phun hoặc trong buồng lửa như các tấm chắn, các miệng ống hình nón cụt hoặc hình trụ bằng gạch chịu lửa, nhiều khi chất gạch vụn chịu lửa thành đống trong buồng lửa (hình 2-29). Dưới đây là cấu tạo của một số dạng vòi phun.

a. Vòi phun đốt ngọn lửa sáng (hình 2-30)

Loại vòi phun này chỉ đưa nhiên liệu khí vào buồng lửa, rồi nhờ hiện tượng khuếch tán mà nhiên liệu tiếp xúc với không khí, tiến hành quá trình cháy, vì vậy còn gọi là vòi phun khuếch tán. Cấu tạo của vòi phun khá đơn giản, chỉ là những

ống rộng, trên có khoan những lỗ nhỏ riêng biệt hoặc bố trí thành những hàng, những dãy.

Có loại ống nhỏ uốn thành nhiều hình dạng khác nhau (hình 2-30). Phía trên ống có thể khoan một hoặc hai hàng lệch nhau 30° những lỗ nhỏ có đường kính từ $0,5 \div 5 \text{ mm}$, bước lỗ bằng khoảng $4 \div 16$ lần đường kính. Nếu bước lỗ quá lớn, ngọn lửa không lan truyền được, nếu quá bé các ngọn lửa can thiệp lẫn nhau, hạn chế sự khuếch tán và hỗn hợp giữa nhiên liệu và không khí, ảnh hưởng không tốt đối với quá trình cháy. Khi cháy trên các lỗ hình thành các ngọn lửa sáng. Áp suất làm việc thông thường của nhiên liệu khí bằng khoảng $300 \div 400 \text{ Pa}$, hệ thống không khí thừa khoảng $1,2 \div 1,6$, tổn thất $q_3 = (0,5 \div 1,2)\%$ mỗi vòi phun có thể đốt được khoảng $1 \div 10 \text{ m}^3/\text{t}$ khí đốt, thường dùng trong lò hơi công suất nhỏ.



Hình 2-29.

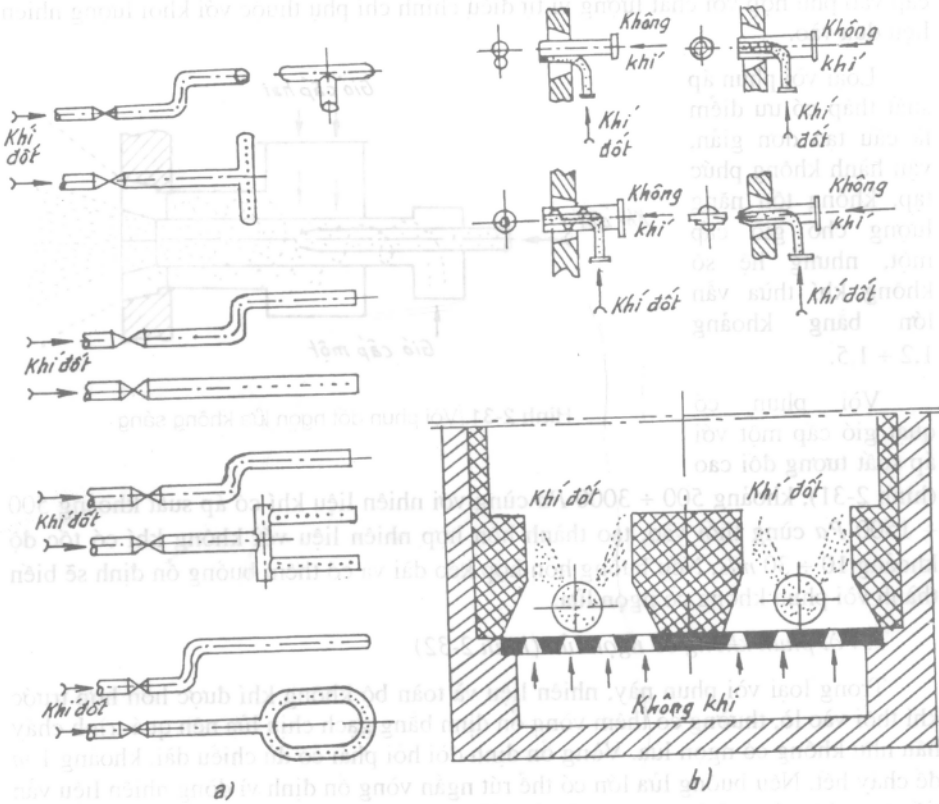
Các cách bố trí buồng lửa đốt nhiên liệu khí.

Người ta cũng có thể dùng một vài ống lớn, đường kính khoảng 50 mm đặt nằm trên ghi. Trên ống có khoan hai hàng lỗ lớn, đường kính khoảng 12 mm (hình 2-30b). Không khí thổi qua ghi với áp suất khoảng $600 \div 1200 \text{ Pa}$. Hai bên ống có xây tường gạch ổn định để giữ nhiệt độ cao, cải thiện quá trình cháy.

Loại vòi phun này có các ưu nhược điểm như sau:

- Đơn giản, về cấu tạo cũng như vận hành, sửa chữa.
- Quá trình cháy khá ổn định, kể cả khi công suất thấp.
- Vòi phun ít bị hỏng, vì không có hiện tượng "hút lửa".

- Nhiệt độ ngọn lửa không được cao.
- Ngọn lửa dài đòi hỏi kích thước, buồng lửa có chiều dài thích hợp.
- Đốt với hệ số không khí thừa lớn quá, bằng khoảng $1,2 \div 1,6$.



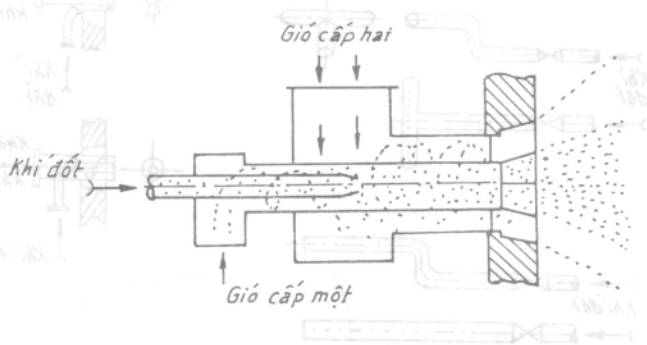
Hình 2-30. Vòi phun đốt ngọn lửa sáng.

b. Vòi phun đốt ngọn lửa không sáng

Với loại vòi phun này, một phần không khí hỗn hợp với nhiên liệu trước khi phun vào buồng lửa tạo thành gió cấp một, gió cấp hai được đưa thêm để cháy hoàn toàn tạo thành ngọn lửa không sáng. Không khí được đưa vào có thể nhờ sức hút của dòng nhiên liệu có tốc độ cao gọi là vòi phun có áp suất thấp và có thể do quạt đẩy vào gọi là vòi phun có áp suất cao. Vòi phun có áp suất thấp (hình 2-31a). Nhiên liệu khí có áp suất khoảng $300 \div 2000 Pa$ thổi qua ống tăng tốc hình thành tốc độ cao, tạo thành áp suất tĩnh thấp, có chân không, hút khoảng $30 \div 60\%$ nhu cầu không khí (gió cấp một). Nếu áp suất thừa của nhiên liệu khí lên đến khoảng

0,3 ÷ 0,5 bar, có thể hút toàn bộ không khí yêu cầu, biến thành vòi phun không có ngọn lửa. Loại vòi phun này có tác dụng tự điều chỉnh, vì khi công suất cao, nhiên liệu cần nhiều, tốc độ dòng càng lớn, hút không khí càng nhiều phù hợp với yêu cầu của quá trình đốt cháy nhiên liệu. Tuy nhiên vẫn cần điều chỉnh một phần lượng gió cấp vào phù hợp với chất lượng vì tự điều chỉnh chỉ phụ thuộc với khối lượng nhiên liệu đưa vào.

Loại vòi phun áp suất thấp có ưu điểm là cấu tạo đơn giản, vận hành không phức tạp, không tốn năng lượng cho gió cấp một, nhưng hệ số không khí thừa vẫn lớn bằng khoảng 1,2 ÷ 1,5.

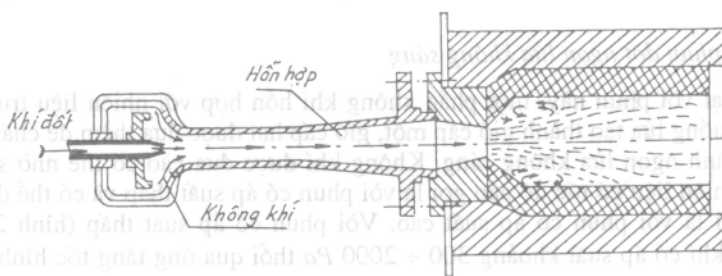


Hình 2-31. Vòi phun đốt ngọn lửa không sáng.

Vòi phun có quạt gió cấp một với áp suất tương đối cao (hình 2-31), khoảng 500 ÷ 3000 Pa cùng với nhiên liệu khí có áp suất khoảng 500 ÷ 1500 Pa cùng thổi vào, tạo thành hỗn hợp nhiên liệu với không khí có tốc độ khoảng 10 ÷ 30 m/s. Nếu buồng hỗn hợp kéo dài và có thêm buồng ổn định sẽ biến thành vòi phun không có ngọn lửa.

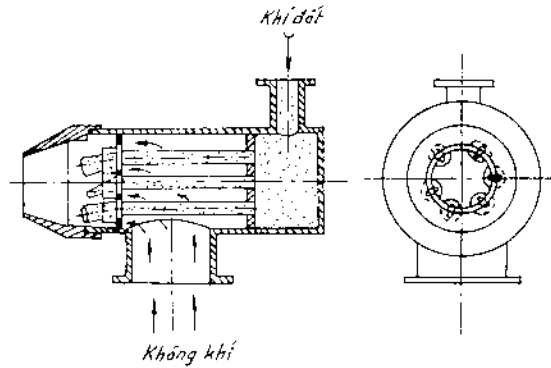
c. Vòi phun không có ngọn lửa (hình 2-32)

Trong loại vòi phun này, nhiên liệu và toàn bộ không khí được hỗn hợp trước khi thổi vào lò, thường có thêm vòng ổn định bằng gạch chịu lửa nên quá trình cháy hầu như không có ngọn lửa. Vòng ổn định đòi hỏi phải có đủ chiều dài, khoảng 1 m để cháy hết. Nếu buồng lửa lớn có thể rút ngắn vòng ổn định vì dòng nhiên liệu vẫn tiếp tục nhận được bức xạ trong buồng lửa và đường đi cũng đủ dài để có thể cháy hết.



Hình 2-32. Vòi phun không có ngọn lửa.

Người ta cũng dùng vòi phun chùm, nhiên liệu khí được đưa vào một chùm 6 ống nhỏ, lồng trong một ống lớn có không khí thổi vào (hình 2-33), hỗn hợp với nhiên liệu, đưa vào trong buồng lửa tiến hành quá trình cháy. Loại vòi phun này có ưu điểm: Có thể nâng cao lượng nhiên liệu khí ở áp suất thấp, có thể mở rộng phạm vi điều chỉnh công suất lò mà cháy vẫn ổn định, có thể đốt được nhiều loại nhiên liệu khí với hệ số không khí thừa tương đối nhỏ, điều chỉnh tương đối dễ dàng, có thể sấy trước không khí để nâng cao hiệu quả cháy. Nhưng có nhược điểm là tiêu tốn năng lượng cho gió cấp một.



Hình 2-33. Vòi phun chùm.

2.5 SƠ QUA VỀ BUỒNG LỬA ĐỐT HỖN HỢP

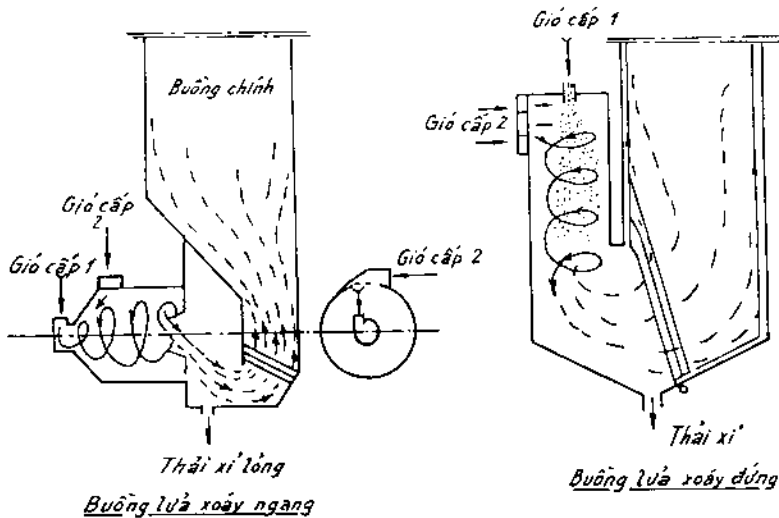
Ở đây giới thiệu hai loại: buồng lửa xoáy và buồng lửa tầng sôi (tầng lỏng). Trong các buồng lửa này, nhiên liệu không hoàn toàn xếp theo lớp, cũng không phải cháy trong khi đi qua cả không gian buồng lửa. Nó vừa có một phần đặc điểm cháy tầng, một phần đặc điểm cháy trong không gian.

2.5.1 Buồng lửa xoáy (hình 2-34)

Loại buồng lửa này ra đời từ những năm 30 ở Nga, đến những năm 40 ở Mỹ và một số nước khác trong các lò hơi công suất lớn, gần đây ở Mỹ thời phát triển, nhưng ở các nước khác vẫn còn, như ở Đức mới thiết kế loại lò hơi công suất khoảng 1000 T/h với buồng lửa xoáy.

Buồng lửa xoáy có thể đốt than cám nghiền thô hơn buồng lửa phun. Buồng lửa xoáy có dạng hình trụ, một lò hơi có thể bố trí một hoặc vài ba buồng lửa xoáy, có thể đặt nằm ngang hoặc thẳng đứng (hình 2-34). Gió cấp một có thể đưa thẳng hoặc theo chiều tiếp tuyến với tốc độ khoảng $20 \div 30 \text{ m/s}$, còn gió cấp hai chiếm khoảng $80 \div 85\%$, đưa vào theo chiều tiếp tuyến với vận tốc cao hơn, khoảng $60 \div 65 \text{ m/s}$ với buồng đứng và khoảng 120 m/s với buồng nằm ngang, nên tạo thành xoáy khá mạnh, hỗn hợp rất tốt không khí với nhiên liệu và tiến hành tất cả các giai đoạn của quá trình cháy trong buồng lửa, sản phẩm cháy đưa vào buồng chính, thải xỉ ra ngoài ở dạng lỏng. Trong buồng lửa xoáy trình tự bố trí các lớp như sau: ở sát

vách là lớp xỉ chảy lỏng, rồi đến những hạt nhiên liệu có kích thước lớn, rồi đến những lớp có kích thước nhỏ hơn, chính giữa là những lớp bột than mịn và các chất khí. Buồng lửa xoáy có nhiệt thế thể tích rất lớn, có thể đến $2.3 \div 5.8 \text{ MW/m}^3$ với buồng nằm ngang, khoảng $1.1 \div 1.4 \text{ MW/m}^3$ với buồng đặt đứng. Nhiệt độ trong buồng lửa cũng rất cao, có thể lên đến $1700 \div 1800^\circ\text{C}$, xỉ bị nóng chảy nên thường thải xỉ lỏng.



Hình 2.34. Buồng lửa xoáy.

Buồng lửa xoáy có các ưu điểm:

- Nhiệt thế buồng lửa cao, nên cháy ổn định, cháy kiệt, có thể đốt được nhiên liệu xấu, hạt tương đối thô với tổn thất q_3, q_4 tương đối nhỏ.
- Có thể cháy tốt với hệ số không khí thừa nhỏ, bằng khoảng $1.05 \div 1.15$, do đó tổn thất q_2 giảm.
- Giảm được lượng tro bụi bay theo khói, nên có thể chọn tốc độ khói cao; hệ số truyền nhiệt lớn, giảm được bề mặt truyền nhiệt, đồng thời cũng giảm nhẹ được ô nhiễm môi trường.

Buồng lửa xoáy cũng có những nhược điểm sau:

- Cấu tạo buồng lửa phức tạp, giá thành cao.
 - Tổn điện năng cho quạt gió cấp hai, tuy có giảm điện năng cho khâu nghiền than.
 - Dưới tác dụng của xỉ lỏng ở nhiệt độ cao, bề mặt truyền nhiệt dễ bị ăn mòn, tổn thất q_c cũng tăng.
 - Đốt cháy ở nhiệt độ cao nên lượng NO_x trong khói tăng, ô nhiễm môi trường.
- Ở nước ta chưa sử dụng lò hơi có buồng lửa xoáy.

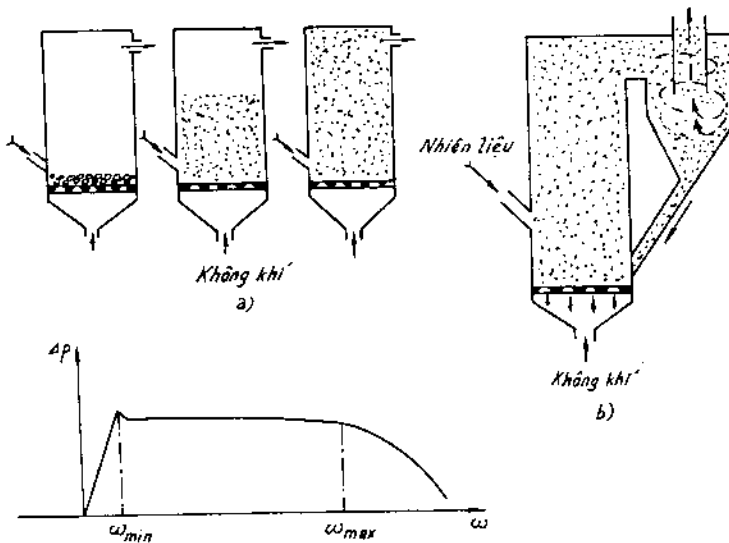
2.5.2 Buồng lửa tầng sôi (tầng lỏng)

Kỹ thuật tầng sôi không phải là mới, mà phát minh đầu tiên và năm 1910 của hai tác giả người Anh là Phillips và Bulteel áp dụng vào các công nghệ xúc tác, chọn quặng, sấy, v.v... , mãi đến những năm 40 mới bắt đầu sử dụng vào quá trình cháy nhiên liệu trong buồng lửa và phát triển mạnh từ những năm 1970 ÷ 1980 đến nay, thí dụ ở Trung Quốc đến năm 1990 đã có khoảng 3000 lò đốt tầng lỏng.

Đây có thể coi là phương pháp đốt quá độ, không hoàn toàn theo tầng chặt trên ghi, nhiên liệu không bay hoàn toàn trong buồng lửa mà chỉ dao động lên xuống trong một khoảng không gian nhất định trong buồng lửa để tiến hành các giai đoạn của quá trình cháy.

Ta khảo sát một thí nghiệm về tầng sôi (lỏng) như sau (hình 2-35).

Cho một lớp hạt nhiên liệu đặt trên ghi, thổi gió từ dưới lên, ta đo và vẽ thành đồ thị quan hệ giữa tốc độ gió với hiệu áp trước và sau lớp nhiên liệu trên ghi. Ta thấy, ban đầu tốc độ gió tăng thì hiệu áp cũng tăng, đến một tốc độ ω_{min} nào đó thì Δp không tăng nữa, chiều dày lớp hạt tăng dần, tốc độ tăng dần thì chiều dày lớp hạt cũng tăng theo, hạt dao động trong một phạm vi nhất định, Δp vẫn không đổi, nhưng khi tốc độ tăng đến ω_{max} thì Δp giảm đột ngột và hạt bay hết theo dòng không khí.



Hình 2-35. Thí nghiệm về tầng sôi.

Khi làm thí nghiệm với cỡ hạt $d \approx 0,3 \text{ mm}$ thì $\omega_{min} = 6,8 \text{ cm/s}$, $\omega_{max} = 224 \text{ cm/s}$ với cỡ hạt $d \approx 3,5 \text{ mm}$ thì $\omega_{min} = 156 \text{ cm/s}$ và $\omega_{max} = 1400 \text{ cm/s}$. Khảo sát tầng hạt trong phạm vi $\omega_{min} \div \omega_{max}$, thấy các đặc điểm giống như chất lỏng, cụ thể là:

- Các hạt chuyển động hỗn loạn tương tự như chuyển động nhiệt của phân tử.
- Giữa lớp hạt và không khí tồn tại mặt phẳng ranh giới như mặt nước, bất kể ban đầu hạt được sắp xếp như thế nào.

Nếu đặt một vật nhẹ lên lớp hạt, vật chuyển động bồng bềnh như thuyền trên nước.

Nếu trở một miếng ra thì lớp hạt chảy ra như nước, phần còn lại vẫn phân bố đều như lớp nước. Người ta dựa vào đặc điểm này để cấp than và thải xỉ tại một vị trí mà lớp hạt vẫn đồng đều.

- Khi cỡ hạt không đều nhau, thì những hạt nhỏ chịu lực đẩy lớn hơn trọng lực sẽ thoát ra khỏi lớp hạt như hơi và những hạt nước nhỏ tách ra khi chất lỏng sôi.

Vì các đặc điểm trên nên ta gọi là đốt tầng lỏng (trước kia hay gọi một cách không chính xác lắm là đốt tầng sôi).

Trong buồng lửa tầng lỏng (sôi), những hạt nhiên liệu kích thước khoảng dưới 10 mm dao động lên xuống trong một phạm vi không gian buồng lửa, tiến hành các giai đoạn của quá trình cháy, còn việc thải tro xỉ có khác nhau, tùy theo cách đốt. Đến nay có ba cách đốt như sau:

- Cháy ở nhiệt độ cao và áp suất cao, khoảng 3 + 4 bar, thường dùng khối than cháy tua bin khí. Vì cấu tạo phức tạp nên ít dùng.

- Cháy ở áp suất bình thường với nhiệt độ cao khoảng 1100°C để tro chảy lỏng thành xỉ rồi thải ra ngoài như lò hơi ở nhà máy giấy Bãi Bằng.

- Cháy ở áp suất bình thường, nhiệt độ tương đối thấp, dưới nhiệt độ nóng chảy của tro, khoảng $800 \pm 50^\circ\text{C}$, như lò hơi ở nhà máy dệt Nam Định.

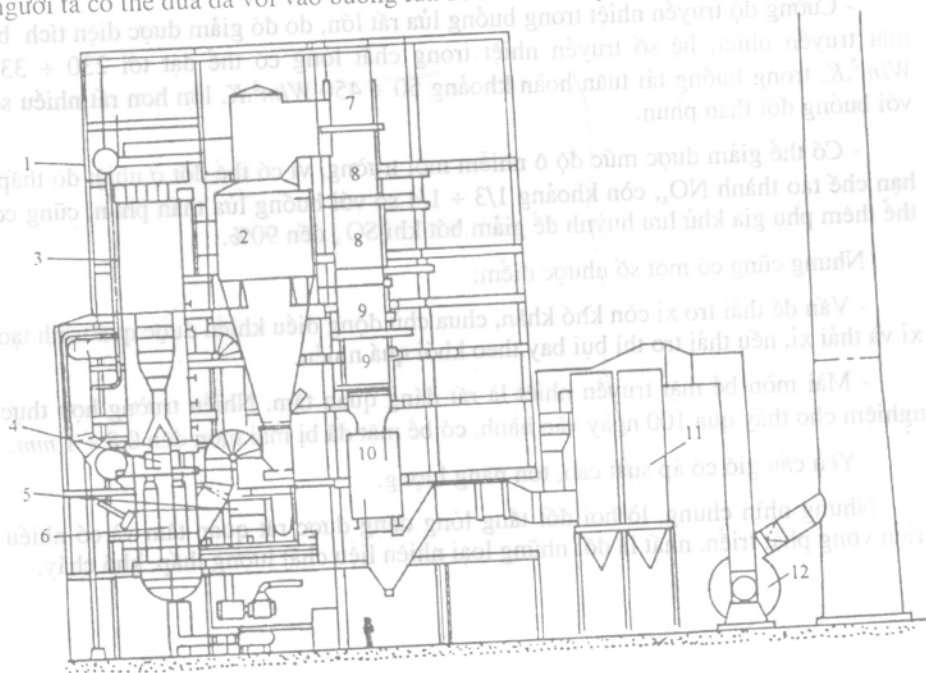
Hai loại buồng đốt trên thải xỉ khô qua ghi, còn cách đốt thứ ba, không để tro nóng chảy mà cho tro mài mòn thành bụi nhỏ (nhiều khi thêm cát có cỡ hạt khoảng 1 mm vào buồng đốt), khói mang đi, qua các chỗ uốn cong và các bộ khử bụi thu hồi lại, còn một phần tro bụi rất mịn bay theo khói thải ra ngoài.

Vài chục năm gần đây, người ta đưa ra loại buồng lửa tầng lỏng có tái tuần hoàn (hình 2-36). Hiện nay trên toàn thế giới đã có khoảng một ngàn lò hơi loại này. Từ năm 1985 loại công suất 270 T/h trong các tổ máy 100 MWe đã ra đời từ các hãng Lurgi của Đức, Foster Wheeler (FW) của Mỹ, Alstrom của Phần Lan, ABB của Thụy Điển, Alstom Stein của Pháp ... Từ năm 1995 đã ra đời lò hơi tầng lỏng tái tuần hoàn cho các tổ máy khoảng 250 MWe như hãng Provence của Pháp, FW của Ba Lan, ABB của Hàn Quốc và đến đầu năm 2002, nhà máy điện Jacksonville của Mỹ đã sản xuất thử nghiệm lò hơi cho tổ máy 300 MWe và đến nay một số nước đang hoàn thành thiết kế lò hơi cho tổ máy công suất 300 MWe và 600 MWe.

Về cấu tạo, có thể chia thành hai nhóm thiết bị: nhóm thứ nhất là hệ thống buồng đốt tầng lỏng tái tuần hoàn, gồm buồng đốt có dàn ống lên (3), cyclon phân

ly xỉ than (2) cùng hệ thống tái tuần hoàn than, còn có thể thêm bộ trao đổi nhiệt ngoài buồng đốt; nhóm thứ hai là đường dẫn khói phía sau, thường gồm có bộ quá nhiệt, bộ gia nhiệt trung gian, bộ hâm nước, bộ sấy không khí, bộ khử bụi và quạt khói.

Nguyên lý làm việc của lò hơi tầng lỏng có tái tuần hoàn có thể tóm tắt như sau: Nhiên liệu nguyên khai hoặc sơ chế được đưa vào buồng lửa, gió cấp một được đưa vào từ phía dưới buồng đốt, gió cấp hai được đưa vào ở một độ cao nhất định. Phần lớn hạt nhiên liệu đưa vào buồng lửa vừa dao động lên xuống vừa cháy. Một bộ phận khói cuốn đi, qua bộ phân ly, những hạt lớn được tái tuần hoàn trở về buồng lửa, hoà trộn với nhiên liệu mới đưa vào và tiếp tục cháy, những hạt có kích thước nhỏ lại bị khói cuốn đi vào bộ phân ly. Khi đốt nhiên liệu có nhiều lưu huỳnh người ta có thể đưa đá vôi vào buồng lửa để khử lưu huỳnh ngay trong khi cháy.



Hình 2-36. Sơ đồ nguyên lý lò hơi tầng lỏng có tái tuần hoàn.

1. Bao hơi; 2. Bộ phân ly xỉ than; 3. Dàn ống nước lên; 4. Hệ thống cấp than; 5. Bộ trao đổi nhiệt bên ngoài; 6. Đáy chịu lửa của buồng đốt; 7. Đường khói phần dưới; 8. Bộ quá nhiệt; 9. Bộ hâm nước; 10. Bộ sấy không khí; 11. Bộ khử bụi; 12. Quạt khói.

Nhiệt lượng toả ra khi cháy được dàn ống lên xung quanh hấp thụ một phần, nhiệt độ trong buồng lửa duy trì khoảng $850 \sim 950^{\circ}\text{C}$; qua đường khói phần dưới, tiếp tục truyền cho các bề mặt truyền nhiệt phụ như bộ quá nhiệt, bộ hâm nước, bộ

sấy không khí, nhiệt độ giảm đến dưới 200°C thì cho qua bộ khử bụi để giữ lại tro xỉ bay theo, còn khói được hút qua quạt khói và ống khói thải ra ngoài.

Buồng lửa tầng lỏng (sôi) có các đặc điểm sau:

- Có thể đốt kiệt nhiều loại nhiên liệu rắn có đặc tính khác nhau, kích thước tương đối thô ($\leq 10\text{ mm}$).

- Cường độ cháy rất lớn, nhiệt thế diện tích ghi so với lò ghi xích có thể tăng $2 \div 6$ lần, bằng khoảng $1,5\text{ MW/m}^2$ cho buồng lửa tầng lỏng bình thường và $4 \div 6\text{ MW/m}^2$ cho buồng có tái tuần hoàn, nhiệt thế thể tích buồng lửa cũng rất lớn, gấp khoảng $8 \div 11$ lần so với buồng lửa phun, có thể đến $1,5 \div 2\text{ MW/m}^3$. Do vậy có thể giảm được kích thước cũng như nguyên vật liệu.

- Cường độ truyền nhiệt trong buồng lửa rất lớn, do đó giảm được diện tích bề mặt truyền nhiệt, hệ số truyền nhiệt trong chất lỏng có thể đạt tới $230 \div 330\text{ W/m}^2.\text{K}$, trong buồng tái tuần hoàn khoảng $50 \div 450\text{ W/m}^2.\text{K}$, lớn hơn rất nhiều so với buồng đốt than phun.

- Có thể giảm được mức độ ô nhiễm môi trường, vì có thể đốt ở nhiệt độ thấp, hạn chế tạo thành NO_x , còn khoảng $1/3 \div 1/4$ so với buồng lửa than phun, cũng có thể thêm phụ gia khử lưu huỳnh để giảm bớt khí SO_x đến 90%.

Nhưng cũng có một số nhược điểm:

- Vấn đề thải tro xỉ còn khó khăn, chưa chủ động điều khiển được quá trình tạo xỉ và thải xỉ, nếu thải tro thì bụi bay theo khói quá nhiều.

- Mài mòn bề mặt truyền nhiệt là rất đáng quan tâm. Nhiều trường hợp thực nghiệm cho thấy qua 100 ngày vận hành, có bề mặt đã bị mài mòn đến $0,8 \div 1\text{ mm}$.

- Yêu cầu gió có áp suất cao, tổn năng lượng.

Nhưng nhìn chung, lò hơi đốt tầng lỏng đang được rất quan tâm và có nhiều triển vọng phát triển, nhất là đốt những loại nhiên liệu chất lượng thấp, khó cháy.

QUÁ TRÌNH SINH HƠI VÀ CÁC BỂ MẶT TRUYỀN NHIỆT

Nhiệm vụ của các bể mặt truyền nhiệt là truyền nhiệt lượng từ nhiên liệu và sản phẩm cháy có nhiệt độ cao đến môi chất là nước, hơi hoặc không khí.

Xét về phương thức truyền nhiệt đến bề mặt, có thể chia thành ba loại: bề mặt truyền nhiệt bằng bức xạ, bề mặt truyền nhiệt bằng đối lưu và bề mặt truyền nhiệt nửa bức xạ (vừa bức xạ vừa đối lưu).

Xét về đặc điểm môi chất nhận nhiệt, có thể chia thành: bộ sấy không khí, bộ hâm nước, bề mặt sinh hơi và bộ quá nhiệt. Với lò hơi công suất nhỏ, nhiều khi không có bộ sấy không khí, không có bộ quá nhiệt, còn bộ hâm nước và bề mặt sinh hơi ghép chung làm một.

3.1 BỂ MẶT SINH HƠI VÀ CÁCH BỐ TRÍ

Trong lò hơi động lực công suất lớn, thông số cao, bề mặt sinh hơi có nhiệm vụ biến nước từ bộ hâm nước đưa vào thành hơi bão hoà gần khô để đưa sang bộ quá nhiệt, còn trong lò hơi cấp nhiệt, công suất nhỏ, thông số thấp thì thực hiện cả nhiệm vụ hâm nước và cấp hơi.

3.1.1 Mục tiêu thiết kế bề mặt sinh hơi

Khi thiết kế một mẫu lò hơi, cần chú ý đạt được các yêu cầu sau:

1. Có khả năng hạn chế các tổn thất, nâng cao hiệu suất, tiết kiệm nhiên liệu. Có thể giảm q_2 nhờ bố trí đủ bề mặt truyền nhiệt để giảm nhiệt độ khói thải. Giảm q_3 bằng cách giảm nhiệt độ bề mặt tiếp xúc với không khí xung quanh nhờ bố trí các vách nước hoặc dàn ống ngăn cách buồng lửa với môi trường.

2. Có khả năng giảm chi phí chế tạo, với các biện pháp:

- Giảm suất tiêu hao kim loại, có nghĩa là cần giảm bớt những bề mặt không trực tiếp tham gia truyền nhiệt và giảm chiều dày các bề mặt truyền nhiệt. Một trong những biện pháp có hiệu quả là tránh dùng bề mặt phẳng và giảm đường kính các bề mặt truyền nhiệt. Một biện pháp khác cũng có hiệu quả là nâng cao cường độ dòng nhiệt, tận dụng truyền nhiệt bằng bức xạ, tăng hệ số tỏa nhiệt đối lưu, cho dòng sản phẩm chảy quét hết các bề mặt truyền nhiệt với tốc độ cao, giảm hiện tượng đóng cặn, bám tro xỉ, v.v...

- Chọn kim loại rẻ tiền mà vẫn đảm bảo an toàn: dùng gang hoặc thép cacbon thông thường, hạn chế dùng thép hợp kim.

- Chọn dùng công nghệ chế tạo đơn giản, thông dụng, rẻ tiền.

3. Có khả năng đáp ứng được yêu cầu về công suất, thông số và chất lượng hơi của hệ sử dụng. Với lò hơi động lực, yêu cầu nâng cao nhiệt độ và áp suất để nâng cao hiệu suất của chu trình, với lò hơi cấp nhiệt thì tùy theo yêu cầu công nghệ của hệ sử dụng.

4. Làm việc an toàn:

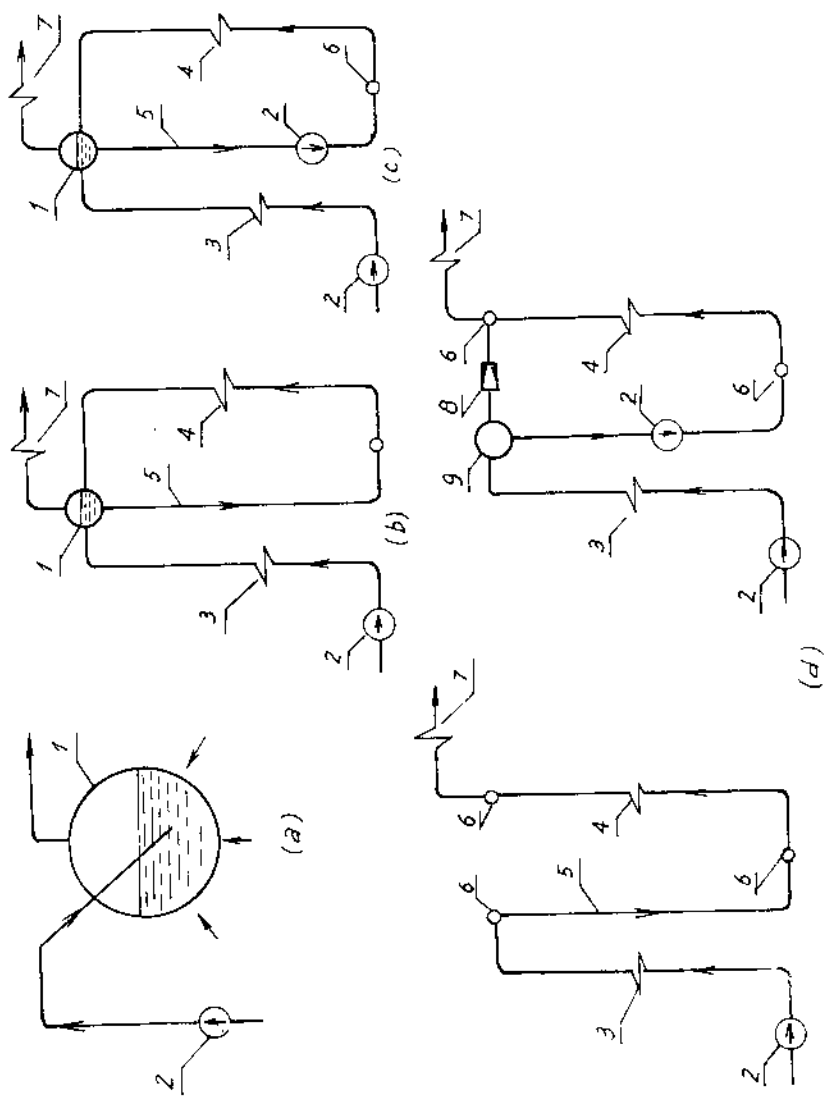
Điều chỉnh nhạy bén mà ổn định, giảm bớt ứng suất nhiệt, tránh quá dày hoặc dày mỏng không đều. Giảm bớt nhiệt độ bề mặt truyền nhiệt bằng các biện pháp như tổ chức tốt tuần hoàn, tránh hiện tượng túi hơi, giảm bớt cặn bám trên bề mặt truyền nhiệt, v.v...

5. Thuận tiện trong việc lắp ráp, vận hành, kiểm tra, bảo dưỡng sửa chữa.

3.1.2. Một số dạng bề mặt sinh hơi chính.

Có rất nhiều dạng bề mặt sinh hơi, nhưng đại thể có thể phân loại như sau. Dựa theo sự tiếp xúc giữa bề mặt truyền nhiệt với nước và sản phẩm cháy, có thể chia thành loại ống nước và loại ống lửa hoặc ống lò. Với loại ống nước, khói ở ngoài nước ở trong, với loại lò hơi ống lửa khói ở trong nước ở ngoài. Lò hơi ống lò là loại ống lớn, có thể đốt nhiên liệu ngay trong ống. Dựa theo kim loại chế tạo có lò hơi bằng gang và lò hơi bằng thép. Lò hơi bằng gang thường dùng đun nước nóng nhiệt độ không quá 115°C hoặc sinh hơi với áp suất không quá $1,7 \text{ bar}$. Dựa theo sự chuyển động của nước trong bề mặt sinh hơi, có thể chia thành loại đối lưu tự nhiên (a), tuần hoàn tự nhiên (b), tuần hoàn cưỡng bức (c) và đối lưu cưỡng bức (hình 3-1).

Dưới đây giới thiệu một số loại bề mặt sinh hơi thường gặp.



Hình 3.1. Sơ đồ chuyển động của môi chất qua các bề mặt truyền nhiệt:
 1. Balông; 2. Bơm nước; 3. Hãm nước; 4. Dàn ống lên; 5. Ống xuống; 6. Ống góp;
 7. Bộ quá nhiệt; 8. Van hơi; 9. Balông hỗn hợp.

1. Lò hơi dạng bình (hình 3-2)

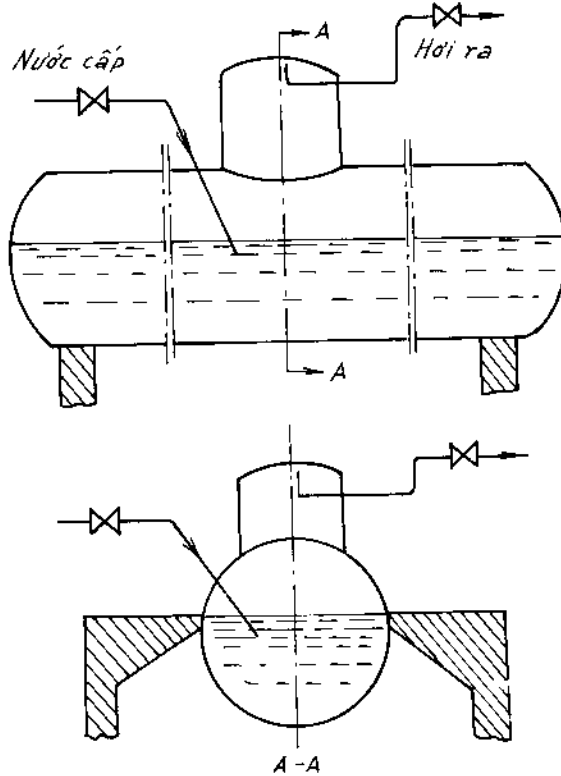
Đây là loại lò hơi lâu đời nhất, đơn giản nhất, chỉ là một balông dạng hình trụ, đôi khi còn làm thêm đóm hơi để tách bớt hạt nước bay theo làm tăng độ khô của hơi. Bề mặt truyền nhiệt là phần dưới của balông, có diện tích đến khoảng $50 \div 120 m^2$.

Loại lò hơi dạng bình có ưu điểm:

- Cấu tạo đơn giản.
- Dung lượng nước và hơi nhiều nên vận hành ổn định, diện tích bề mặt bay hơi lớn, nên chất lượng hơi khá tốt.
- Dễ làm sạch cặn, dễ dàng co giãn nhiệt khí vận hành.

Nhưng nó có khá nhiều nhược điểm:

- Công suất bị hạn chế, vì đường kính không thể quá $2 m$, diện tích truyền nhiệt không lớn, hệ số truyền nhiệt không cao.
- Khó thỏa mãn yêu cầu về thông số hơi cao vì đường kính balông lớn và không có bộ quá nhiệt.

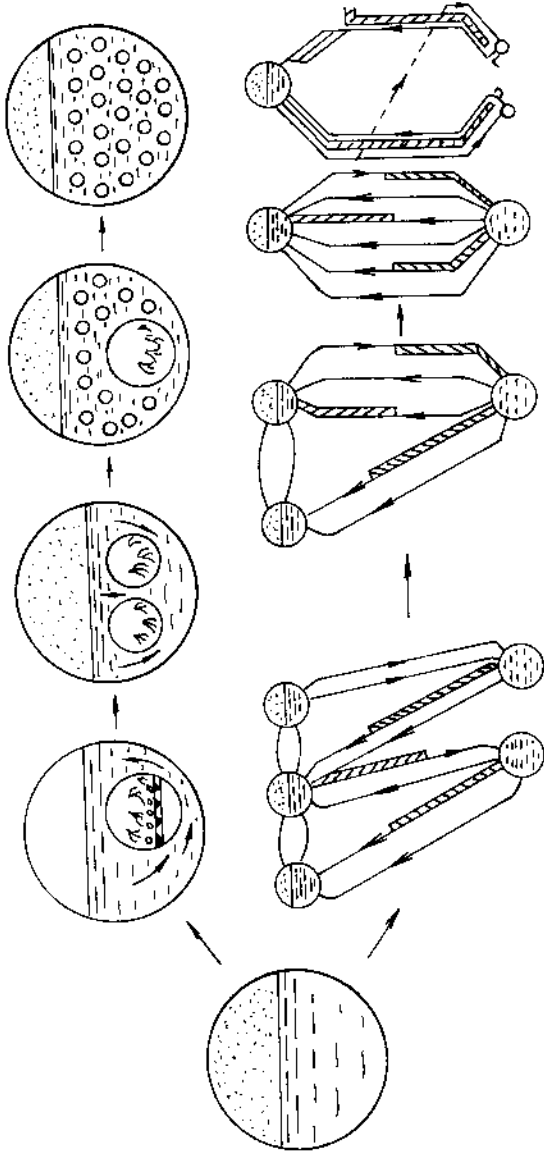


Hình 3-2. Lò hơi dạng bình.

- Không kinh tế: tốn quá nhiều kim loại chế tạo, khoảng $10 T$ kim loại cho $1 T/h$, lại khó nâng cao hiệu suất khi vận hành.

- Dung lượng nước lớn, nước chỉ đổi lưu mà không có tuần hoàn nên điều chỉnh năng suất chậm, tổn thất nhiệt lớn khi nhóm lò và tắt lò.

Vì có những nhược điểm trên nên đã từ lâu người ta không còn chế tạo lò hơi này và đã phát triển theo hướng tăng diện tích bề mặt truyền nhiệt vào bên trong hoặc bên ngoài balông (hình 3-3).



Hình 3-3. Sơ đồ phát triển bề mặt sinh học.

2. Lò hơi phát triển bề mặt truyền nhiệt vào bên trong

Có thể bố trí bề mặt truyền nhiệt vào bên trong balông lớn. Người ta có thể dùng ống lò là ống có đường kính đủ lớn để có thể cho nhiên liệu cháy trong đó. Có thể bố trí những ống nhỏ hơn để dẫn khói gọi là ống lửa. Có thể bố trí những ống nước, chứa nước bên trong và bên ngoài là khói. Lò hơi có thể đặt đứng hoặc đặt nằm.

a. Lò hơi đặt nằm ngang

Có thể gặp loại bố trí một hoặc hai ống lò có dạng lượn sóng để dễ co giãn nhiệt, dài khoảng $4 \div 11 \text{ m}$, đường kính khoảng $605/580 \div 1025/950 \text{ mm}$ trong balông lớn có đường kính khoảng $1,5 \div 2 \text{ m}$, diện tích truyền nhiệt loại một ống lò khoảng $30 \div 50 \text{ m}^2$, loại hai ống lò khoảng $80 \div 100 \text{ m}^2$. Trong ống lò có thể bố trí ghi để đốt nhiên liệu rắn hoặc vòi phun để đốt dầu. Ống lò và đường khói cần bố trí để tạo nên tuần hoàn tự nhiên của nước. Thí dụ loại một ống lò thì bố trí lệch về một phía và đường khói thứ nhất cũng về phía đó, đối với loại hai ống lò, bố trí hai ống gần nhau và đường khói thứ nhất đi vào chính giữa rồi mới rẽ sang hai bên đi ra khỏi ống (hình 3-4).

Người ta có thể thay một phần hoặc toàn bộ ống lò bằng những đường ống có đường kính nhỏ hơn gọi là ống lửa.

Loại lò hơi này có các đặc điểm sau:

- Đã tăng thêm được diện tích bề mặt truyền nhiệt đến khoảng 600 m^2 , lại tăng được cường độ truyền nhiệt, loại ống lò có thể đến $15 \div 20 \text{ kg hơi/m}^2 \cdot \text{h}$, loại ống lửa có thể đến $30 \div 60 \text{ kg hơi/m}^2 \cdot \text{h}$, nên có thể tăng được công suất.

- Công suất và thông số hơi vẫn bị hạn chế do đường kính balông không vượt quá 2m, không gian bố trí ống lò, ống lửa bị hạn chế.

- Khó làm sạch cấu cặn bám xung quanh ống lửa.

- Không tạo được tuần hoàn tự nhiên cho nước mà chỉ có đối lưu tự nhiên.

- Thông gió tự nhiên khó hơn, dễ đóng tro bụi trên bề mặt truyền nhiệt.

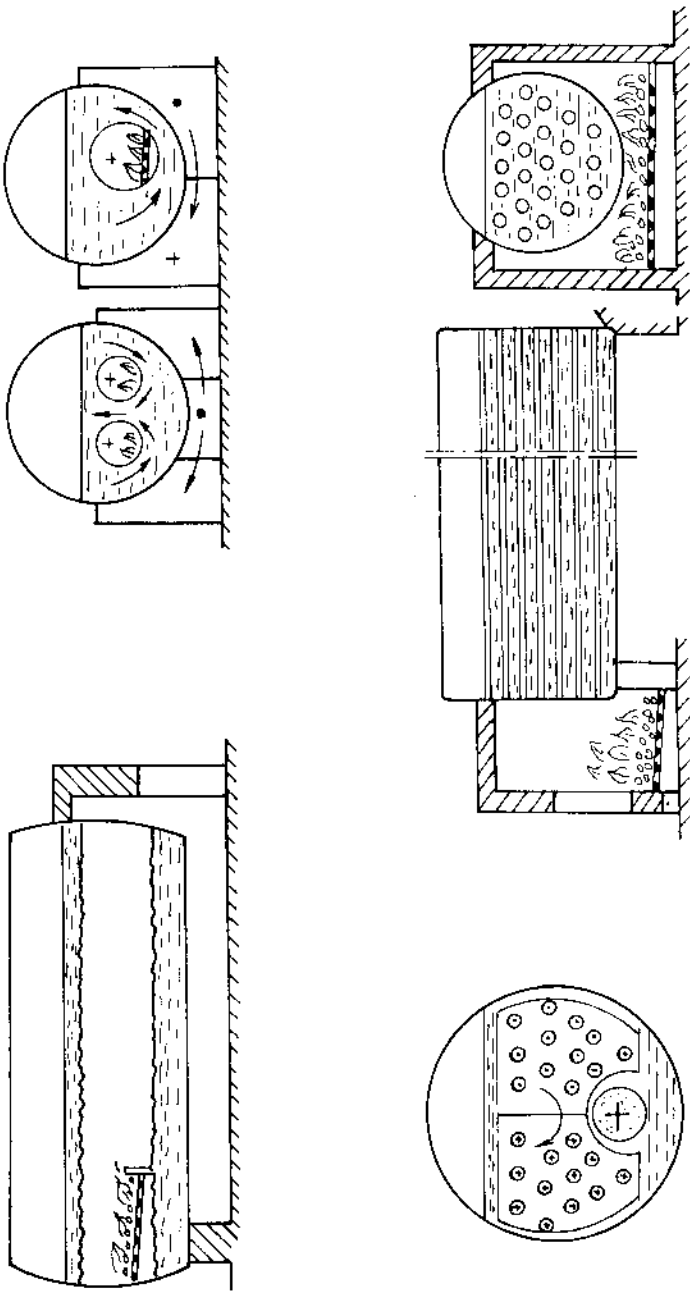
- Diện tích nhà lò khá lớn.

b. Lò hơi đặt đứng

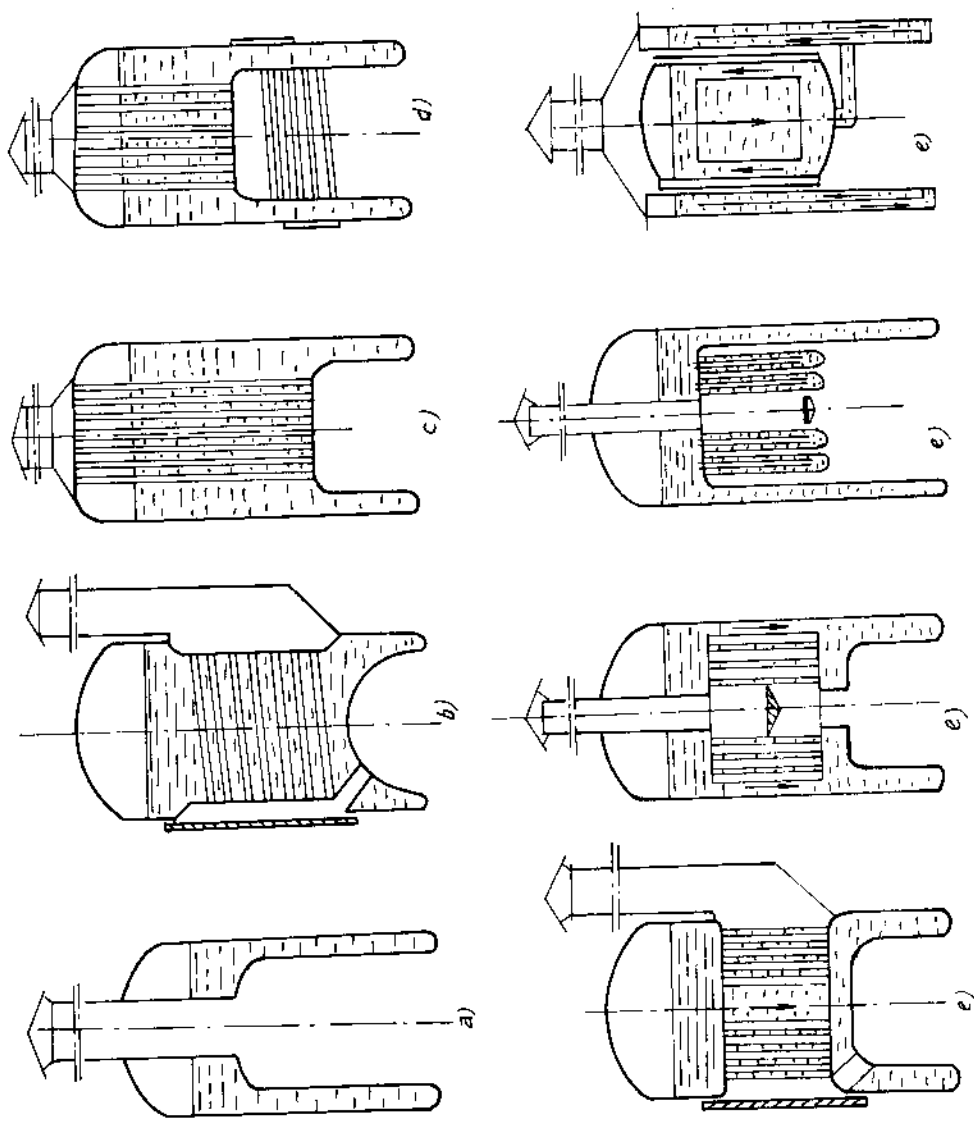
Trong balông có đường kính lớn không quá 2 m có thể đặt ống lò (hình 3-5a), ống lò kết hợp với ống lửa nằm ngang (b), ống lửa đặt đứng (c), hoặc ống lò kết hợp với ống nước nằm ngang (d), hoặc ống nước đặt đứng (e).

So với lò hơi dạng bình thì lò hơi đặt đứng có các ưu điểm như:

- Đã tăng được diện tích bề mặt truyền nhiệt, tăng cường truyền nhiệt nên tăng được công suất mà chiếm diện tích nhà lò ít hơn.



Hình 3-4. Lò hơi ống lò, ống lửa đặt nằm ngang.



Hình 3-5. Lò hơi đặt đứng.

- Có khả năng để tạo thành tuần hoàn tự nhiên của nước, như loại lò hơi Field của Pháp, lò hơi LS của Trung Quốc, v.v..., tuy tuần hoàn chưa thật triệt để.

- Đối với một số loại ống nước, có thể làm sạch cấu cặn bằng cơ khí. Tuy nhiên công suất và thông số hơi vẫn bị hạn chế, việc làm sạch cấu cặn ngoài ống lửa và ống lò rất khó khăn.

3. Lò hơi phát triển bề mặt truyền nhiệt ra ngoài

Trước đây người ta dùng nhiều balông nối vào nhau bằng những ống nước, nhưng rồi giảm dần số balông từ 6 đến 5, 4, 3, 2, thậm chí chỉ còn một balông nối với nhiều ống góp bằng những dàn ống. Hầu hết lò hơi loại này đều có thể làm cho nước chuyển động tuần hoàn tự nhiên hoặc cưỡng bức. Ống nước đứng, tuần hoàn tự nhiên tốt hơn ống nằm nghiêng, áp suất thấp tốt hơn áp suất cao, khi áp suất đến gần tới hạn thường bổ sung tuần hoàn cưỡng bức.

a. Lò hơi ống nước nằm nghiêng (hình 3-6 a)

Điển hình là loại lò hơi BW. Các ống nước đặt nằm nghiêng một góc khoảng $12 \div 25^\circ$ so với mặt nằm ngang rồi nối với hai hộp góp, hộp góp nối với ba lờng trên.

So với các loại trên, loại này có các đặc điểm sau:

- Diện tích bề mặt truyền nhiệt có thể tăng đến $150 \div 400 m^2$, năng suất bốc hơi đạt khoảng $20 \div 25 kg/m^2.h$, sản lượng đạt khoảng $10 \div 15 T/h$ hơi với áp suất không quá $15 bar$, nhiệt độ không quá $350^\circ C$.

- Lò hơi cũng đã tạo được tuần hoàn tự nhiên, tuy chưa mạnh.

- Có thể bố trí lỗ vệ sinh ở đầu mỗi ống để có thể đánh sạch cấu cặn.

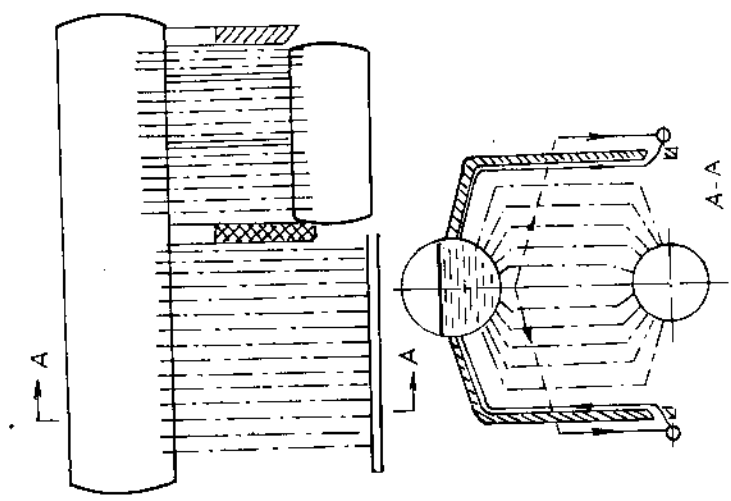
- Nhưng do làm hộp góp phẳng nên rất nặng nề và hạn chế khả năng tăng năng suất và thông số hơi.

- Trường lò nặng nề, tốn nhiều vật liệu chịu lửa mà không tận dụng được nhiệt bức xạ để tiết kiệm bề mặt truyền nhiệt.

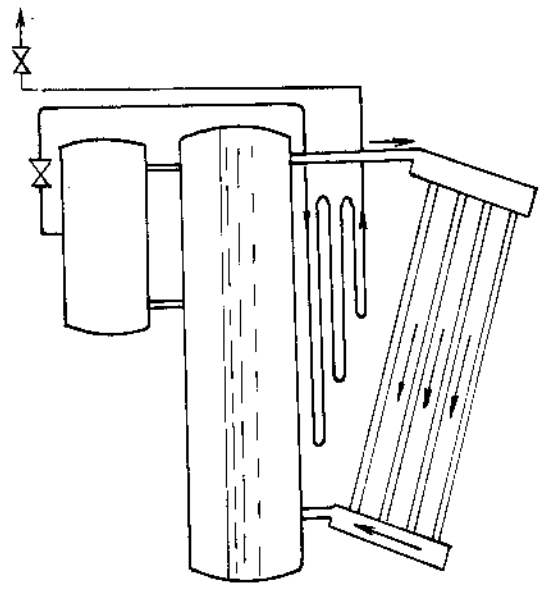
Nói chung, hiện nay loại lò này không còn được chế tạo mới nữa.

b. Lò hơi ống nước đứng (hình 3-6 b)

Các ống nước được nối trực tiếp với một số balông, thí dụ lò hơi sterling nối với $3 \div 5$ balông, lò hơi Gache với 4 balông, giữa các balông có ống liên thông để cân bằng nước và hơi. Lò hơi sterling 3 balông có diện tích bề mặt truyền nhiệt $200 \div 500 m^2$, năng suất $5 \div 20 T/h$ hơi với áp suất không quá $20 bar$, nhiệt độ hơi quá nhiệt có thể đến $250 \div 350^\circ C$, loại 5 balông có công suất lớn hơn. Lò hơi Gache 4 balông có bề mặt truyền nhiệt đến $1250 m^2$, năng suất có thể đến $45 \div 55 T/h$.



Hình 3-6 b. Lò hơi ống nước đứng.



Hình 3-6 a. Lò hơi ống nước nghiêng.

Lò hơi KRS, DKV là loại hai balông và một vài ống góp nối với nhau bằng một loại ống nước là loại lò hơi cấp nhiệt có công suất từ $2 \div 10 T/h$ áp suất không quá 13 bar , nhiệt độ không quá 350°C .

Ưu điểm của các loại lò hơi này là có thể tăng diện tích bề mặt truyền nhiệt, tăng năng suất, tăng thông số hơi nhờ giảm đường kính balông và dùng nhiều ống nước có đường kính nhỏ, đã lắp các trường ngăn dẫn khói, tạo được tuần hoàn tự nhiên khá hơn.

Nhưng có nhược điểm là vẫn tốn nhiều kim loại chế tạo, tuần hoàn tự nhiên chưa thật ổn định.

c. Lò hơi có 1, 2 balông và nhiều dàn ống nối với ống góp (hình 3-7)

Đây là loại lò hơi chủ yếu dùng với năng suất và thông số trung bình và cao. Ở đây chỉ giữ lại một hoặc hai balông để tập trung và phân ly hơi từ dòng hỗn hợp nước và hơi lên từ các dàn ống. Năng suất của lò hơi có thể nói là hầu như không bị hạn chế, có thể lên đến hàng ngàn T/h , tùy theo yêu cầu của sản xuất. Nếu yêu cầu năng suất trung bình có thể dùng kết hợp với ghi xích, với năng suất lớn có thể đốt phun dầu, bột than... hoặc đốt bằng buồng lửa xoáy, đốt tầng lỏng có tái tuần hoàn, v.v...

Đường kính balông khoảng $1 \div 1,5 \text{ m}$, dùng ống đường kính khoảng $51 \div 63 \text{ mm}$ làm ống nước lên với các ống góp đường kính khoảng $79 \div 130 \text{ mm}$, ống góp còn được nối với một số ống có đường kính lớn hơn, có bọc cách nhiệt và đặt ngoài tường buồng lửa làm nhiệm vụ ống nước xuống của vòng tuần hoàn tự nhiên.

Loại lò hơi này có các ưu điểm:

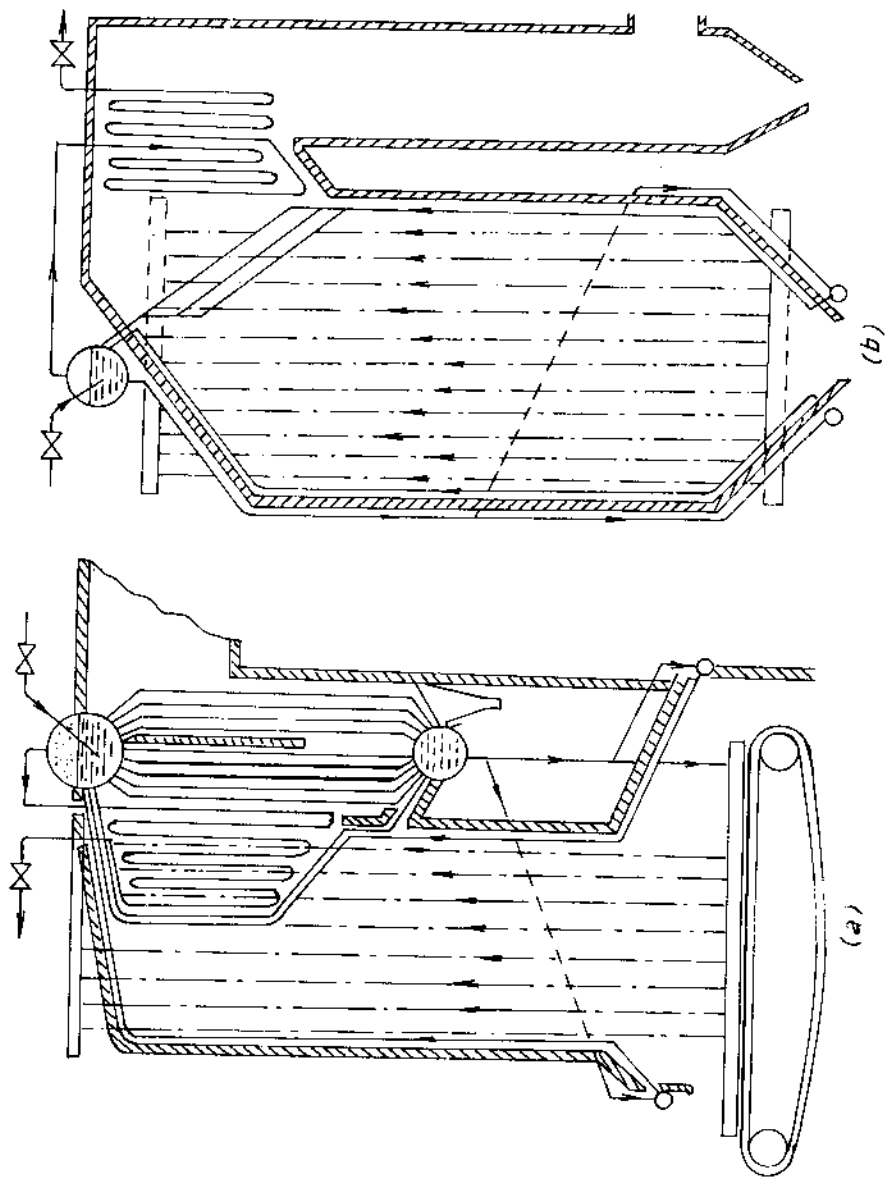
- Có thể tăng được năng suất và thông số hơi thoả mãn yêu cầu của hộ sử dụng, năng suất có thể từ vài ba chục đến một vài ngàn T/h , áp suất cũng có thể từ vài ba chục đến vài ba trăm bar , nhiệt độ thường là quá nhiệt có thể đến 600°C .

- Giảm được kim loại chế tạo, một mặt do tận dụng được bức xạ với cường độ truyền nhiệt cao, mặt khác do giảm được chiều dày nhờ dùng ít balông, đường kính cũng nhỏ hơn và còn hầu hết là dùng dàn ống có đường kính nhỏ chiều dày từ $1,5 \div 2,5 \text{ mm}$.

- Hiệu suất nhiệt có thể đạt khá cao, có thể đến trên 90%.

- Có thể tổ chức tuần hoàn tự nhiên khá tốt nhất là khi áp suất không cao quá, làm cho nhiệt độ bề mặt truyền nhiệt giảm.

Nhược điểm của nó là tuần hoàn tự nhiên vẫn chưa được tin cậy nhất là khi áp suất cao, trên tối hạn thì không còn khả năng tuần hoàn tự nhiên mà phải dùng tuần hoàn cưỡng bức, chất lượng nước yêu cầu cao.



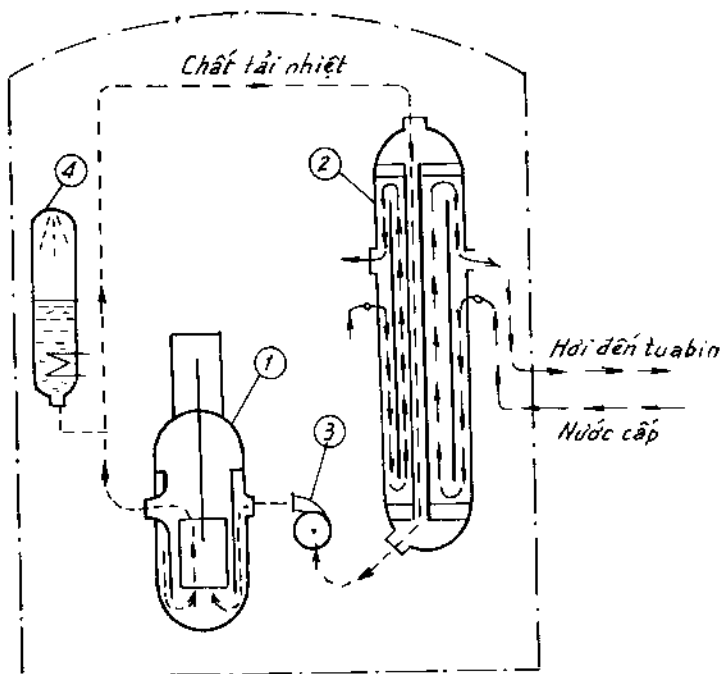
Hình 3-7. Lò hơi 1, 2 balông và nhiều dàn ống

d. Lò hơi có tuần hoàn cưỡng bức

Ở áp suất cao gần tới hạn, tuần hoàn tự nhiên khó khăn nên có thể kết hợp thêm tuần hoàn cưỡng bức, tức là phải nhờ bơm để tạo áp suất đẩy, thường không quá 3 bar làm cho nước tuần hoàn đi lại một số lần, cũng có thể đi thẳng trong lò hơi đơn lưu hoặc trực lưu. Trong lò hơi đơn lưu hoặc trực lưu, nước được bơm vào lần lượt đi qua tất cả các mặt truyền nhiệt biến thành hơi quá nhiệt. Có thể gọi đó là tuần hoàn cưỡng bức bội số tuần hoàn bằng một, nhưng thực chất đó là đối lưu cưỡng bức.

Các loại lò hơi này có ưu điểm là tốn ít kim loại, có thể làm việc ở áp suất cao và siêu cao, nhưng có nhược điểm là yêu cầu nước cấp phải có chất lượng cao và làm việc không thật ổn định, thường làm việc với yêu cầu phụ tải ít thay đổi.

d. Vài nét về lò hơi nhà máy điện nguyên tử (hình 3-9)



Hình 3-9. Lò hơi nhà máy điện nguyên tử.

1. Lò phản ứng; 2. Lò hơi đơn lưu; 3. Bơm tuần hoàn chất tải nhiệt; 4. Bình ổn áp.

Trong nhà máy điện nguyên tử, lò hơi được gọi là lò phản ứng, nhiệt không phải từ phản ứng cháy mà từ phản ứng phân hạch của hạt nhân loại nguyên tử rất nặng như Uranium. Để tránh tác hại của tia phóng xạ thường dùng lò phản ứng hai vòng, đôi khi cũng có lò phản ứng một vòng.

Trong lò phản ứng thông thường, nhiệt phát ra từ thanh nhiên liệu truyền cho chất tải nhiệt trong vòng thứ nhất, chất tải nhiệt mới truyền cho môi chất thường là nước trong vòng thứ hai để biến thành hơi chạy các tua bin hơi. Chất tải nhiệt có thể ở thể khí như CO_2 , He, có thể là thể lỏng. Môi chất thường vẫn là hơi nước, có thể là hơi quá nhiệt hoặc hơi bão hoà. Chất tải nhiệt và môi chất có thể tuần hoàn tự nhiên hoặc cưỡng bức.

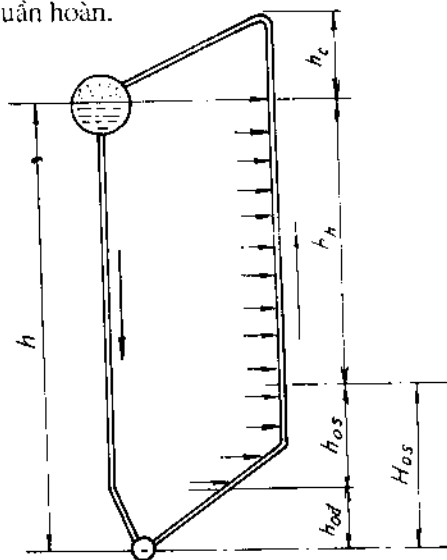
3.1.3 Chế độ tuần hoàn của môi chất trong lò hơi

1. Mục đích

Chế độ chuyển động của môi chất có ảnh hưởng khá lớn đến cường độ truyền nhiệt, hiện tượng đóng cặn và nhiệt độ của các bề mặt truyền nhiệt. Nó cũng phụ thuộc một phần không nhỏ vào cách bố trí các bề mặt truyền nhiệt. Môi chất trong lò hơi có thể chuyển động dưới dạng đối lưu hoặc tuần hoàn tự nhiên, đối lưu hoặc tuần hoàn cưỡng bức. Trong các lò hơi cấp nhiệt công suất nhỏ, môi chất thường đối lưu tự nhiên do độ chênh mật độ trong nội bộ môi chất nhưng không theo một quỹ đạo rõ ràng cố định, còn trong lò hơi động lực, thường là tuần hoàn tự nhiên. Ở lò hơi áp suất cao và siêu cao, thường dùng tuần hoàn cưỡng bức hoặc đối lưu cưỡng bức nhờ tác động của bơm nước tuần hoàn.

2. Bản chất của tuần hoàn tự nhiên

Tuần hoàn tự nhiên là sự chuyển động lặp đi lặp lại theo một quỹ đạo rõ ràng của môi chất tạo nên bởi sự chênh lệch mật độ trong nội bộ môi chất. Ta khảo sát hai ống nhận nhiệt với mức độ khác nhau cùng nối với balong trên và ống góp dưới (hình 3-10), môi chất trong đó sẽ đi lên trong ống nhận được nhiệt nhiều hơn và đi xuống trong ống nhận được nhiệt ít hơn hoặc không nhận nhiệt tạo thành vòng tuần hoàn tự nhiên. Sự chênh lệch mật độ trong dòng một pha thường là



Hình 3-10. Vòng tuần hoàn đơn giản.

do sự chênh lệch nhiệt độ tạo nên, nhưng trong dòng hai pha là do có sự chênh lệch mật độ rất lớn giữa pha lỏng và pha hơi. Lưu ý rằng, áp suất càng cao thì sự chênh lệch mật độ giữa hai pha giảm dần, đến trạng thái tới hạn thì mất hẳn, nên ở áp suất bằng và trên tới hạn không thể có tuần hoàn tự nhiên.

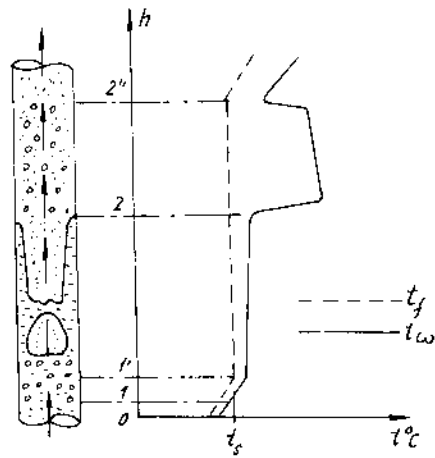
3. Các yếu tố liên quan đến tuần hoàn tự nhiên

Ngoài các yếu tố như áp suất, cách bố trí bề mặt truyền nhiệt, còn các yếu tố khác ảnh hưởng đến tuần hoàn tự nhiên như chế độ chuyển động của các môi chất trong dàn ống, tốc độ tuần hoàn, bội số tuần hoàn, v.v...

a. Chế độ chuyển động và nhiệt độ bề mặt truyền nhiệt

Ta khảo sát chế độ chuyển động của dòng nước đi từ dưới lên trong một ống đặt thẳng đứng được gia nhiệt đồng đều, đồng thời khảo sát sự thay đổi nhiệt độ của môi chất và vách ống (hình 3-11).

Ta thấy ở đoạn 0 - 1, nước từ chưa sôi đến trạng thái sôi bề mặt, nhiệt độ bề mặt vách tăng đến nhiệt độ sôi của môi chất, đoạn 1 - 1' là từ sôi bề mặt đến sôi, nhiệt độ nước tăng đến nhiệt độ sôi, đoạn 1' - 2 là giai đoạn sôi bọt, những bọt hơi sinh ra có thể hỗn hợp đều trong dòng, cũng có thể kết hợp thành bọt lớn có dạng đầu dẹt hoặc lõi hơi nằm chính giữa ống, trong các giai



Hình 3-11.

Chế độ chuyển động và nhiệt độ vách ống đặt đứng.

đoạn này hệ số toả nhiệt từ ống đến môi chất rất lớn, nên nhiệt độ vách không lớn hơn bao nhiêu. Khi nước bốc hơi hết khoảng 30 ÷ 40% theo khối lượng thì lớp nước sát vách rất mỏng, có thể bị tách ra khỏi bề mặt dưới tác động của dòng hơi có tốc độ khá cao, tạo thành những hạt nước bay trong dòng hơi dưới dạng nhũ tương, lúc đó bề mặt truyền nhiệt không tiếp xúc với nước mà với hơi nên hệ số toả nhiệt giảm nhiều và nhiệt độ bề mặt vách ống tăng đột ngột, các hạt nước bốc hơi dần cho đến 2" là trạng thái hơi bão hoà khô và sau đó thành hơi quá nhiệt có nhiệt độ cao.

Trong các dàn ống lò hơi, không nên để làm việc đến dạng nhũ tương vì không đảm bảo an toàn cho bề mặt truyền nhiệt. Đối với ống nằm nghiêng, nằm ngang thì phân bố nước và hơi trên tiết diện ống là không đối xứng, hơi nằm phía trên nhiều

hơn, đôi khi có hiện tượng phân tầng, tức là hơi tách nằm nửa trên, nước nửa dưới (hình 3-12).

b. Lưu lượng và tốc độ tuần hoàn

Tốc độ tuần hoàn là tốc độ của nước được coi là sôi khi đi vào dàn ống lên, được tính theo:

$$\omega_0 = \frac{G}{F_1} \cdot \rho' \cdot 3600, \text{ m/s} \quad (3-1)$$

trong đó:

G - lưu lượng tuần hoàn, là khối lượng nước đi vào ống lên trong một đơn vị thời gian, kg/s ;

F_1 - là tổng diện tích của tất cả ống lên, m^2 ;

ρ' - khối lượng riêng của nước sôi đi vào ống lên, kg/m^3 .

c. Bội số tuần hoàn

Là tỷ số giữa lưu lượng tuần hoàn G với khối lượng hơi đã bốc ra trong một đơn vị thời gian, kg/s , thực chất là số lần tuần hoàn cần thiết để làm cho nước bốc hoàn toàn thành hơi, cũng bằng giá trị nghịch đảo của độ khô hỗn hợp nước và hơi khi ra khỏi ống lên vào buồng, có thể biểu thị bội số tuần hoàn $k = G/D = 1/x$.

4. Cách tính thủy động vòng tuần hoàn tự nhiên

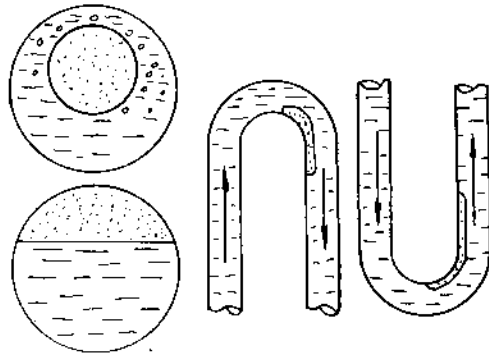
Mục đích tính thủy động của vòng tuần hoàn tự nhiên là xác định tốc độ chuyển động của môi chất trong dàn ống làm cơ sở để kiểm tra mức độ an toàn của vòng tuần hoàn.

Nguyên tắc cơ bản là khi môi chất chuyển động ổn định trong vòng tuần hoàn thì lực chuyển động tạo nên do sự chênh lệch mật độ bằng tổng trở lực trong hệ thống ống lên và ống xuống của vòng tuần hoàn, có thể biểu thị bằng:

$$P_{cd} = \Delta P_l + \Delta P_x \quad (3-2a)$$

hoặc:

$$P_{ci} = P_{cd} - \Delta P_l = \Delta P_x \quad (3-2b)$$



Hình 3-12. Phân bố nước và hơi trong ống nghiêng, ngang và cong.

trong đó P_{cd} là lực chuyển động, tạo nên sự chuyển động trong vòng tuần hoàn; ΔP_1 là tổng trở lực trong hệ thống ống lên, Pa ; ΔP_x là tổng trở lực trong hệ thống ống xuống, Pa ; P_{cs} là lực có ích tính bằng $P_{cd} - \Delta P_1$, Pa .

Các bước tính thủy động vòng tuần hoàn tự nhiên như sau:

a. *Xác định lực chuyển động P_{cd}*

Lực chuyển động có thể tính theo công thức:

$$P_{cd} = h \cdot g \cdot \rho_x - g(h_{od} \cdot \rho_x + h_{os} \cdot \rho' + h_h \cdot \rho_{hh}), Pa \quad (3-3a)$$

trong đó:

h - chiều cao vòng tuần hoàn, tức là khoảng cách thẳng đứng từ trục ống góp dưới đến mức nước trung bình trong balông hoặc đến cửa vào balông của ống lên, m ;

h_{od} - chiều cao đoạn không được nhận nhiệt, là khoảng cách thẳng đứng từ trục ống góp dưới đến tiết diện bắt đầu được đốt nóng;

h_{os} - chiều cao đoạn không sôi, tức khoảng cách thẳng đứng từ tiết diện bắt đầu được đốt nóng đến tiết diện nước trong ống bắt đầu sôi, m ;

g - gia tốc trọng trường, bằng $9,81 m/s^2$.

ρ_x - khối lượng riêng của nước trong ống xuống, kg/m^3 ;

ρ' - khối lượng riêng của nước sôi ở áp suất trong balông, kg/m^3 ;

ρ_{hh} - khối lượng riêng của hỗn hợp nước và hơi trong ống lên, kg/m^3 .

Nếu coi ρ_x xấp xỉ với ρ' , ta có thể viết thành:

$$P_{cd} = gh_h(\rho' - \rho_{hh}), Pa \quad (3-3b)$$

trong đó h_h - chiều cao đoạn có hơi, bằng khoảng cách thẳng đứng từ tiết diện bắt đầu sôi đến mức nước trung bình trong balông, được tính theo:

$$h_h = h - (h_{od} + h_{os}) = h - H_{os} \quad (3-4)$$

H_{os} - khoảng cách thẳng đứng từ trục ống góp dưới đến tiết diện bắt đầu sôi. Nếu điểm bắt đầu sôi ở đoạn thứ n của ống lên, ta có thể tính:

$$H_{os} = h_{od} + \sum_{i=1}^{n-1} h_{osi} + \frac{\Delta i_b - \Delta i_x + \frac{\Delta i'_i}{\Delta p} [g\rho'(h_x - h_{od}) - \Delta p_x] - \sum_{i=1}^{n-1} \frac{Q_i}{G}}{\frac{Q_n}{H_n G} + \frac{\Delta i'_i}{\Delta p} g\rho'}, m \quad (3-5a)$$

Δi_b - độ chưa sôi của nước trong bóng, thường có thể tính $\Delta i_b = \frac{i' - i_{nc}}{k}$, k là
 bội số tuần hoàn;

G- lưu lượng tuần hoàn, kg/s;

Δi_x - độ tăng entanpi của nước khi đi qua ống xuống, nếu ống nhận được một
 nhiệt lượng là Q_x thì $\Delta i_x = \frac{Q_x}{G}$, kJ/kg;

$\frac{\Delta i'}{\Delta p}$ - độ tăng entanpi của nước sôi khi tăng 1 đơn vị áp suất, kJ/Pa;

$\sum_{i=1}^{n-1} h_{os}$ - khoảng cách thẳng đứng từ điểm bắt đầu đốt nóng đến điểm bắt đầu
 đoạn sôi, nếu sôi ở đoạn thứ nhất thì bằng 0;

$\frac{Q_n}{H_n G}$ - độ tăng entanpi khi mỗi chất đi qua một đơn vị chiều cao của đoạn
 ống lên có chứa điểm sôi, kJ/kg.m.

Nếu sôi ở ngay đoạn thứ nhất, thì công thức đơn giản hơn bằng:

$$H_{os} = h_{od} + \frac{\Delta i_b - \Delta i_x + \frac{\Delta i'}{\Delta p} [g\rho'(h_x - h_{od}) - \Delta p_x]}{\frac{Q_n}{H_n G} + \frac{\Delta i'}{\Delta p} g\rho'}, m \quad (3-5b)$$

Khối lượng riêng của hỗn hợp được tính theo:

$$\rho_{hh} = \varphi \cdot \rho'' + (1 - \varphi)\rho', kg/m^3 \quad (3-6)$$

trong đó:

$\varphi = \frac{f''}{f}$ - tỷ số tiết diện hơi; f - diện tích tiết diện ống; f'' - diện tích phần tiết
 diện do hơi chiếm.

Công thức (3-6) được chứng minh như sau: lấy một đoạn ống dài 1 m, tiết diện
 là f, thể tích khối hỗn hợp trong đó bằng $V = 1 \times f$, m³, thể tích phần hơi trong đó
 $V'' = 1 \times f'' = 1 \times \varphi f$, thể tích phần nước $V' = V - V'' = 1 \times f(1 - \varphi)$. Khối lượng
 của hơi trong đó $G'' = V'' \rho'' = 1 \times \varphi f \times \rho''$, khối lượng nước trong đó là $G' = V' \rho' =$
 $1 \times (1 - \varphi) f \rho'$.

Khối lượng riêng của hỗn hợp:

$$\rho_{\text{hỗn}} = \frac{G'' + G'}{V} = \frac{l \times \varphi f \times \rho'' + [1 \cdot (1 - \varphi)] \cdot f \cdot \rho'}{l \times f}$$

Sau khi chỉnh lý được công thức (3-6).

Xác định φ là nội dung quan trọng trong tính thủy động vòng tuần hoàn. Cho đến nay chưa có công thức lý thuyết xác định chính xác nên vẫn phải kết hợp với thực nghiệm để đưa ra những công thức thực nghiệm hoặc những đồ thị.

Nếu không có tốc độ tương đối giữa hơi và nước thì φ bằng độ khô tính theo thể tích hỗn hợp $\beta = V''/V$, nhưng trong thực tế luôn có sự khác nhau giữa tốc độ nước và hơi nên phải chỉnh lý thành $\varphi = f(\beta)$.

Nhiều tác giả dùng công thức:

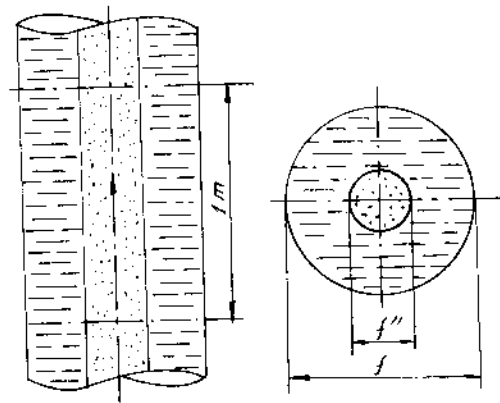
$$\varphi = \frac{1}{1 + S \frac{1 - \beta}{\beta}} \quad (3-7)$$

trong đó $S = \frac{\omega''}{\omega'}$ gọi là hệ số trượt, có những công thức thực nghiệm khác nhau để tính, thí dụ:

$$S = 1 + \frac{0,4 + \beta^2}{\sqrt{\omega_0}} \left(1 - \frac{P}{P_k} \right) \quad (3-8)$$

trong đó ω'' , ω' là tốc độ thực của hơi và nước, $\omega'' = \frac{G''}{\rho'' f''}$; $\omega' = \frac{G'}{\rho' f'}$; $\omega_0 = \frac{G}{\rho' f}$

là tốc độ tuần hoàn, *m/s*.



Hình 3-13. Tính tỷ số tiết diện hơi.

Cũng có thể xác định $\varphi = \varphi_0 \cdot k_\alpha$, trong đó $\varphi_0 = c\beta$, hệ số c được cho theo đồ thị, k_α là hệ số hiệu chỉnh theo góc nghiêng của ống vì hệ số φ_0 xác định cho ống đặt thẳng đứng.

Cũng có tác giả xác định theo $\varphi = \varphi_0 \cdot k_\alpha \cdot k_p$, trong đó φ_0 xác định theo điều kiện thí nghiệm dùng ống đặt thẳng đứng dưới áp suất 32 atm, còn k_α và k_p là hệ số hiệu chỉnh với độ nghiêng và áp suất khác nhau.

b. Xác định tổng trở lực trong vòng tuần hoàn

Ở đây bao gồm trở lực trong hệ thống ống xuống và hệ thống ống lên, cũng chỉ tính đến trở lực cục bộ và trở lực ma sát, tuy nhiên dòng môi chất có lúc là một pha có lúc là hai pha.

Trở lực trong hệ thống ống xuống được tính theo:

$$\Delta p_x = (\xi_v + \lambda_0 l + \xi_{cb} + \xi_r) \rho \frac{\omega_x^2}{2}, Pa \quad (3-9)$$

ξ_v - hệ số trở lực cục bộ khi môi chất từ balông vào ống xuống;

λ_0 - hệ số trở lực ma sát dọc đường ống xuống có chiều dài l (m);

ξ_{cb} - tổng trở lực cục bộ của ống xuống;

ξ_r - hệ số trở lực cục bộ khi dòng ra khỏi ống xuống vào balông hoặc ống góp dưới.

ρ - khối lượng riêng của nước trong ống xuống, có thể lấy xấp xỉ của nước bão hoà ở áp suất trong balông, kg/m^3 ;

ω_x - tốc độ của nước trong ống xuống, m/s , có thể tính theo:

$$\omega_x = \frac{k \cdot D}{F_x \cdot \rho \cdot 3,6} = \frac{G}{F_x \cdot \rho \cdot 3,6}, m/s \quad (3-10)$$

$G = kD$ - lưu lượng tuần hoàn, k - bội số tuần hoàn, D năng suất hơi, T/h , F_x - tổng diện tích tiết diện tất cả các ống xuống.

Trở lực trong hệ thống ống lên được tính theo:

$$\Delta p_l = \Delta p_v + \Delta p_{os} + \Delta p_{hh} + \Delta p_r + \Delta p_c, Pa \quad (3-11)$$

Δp_v - trở lực cục bộ từ balông hoặc ống góp dưới vào ống lên, tính theo:

$$\Delta p_v = \xi_v \cdot \rho \cdot \frac{\omega_0^2}{2} \quad (3-11a)$$

Δp_{os} - trở lực ma sát và cục bộ trong đoạn ống lên có nước chưa sôi:

$$\Delta p_{os} = (\lambda_0 l_{os} + \xi_{cb}) \rho' \cdot \frac{\omega_0^2}{2}, Pa \quad (3-11b)$$

Δp_{hb} - trở lực ma sát và cục bộ trong đoạn ống lên có hỗn hợp nước và hơi tính theo:

$$\Delta p_{hb} = (\lambda_0 l_h + \xi_{cb}) \rho' \cdot \frac{\omega_0^2}{2} \left[1 + \frac{\omega_{0hb}''}{\omega_0} \left(1 - \frac{\rho''}{\rho'} \right) \right], Pa \quad (3-11c)$$

Δp_r - trở lực cục bộ của hỗn hợp nước và hơi ra khỏi ống lên vào balông:

$$\Delta p_r = \xi_r \cdot \rho' \cdot \frac{\omega_0^2}{2} \left[1 + \frac{\omega_{0hb}''}{\omega_0} \left(1 - \frac{\rho''}{\rho'} \right) \right], Pa \quad (3-11d)$$

Δp_c - trở lực thủy tĩnh do phân ống lên cao hơn mức nước trong balông:

$$\Delta p_c = gh_c (1 - \varphi) (\rho' - \rho''), Pa \quad (3-12)$$

Trong các công thức trên: h_c - khoảng cách thẳng đứng từ mức nước trung bình trong balông đến đỉnh ống, m ; ρ' - khối lượng riêng của nước bão hoà; ω_0 - tốc độ tuần hoàn, m/s ; φ - tỷ số tiết diện hơi.

c. Xác định tốc độ tuần hoàn

Đây là mục tiêu quan trọng nhất của bài tính thủy động, ta cần xác định tốc độ tuần hoàn trung bình trong từng dây ống mà với tốc độ đó tồn tại sự cân bằng giữa lực đẩy với tổng trở lực hoặc giữa lực có ích với trở lực ống xuống. Trước tiên, ta giả thiết một tốc độ tuần hoàn ω_{01} , tính ra được P_{c11} và Δp_{x1} , so sánh, nếu $P_{c11} = \Delta p_{x1}$ thì đó chính là tốc độ tuần hoàn cần tìm, nếu chưa đúng thì giả thiết một tốc độ ω_{02} , tính P_{c12} và Δp_{x2} rồi so sánh cho đến lúc chúng bằng nhau mới thôi. Có thể dùng phương pháp tính toán hay dùng phương pháp đồ thị.

Ta chọn 3 giá trị tốc độ tuần hoàn $\omega_{01}, \omega_{02}, \omega_{03}$ hoặc lưu lượng tuần hoàn G_1, G_2, G_3 , tính ra ba giá trị của p_{ci} và Δp_x là $p_{c11}, p_{c12}, p_{c13}$ và $\Delta p_{x1}, \Delta p_{x2}, \Delta p_{x3}$ nối các giá trị p_{ci} và Δp_x , giao điểm của hai đường $p_{ci}(\omega_0)$ và $\Delta p_x(\omega_0)$ trên trục độ $p_{ci}, \Delta p_x$ với ω_0 chính là trạng thái cần tìm, từ đó xác định được tốc độ tuần hoàn thực của vòng tuần hoàn ω_0 .

Thí dụ đối với vòng tuần hoàn đơn giản (độc lập), tức là vòng bao gồm một hoặc một dây ống xuống hoàn toàn giống nhau cấp nước cho một hoặc một dây ống

lên hoàn toàn giống nhau, ta được kết quả như trong hình 3-14. Giao điểm trên hình vẽ cho phép xác định tốc độ tuần hoàn, lực có ích và trở lực ống xuống.

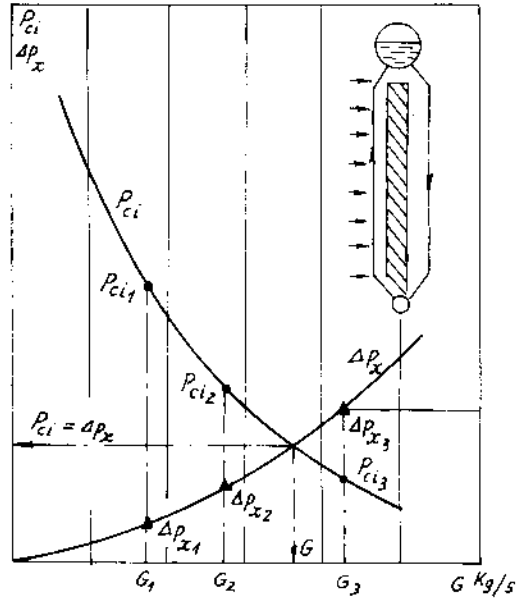
Đối với vòng tuần hoàn phức tạp, tức là một hoặc một dãy ống xuống đồng đều cấp nước cho một số ống hoặc dãy ống lên, ta cần tính Δp_x và P_{ci} cho từng dãy ống lên rồi tổng hợp lại.

Đối với dàn ống lên nối song song ta tổng hợp theo nguyên tắc: lưu lượng tuần hoàn bằng tổng lưu lượng của các dàn $G = \sum_{i=1}^n G_i$, còn lực có ích thì bằng nhau: $p_{ci} = p_{cni}$ (hình 3-15 a).

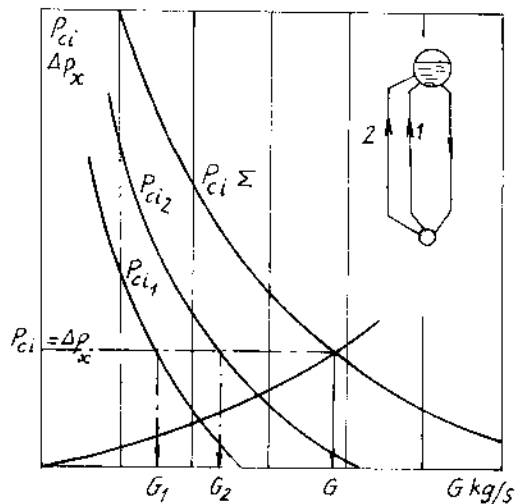
Đối với dàn ống ghép nối tiếp (hình 3-15 b) ta tổng hợp theo nguyên tắc: $G = G_i$ và $P_{ci} = \sum P_{cni}$.

Giao điểm của đường Δp_x với tổng P_{ci} cho ta trạng thái làm việc ổn định của cả vòng tuần hoàn và dựa theo hai nguyên tắc trên suy ra trạng thái làm việc của từng dàn ống. Trong vòng tuần hoàn song song, từ giao điểm ta kẻ đường song song với trục hoành xác định được tốc độ tuần hoàn trong từng dãy; trong vòng tuần hoàn nối tiếp, ta vẽ đường song song với trục tung sẽ xác định được trạng thái cho từng dãy.

Tuy nhiên trong thực tế có thể vừa có những dàn song song vừa có những dàn nối tiếp, tính toán có phức tạp hơn



Hình 3-14. Vòng tuần hoàn đơn giản.



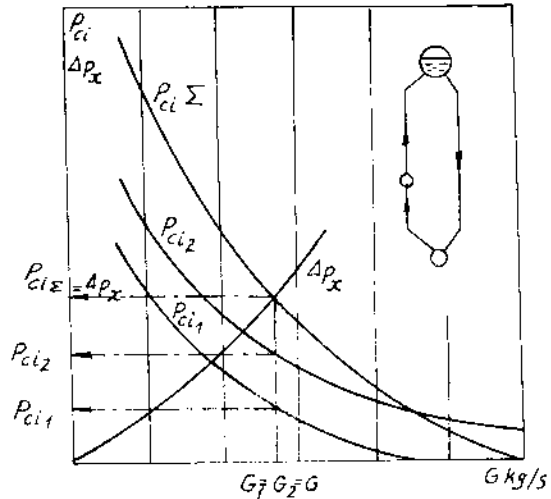
Hình 3-15 a. Vòng tuần hoàn song song

nhưng vẫn theo những nguyên tắc đã nêu trên.

d. Kiểm tra an toàn của vòng tuần hoàn

Đối với dàn ống lên, ta cần kiểm tra các hiện tượng rối loạn tuần hoàn như tuần hoàn ngược, ngừng tuần hoàn, chảy phân tầng và vượt quá bội số tuần hoàn tối hạn.

Ở trên, ta đã xác định được tốc độ tuần hoàn trung bình trong mỗi dàn ống lên, nhưng trong thực tế, giữa các ống lên trong cùng một dàn, tốc độ tuần hoàn là khác nhau do có sự không đồng đều về nhận nhiệt và lưu lượng nước trong mỗi ống.



Hình 3-15 b. Vòng tuần hoàn nối tiếp.

Trong cùng một dàn ống lên, đối với những ống nhận được nhiệt nhiều, cấp nước ít, trọng lượng riêng của hỗn hợp nước và hơi sẽ nhỏ hơn, tốc độ tuần hoàn sẽ lớn hơn, bên cạnh nó sẽ có những ống tuần hoàn với tốc độ nhỏ hơn, có những ống tốc độ tuần hoàn bằng không gọi là ngừng tuần hoàn, thậm chí có thể chuyển động ngược lại, từ trên xuống gọi là tuần hoàn ngược.

Đối với những ống có tốc độ tuần hoàn quá nhỏ, ngừng tuần hoàn hoặc tuần hoàn ngược sẽ rất nguy hiểm khi các bọt hơi sinh ra tích tụ lại thành túi hơi dao động xung quanh một vị trí nào đó. Vì hệ số toả nhiệt của hơi nhỏ hơn rất nhiều so với nước, nhiệt độ vách ống tăng lên cục bộ, có thể gây ra nổ ống.

Khi ngừng tuần hoàn, nếu ống lên nối với khoang hơi sẽ tạo nên mức nước tự do, phía trên chỉ là hơi với hệ số toả nhiệt nhỏ cũng có thể tăng nhiệt độ, tạo thành biến dạng, phồng nổ.

Đối với ống lên nằm nghiêng hoặc nằm ngang, nếu tốc độ tuần hoàn nhỏ có thể tạo nên hiện tượng phân tầng, nghĩa là nước choán nửa dưới, hơi choán nửa trên của ống. Hiện tượng phân tầng cũng nguy hiểm một mặt vì nửa ống chứa hơi có nhiệt độ cao hơn, mặt khác là ở mặt ranh giới có thể đóng cặn, lại bị dao động nhiệt tạo thành ứng suất nhiệt.

Đối với ống lên, khi bội số tuần hoàn quá nhỏ cũng rất nguy hiểm, vì bội số tuần hoàn thực chất là giá trị nghịch đảo của độ khô x của hỗn hợp nước và hơi ra khỏi ống lên. Thực nghiệm cho thấy, khi độ khô x vượt quá khoảng 30%, tức bội số

tuần hoàn nhỏ hơn 3, thì môi chất trong ống ở dạng nhũ tương, hạt nước lẫn trong dòng hơi, nên nhiệt độ vách ống tăng đột ngột, có thể bị biến dạng hoặc phá hủy.

Đối với ống xuống người ta thường kiểm tra hiện tượng có hơi trong ống. Nếu trong ống xuống có hơi, hơi có thể tích tụ thành túi, có thể nâng cao nhiệt độ nếu ống có gia nhiệt, mặt khác ống xuống có hơi, tập trung ở ống góp dưới, làm giảm sự đồng đều trong việc phân phối nước vào ống lên.

Ống xuống có hơi có thể do nhiều nguyên nhân: có thể do nhận nhiệt bốc hơi, có thể do áp suất trong balông bị giảm đột ngột, có thể do bố trí miệng ống xuống quá gần với miệng ống lên hoặc quá gần mức nước trong balông tạo thành phễu hơi hoặc có thể do trở lực cục bộ từ balông vào ống xuống quá lớn.

3.2 CÁC BỀ MẶT TRUYỀN NHIỆT PHỤ

Trong các lò hơi công suất trung bình và lớn, bên cạnh bề mặt sinh hơi chính, thường có thêm các bề mặt truyền nhiệt phụ như bộ hâm nước, bộ quá nhiệt và bộ sấy không khí.

3.2.1 Bộ quá nhiệt

1. Mục đích

Sản xuất ra hơi quá nhiệt, dùng rất phổ biến trong các lò hơi động lực vì nó có thể làm tăng hiệu suất nhiệt, giảm độ ẩm ở các tầng cuối của tua bin cũng làm giảm được tổn thất nhiệt và môi chất dọc theo đường ống dẫn.

Với lò hơi động lực, độ quá nhiệt khá cao, có thể lên đến vài ba trăm độ, còn trong lò hơi cấp nhiệt có thể không có, hoặc nếu có thì độ quá nhiệt cũng chỉ mấy chục độ, để giảm tổn thất trên đường ống dẫn mà thôi.

2. Cấu tạo

Bộ quá nhiệt thường do những ống có đường kính khoảng $28 \div 40 \text{ mm}$ uốn lại, có bước ống tương đối s/d bằng $3 \div 6$ thường làm bằng thép cacbon thông thường, nhưng với lò hơi có thông số cao phải dùng thép hợp kim.

Có nhiều loại bộ quá nhiệt. Dựa theo phương thức truyền nhiệt đến bề mặt ống, chia thành ba loại: bộ quá nhiệt bức xạ đặt trong buồng lửa và trực tiếp nhận nhiệt bức xạ; bộ quá nhiệt đối lưu, đặt ở trên đường khói, không trực tiếp nhận nhiệt bức xạ từ buồng lửa; và bộ quá nhiệt nửa bức xạ, đặt ở cửa ra buồng lửa, nhận một phần bức xạ từ buồng lửa vừa nhận được nhiệt đối lưu từ dòng khói. Ta thường gặp bộ quá nhiệt bằng đối lưu.

Dựa theo cách bố trí chia thành bộ quá nhiệt đặt đứng và bộ quá nhiệt đặt nằm ngang. Thường gặp bộ quá nhiệt đặt đứng do có ưu điểm là dễ treo đỡ, tro bụi khó bám hơn, tuy có nhược điểm là khó thải nước ngưng khi ngừng lò và khởi động. Có gặp loại đặt nằm ngang nhưng ít hơn, vì tuy có ưu điểm là dễ thải nước ngưng nhưng dễ đóng tro bụi và treo đỡ khó hơn.

Dựa theo chiều lưu động tương đối giữa sản phẩm cháy và hơi nước, có thể có loại ngược chiều, loại cùng chiều và loại hỗn hợp. Loại ngược chiều có ưu điểm là độ chênh nhiệt độ trung bình lớn hơn, giảm được diện tích bề mặt truyền nhiệt, tiết kiệm được kim loại, có thể nâng được nhiệt độ hơi lên cao hơn, nhưng có một phía nhiệt độ cao, không an toàn. Loại cùng chiều, an toàn hơn nhưng cũng tốn kim loại hơn. Nhiều trường hợp dùng loại hỗn hợp, ngược chiều ở phía hơi có nhiệt độ thấp và cùng chiều ở phía hơi có nhiệt độ cao hơn.

3.2.2 Bộ hâm nước

1. Mục đích

Tận dụng nhiệt của khối thải để gia nhiệt nước gần đến nhiệt độ sôi, đôi khi có thể cho bốc hơi mấy phần trăm, như vậy giảm được tổn thất do khối thải mang ra, nâng cao được hiệu suất nhiệt, mặt khác tránh được hiện tượng nước lạnh phun thẳng vào bề mặt truyền nhiệt có nhiệt độ cao làm cho bề mặt truyền nhiệt bị co dãn đột ngột, tạo ra ứng suất nhiệt, ngoài ra còn giảm được kim loại quý chế tạo bề mặt sinh hơi vì bộ hâm nước đặt ở vùng nhiệt độ thấp, không cần kim loại tốt có khi có thể chế tạo bằng gang.

2. Cấu tạo

Cũng có nhiều loại bộ hâm nước. Dựa theo kim loại chế tạo, chia thành hai loại: bằng gang và bằng thép, nhưng đều tạo thành những chùm ống uốn cong, làm bằng gang, giá thành rẻ, chịu ăn mòn và mài mòn tốt hơn, để đúc nên thường đúc thành ống có cánh tản nhiệt phía khối, đường kính trong khoảng $76 \div 120 \text{ mm}$, nhưng rất khó hàn nên thường nối với nhau bằng những mặt bích; gang chịu kéo, uốn và va đập kém nên không cho phép gia nhiệt nước đến nhiệt độ sôi. Ống gang thường có cánh nên nặng nề và dễ đóng tro bụi, nên thường có bố trí bộ thổi bụi. Bộ hâm nước bằng thép, thường dùng ống thép trơn có đường kính khoảng $28 \div 38 \text{ mm}$ uốn thành những cụm ống xoắn, trước kia có dùng loại ống thép có cánh nhưng hiện nay không dùng nữa vì chế tạo phức tạp. Ống làm bằng thép dễ rỉ hơn nhưng lại dễ uốn và hàn nên thường nối với nhau bằng phương pháp hàn, thép lại có thể chịu va đập nên cho phép gia nhiệt đến nhiệt độ sôi và bốc hơi không quá 10%.

Dựa theo mức độ gia nhiệt nước, có thể chia thành bộ hâm nước kiểu sôi và kiểu không sôi. Kiểu sôi phải làm bằng thép, không được làm bằng gang, còn kiểu không sôi thì tùy ý, có thể bằng gang hay thép.

Thông thường bố trí cho nước trong bộ hâm đi từ dưới lên, một mặt là để nước nóng nhẹ hơn, thuận chiều từ dưới đi lên để kéo theo bọt khí, bọt hơi, tránh hiện tượng bọt khí bám chắc, kích thích việc ăn mòn bề mặt truyền nhiệt, ngoài ra còn là biện pháp để tự điều chỉnh sự phân phối không đồng đều về lưu lượng nước giữa các ống với nhau.

Người ta có thể bố trí đường tắt cho khói và cả nước, trong nhiều trường hợp người ta còn bố trí cả đường tái tuần hoàn đưa nước nóng trở về bể nước cấp.

3.2.3 Bộ sấy không khí

1. Mục đích

Tận dụng nhiệt của khói thải để sấy nóng không khí trước khi cấp vào buồng lửa, nhằm các mục đích sau:

- Giảm nhiệt độ khói thải, giảm tổn thất q_3 , tăng hiệu suất nhiệt, tiết kiệm nhiên liệu.

- Tăng nhiệt độ không khí đưa vào buồng lửa, cải thiện quá trình cháy, giảm tổn thất q_3 , q_4 , tăng hiệu suất nhiệt, tiết kiệm nhiên liệu. Còn có thể tăng nhiệt độ trong buồng lửa, tăng cường độ truyền nhiệt. Tuy nhiên cũng cần phải có giới hạn, vì khi nhiệt độ khói giảm quá thấp sẽ đưa đến hiện tượng ăn mòn điện hoá các bề mặt truyền nhiệt, mặt khác sẽ tổn kim loại vì phải truyền nhiệt với độ chênh nhiệt độ trung bình quá nhỏ. Hơn nữa có thể dẫn đến cháy ghi hoặc bột than trong ống.

2. Cấu tạo

Dựa theo kim loại chế tạo có thể chia thành loại bằng gang hoặc bằng thép. Loại bằng gang vẫn có ưu điểm là chịu đựng tốt về mài mòn, ăn mòn ở nhiệt độ thấp cũng như nhiệt độ cao.

Dựa theo hình dạng bề mặt truyền nhiệt, có loại ống thép trơn, loại ống gang có cánh hoặc loại thép tấm.

Dựa theo cách truyền nhiệt giữa khói và không khí, có loại ngăn cách và loại hồi nhiệt.

Gặp nhiều hơn cả là loại ngăn cách, dùng các ống thép trơn có đường kính khoảng $40 \div 51 \text{ mm}$ dày $1,5 \div 2 \text{ mm}$ lắp lên các mặt sàng phẳng. Thường bố trí không khí đi bên ngoài, khói đi bên trong ống để dễ dàng làm sạch tro bụi bám trên ống. Loại ống thép trơn có ưu điểm là cấu tạo đơn giản, gọn nhẹ, không khí và khói không bị lẫn vào nhau và có thể dễ dàng làm sạch tro bụi, nhưng ống thép không bền về mặt mài mòn và ăn mòn hoá học ở nhiệt độ thấp cũng như nhiệt độ cao.

Cũng có dùng loại ngăn cách dùng ống gang có cánh toả nhiệt cả trong và ngoài, thường bố trí không khí đi bên trong và khói đi bên ngoài ống. Loại ống

gang có ưu điểm là chịu được mài mòn và ăn mòn hoá học, nhưng có nhược điểm là nặng nề, dễ bám tro bụi, có thể dùng ở phạm vi nhiệt độ thấp và nhiệt độ cao. Trước kia còn dùng loại ngăn cách bằng thép tấm dày khoảng $1,5 \div 4 \text{ mm}$, ghép lại thành hộp, hiện nay hầu như không dùng nữa vì chế tạo đơn giản nhưng dễ bị rỉ.

Ở nhiều nước phương tây dùng rộng rãi bộ sấy không khí kiểu hồi nhiệt. Thực chất là một thùng rỗng, trong có bố trí những tấm thép, quay với tốc độ khoảng $2 \div 5 \text{ vòng/phút}$. Những lá thép gắn trên thùng quay lần lượt tiếp xúc với khối nóng và không khí lạnh đi ở hai nửa của thùng quay. Khi tiếp xúc với khối nóng, lá thép nhận nhiệt, nhiệt độ tăng lên rồi sau đó lá thép nóng tiếp xúc với không khí lạnh, truyền nhiệt cho không khí, nhiệt độ lá thép giảm dần và như vậy đã hoàn thành một chu kỳ truyền nhiệt từ khối đến không khí, tiếp tục các chu kỳ truyền nhiệt tiếp theo. Bộ sấy không khí kiểu hồi nhiệt có ưu điểm là nhỏ, gọn, ít bị rỉ, dễ làm sạch nhưng có nhược điểm là dễ lọt giữa khối và không khí, có thêm bộ phận quay làm tiêu tốn năng lượng, cấu tạo phức tạp dễ hư hỏng hơn.

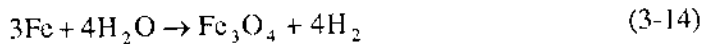
3.2.4 Bảo vệ bề mặt truyền nhiệt phụ

Cần có biện pháp để bảo vệ các bề mặt truyền nhiệt phụ, chống hiện tượng ăn mòn, mài mòn và bám bẩn. Các bề mặt truyền nhiệt có thể bị ăn mòn hoá học hoặc điện hoá, ở mặt trong cũng như mặt ngoài, ở nhiệt độ thấp cũng như nhiệt độ cao, lúc làm việc cũng như lúc nghỉ.

Thép có thể bị oxy tác dụng thành Fe_2O_3 , và nhiều khi chính nó lại đóng vai trò chất oxy hoá tác dụng với sắt thành Fe_3O_4 :



Thép cũng có thể trực tiếp phản ứng với hơi nước dưới một nhiệt độ nhất định, trên dưới 500°C theo phản ứng:



Ăn mòn điện hoá là hiện tượng rất đáng chú ý đối với bề mặt truyền nhiệt ở nhiệt độ thấp, nhất là khi đốt nhiên liệu nhiều S, nhiều H và độ ẩm cao. Thực nghiệm cho thấy khi đốt nhiên liệu nhiều lưu huỳnh, nhiệt độ động sương của khói tăng rất nhanh, H_2O trong khói dễ ngưng tụ, mặt khác khi cháy S tạo thành SO_2 và một tỷ lệ không lớn SO_3 (khoảng $0,8 \div 2,5\%$), kết hợp với nước tạo thành axit sulfuric ăn mòn kim loại rất nhanh.

Để giảm tác dụng ăn mòn điện hoá, nên khử S trong nhiên liệu đến mức tối thiểu, hạn chế việc tạo thành SO_3 bằng cách giảm lượng oxy thừa, tức là đốt với hệ số không khí thừa nhỏ và cũng có thể đưa vào trong khói một số chất có khả năng hấp thụ SO_3 như manhêlít, đolômít, amoniac là kinh tế hơn vì cho sản phẩm $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ (amôn sulfat) làm phân bón. Mặt khác không để cho nhiệt độ bề mặt

truyền nhiệt giảm đến hoặc thấp hơn nhiệt độ đọng sương của khói, thường không được phép giảm xuống dưới 100°C .

Vấn đề mài mòn các bề mặt truyền nhiệt cũng rất đáng lưu ý, nhất là khi đối nhiên liệu nhiều tro, tro cứng, mà tỷ lệ tro bay lại lớn như khi đốt than phun thải xỉ khô hoặc đốt tầng lỏng thải tro. Thường bị mài mòn nhiều ở những dây ống phía trên, những dây ống ở cuối đường vòng của khói, còn trong một ống thường mài mòn nhiều ở hai góc $45 \div 50^{\circ}$ tính từ đường khói đến.

Để chống mài mòn nhiều khi người ta gắn những tấm chắn ở những nơi dễ bị mài mòn, bố trí đường ống hợp lý để dễ dàng thay thế, sửa chữa những ống đã bị quá mòn, người ta cũng cần lựa chọn tốc độ khói thích hợp, vì nếu tốc độ khói càng lớn thì mài mòn càng nhanh tuy truyền nhiệt càng tốt, nhưng nếu tốc độ quá chậm thì một mặt truyền nhiệt kém, mặt khác dễ đóng tro bụi. Thường chọn theo số liệu kinh nghiệm. Với bộ hâm nước ống gang, tốc độ khói có lợi nhất khoảng $3 \div 5 \text{ m/s}$, loại ống thép lấy $8 \div 11 \text{ m/s}$, với bộ quá nhiệt ống thép cacbon lấy $10 \div 14 \text{ m/s}$, với thép hợp kim lấy $15 \div 20 \text{ m/s}$, với bộ sấy không khí kiểu ống thép lấy $10 \div 11 \text{ m/s}$, với ống gang có cánh lấy $11 \div 15 \text{ m/s}$.

Bám bẩn bề mặt truyền nhiệt cũng cần quan tâm vì nó làm tăng nhiệt trở, ảnh hưởng đến công suất, hiệu suất của thiết bị sinh hơi do nhiệt độ khói giảm không nhiều, cũng có thể có ảnh hưởng không tốt đến sức bền bề mặt truyền nhiệt tiếp theo. Việc bám tro thường là do những hạt có kích thước rất nhỏ, khoảng dưới $2 \div 3 \mu\text{m}$ bám vào bề mặt truyền nhiệt, có thể ở dạng chắc hoặc xốp, tùy thuộc vào đặc điểm của nhiên liệu, chiều hướng và tốc độ của dòng khói cũng như cách bố trí bề mặt truyền nhiệt. Nhìn chung việc bám bẩn xảy ra khi tốc độ khói quá chậm, nhất là dưới $2 \div 3 \text{ m/s}$, cần lưu ý là khi đã bám bẩn thì tốc độ khói có tăng cũng rất khó làm sạch được, do vậy khi làm việc với phụ tải thấp bao nhiêu cũng không nên để tốc độ khói thấp hơn $2 \div 3 \text{ m/s}$.

3.3 TÍNH NHIỆT THIẾT BỊ SINH HƠI

Tính nhiệt là một trong những bài toán cơ bản, quan trọng nhất trong khi thiết kế, chế tạo và kiểm tra các thiết bị sinh hơi.

Tùy theo mục đích, việc tính nhiệt có thể chia thành tính thiết kế và tính kiểm tra. Khi tính toán thiết kế, nhiệm vụ là dựa vào yêu cầu của hơi và đặc tính của nhiên liệu mà xác định kết cấu của thiết bị sinh hơi. Còn trong tính toán kiểm tra, cần dựa vào kết cấu của thiết bị đã có sẵn, xác định hiệu quả làm việc của thiết bị như tính năng suất và thông số hơi, nhiệt độ của sản phẩm cháy ở các vị trí khác nhau, các loại tổn thất nhiệt, hiệu suất và suất tiêu hao nhiên liệu, v.v...

Tuy có hai mục đích khác nhau, nhưng thực chất về nguyên lý không khác nhau mấy, chỉ khác ở dữ kiện và mục tiêu cần tìm.

Tính nhiệt lò hơi là một bài toán lớn, phức tạp đến nay vẫn chưa giải được bằng lý thuyết thuần túy mà thường phải dùng thực nghiệm kết hợp với lý luận đồng dạng nên kết quả vẫn chỉ là gần đúng, giới hạn trong những điều kiện và phạm vi nhất định.

3.3.1 Các phương trình cơ bản

Tính nhiệt các bề mặt truyền nhiệt thường phải giải hệ hai phương trình: phương trình cân bằng nhiệt và phương trình truyền nhiệt. Truyền nhiệt ở đây có thể bức xạ, có thể là đối lưu cũng có thể là kết hợp cả hai phương thức.

1. Phương trình truyền nhiệt

Ở đây có hai phương trình, phương trình truyền nhiệt bức xạ gặp chủ yếu trong buồng lửa và phương trình truyền nhiệt đối lưu gặp ở sau buồng lửa.

a. Phương trình truyền nhiệt bằng bức xạ

Về cơ chế truyền nhiệt trong buồng lửa rất phức tạp nhưng ta có thể hình dung như sau: nhiên liệu trong buồng lửa cháy, toả nhiệt, đốt nóng nhiên liệu, sản phẩm cháy, tường lò, các bề mặt truyền nhiệt và môi chất, v.v... , các vật đó nhận nhiệt và được đốt nóng đến những nhiệt độ khác nhau, ở trung tâm ngọn lửa có thể cao đến 1500°C hoặc hơn nữa nhưng các bề mặt truyền nhiệt có nơi chỉ mấy trăm độ, do đó giữa chúng luôn luôn tồn tại sự trao đổi nhiệt. Đúng về mặt truyền nhiệt, ta có thể chia thành hai phần: bề mặt truyền nhiệt và buồng lửa. Bề mặt truyền nhiệt là những bề mặt mà bên kia tiếp xúc với môi chất có nhiệt độ thấp như nước, hơi hoặc không khí, có nhiệm vụ nhận nhiệt. Buồng lửa là tập hợp tất cả những vật còn lại có nhiệt độ cao hơn và làm nhiệm vụ truyền nhiệt cho bề mặt truyền nhiệt. Ở trong buồng lửa vì nhiệt độ rất cao, truyền nhiệt bức xạ rất mạnh, mặt khác tốc độ khối khá chậm, hệ số toả nhiệt đối lưu rất nhỏ nên có thể tính theo phương trình truyền nhiệt bức xạ như sau:

$$Q_{bx} = \frac{1}{B_t} a_{bl} \cdot \sigma_0 \cdot \xi \cdot F_t \cdot x \left(\bar{T}^4 - T_v^4 \right), \text{kJ/kgnl} \quad (3-15a)$$

nếu thay $\psi = x \cdot \xi$, được:

$$Q_{bx} = \frac{1}{B_t} a_{bl} \cdot \sigma_0 \cdot \psi \cdot F_t \cdot \left(\bar{T}^4 - T_v^4 \right), \text{kJ/kgnl} \quad (3-15b)$$

nếu thay $H_{bx} = F_t \cdot x$, được:

$$Q_{bx} = \frac{1}{B_t} a_{bl} \cdot \sigma_0 \cdot \xi \cdot H_{bx} \left(\bar{T}^4 - T_v^4 \right), \text{kJ/kgnl} \quad (3-15c)$$

trong đó:

σ_0 - hằng số bức xạ của vật đen tuyệt đối, còn gọi là hằng số Boltzmann, bằng $5,67 \cdot 10^{-8} \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}^4$, hoặc bằng $4,9 \cdot 10^{-8} \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K}^4$;

ξ - hệ số bám bản quy ước của bề mặt truyền nhiệt bằng bức xạ, phụ thuộc vào đặc điểm của bề mặt truyền nhiệt và nhiên liệu, lấy theo số liệu thực nghiệm cho trên bảng 3 - 1.

Bảng 3-1. Hệ số bám bản quy ước của dàn ống

Loại dàn ống	Nhiên liệu	Hệ số bám bản ξ
Ống không bọc	Khí	0,6 ÷ 0,8
	Dầu	0,6
	Bột than	0,4
Dàn ống có gai bọc vữa crômít	Tất cả các loại	0,2
Dàn ống bọc gạch samốt	Tất cả các loại	0,1

a_{b1} - độ đen của buồng lửa;

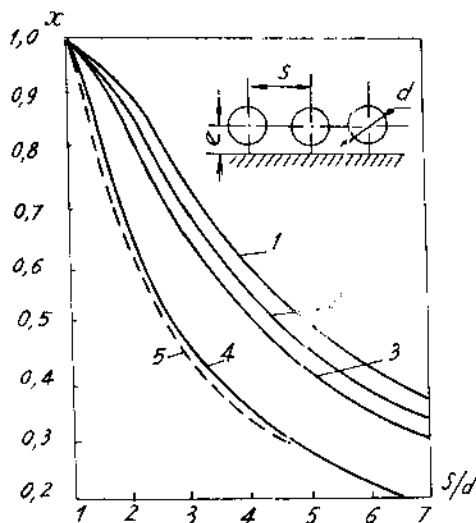
F_1 - diện tích bề mặt vách tường có đặt dàn ống, m^2 ;

H_{bx} - diện tích tính toán bề mặt truyền nhiệt bằng bức xạ, phụ thuộc vào cách bố trí bề mặt truyền nhiệt, được tính theo:

$$H_{bx} = F_1 \cdot x \quad (3-16)$$

x - hệ số góc của tường có đặt ống, có thể lấy trên hình 3-16, đối với dàn ống tròn một dãy, phụ thuộc vào khoảng cách e từ tâm ống đến tường và bước ống tương đối s/d . Trên đó, đường (5) là không tính đến bức xạ của bảo ôn, còn lại là tính (1) đối với $e > 1$; (2) với $e = 0,8d$, (3) với $e = 0,5d$, (4) với $e = 0$;

$\psi = x \cdot \xi$ - hệ số sử dụng nhiệt hữu ích của bề mặt truyền nhiệt;



- 1 - $e \geq 1,4d$; 2 - $e = 0,8d$
- 3 - $e = 0,5d$; 4 - $e = 0$
- 5 - $e \geq 0,5d$, không tính bức xạ của tường

Hình 3-16. Hệ số góc của dàn ống tròn một dãy.

\bar{T} - nhiệt độ trung bình của buồng lửa, K;

T_v - nhiệt độ trung bình của bề mặt truyền nhiệt, K.

b. Phương trình truyền nhiệt đối lưu

Tuỳ theo đối tượng nhận nhiệt từ sản phẩm cháy, có thể viết được hai dạng phương trình. Phương trình truyền nhiệt đối lưu từ sản phẩm cháy đến bề mặt truyền nhiệt:

$$Q_{dt} = \frac{1}{B_1} \cdot H_{dt} \cdot \alpha_1 (\bar{T} - T_v), \text{ kJ/kgul} \quad (3-17a)$$

Phương trình truyền nhiệt từ sản phẩm cháy qua bề mặt truyền nhiệt đến môi chất có thể tính theo:

$$Q_{dt} = \frac{1}{B_1} \cdot H_{dt} \cdot k \cdot \Delta t, \text{ kJ/kgul} \quad (3-17b)$$

trong đó:

α_1 - hệ số toả nhiệt đối lưu từ sản phẩm cháy đến bề mặt truyền nhiệt, thường gồm phần đối lưu đơn thuần và phần hiệu chỉnh ảnh hưởng của bức xạ, $W/m^2.K$;

H_{dt} - diện tích tính toán bề mặt trao đổi nhiệt đối lưu, m^2 . Đối với những cụm ống đặt ngoài buồng lửa, lấy bằng diện tích thực tế, đối với những bề mặt có ảnh hưởng trực tiếp của bức xạ ngọn lửa thì phải tính hiệu chỉnh;

\bar{T} - nhiệt độ trung bình của sản phẩm cháy, $^{\circ}C$ hoặc K;

T_v - nhiệt độ trung bình của bề mặt truyền nhiệt, $^{\circ}C$ hoặc K, theo \bar{T} .

k - hệ số truyền nhiệt từ sản phẩm cháy qua bề mặt truyền nhiệt đến môi chất, $W/m^2.K$;

Δt - độ chênh nhiệt độ trung bình giữa sản phẩm cháy và môi chất, $^{\circ}C$ hoặc K.

2. Phương trình cân bằng nhiệt

Phương trình cân bằng nhiệt thể hiện phần nhiệt đã trao đổi giữa sản phẩm cháy và môi chất tạo nên sự thay đổi một số thông số trạng thái của chúng như nhiệt độ hoặc entanpi.

Về phía sản phẩm cháy có phương trình:

$$Q_{cb} = \varphi (I' - I'' + \Delta \alpha \cdot 1_{kk}^{\circ}), \text{ kJ/kgul} \quad (3-18a)$$

ở đây:

φ - hệ số bảo ôn, có thể tính theo công thức:

$$\varphi = 1 - \frac{q_5}{\eta_t + q_5};$$

I', I'' - entanpi của sản phẩm cháy khi vào và ra khỏi bề mặt truyền nhiệt, $kJ/kgnl$;

$\Delta\alpha \cdot I_{kk}^o$ - entanpi của không khí lọt thêm vào bề mặt truyền nhiệt. Có thể viết phương trình cân bằng nhiệt về phía môi chất.

Ngoài bộ sấy không khí, đối với các bề mặt truyền nhiệt khác có:

$$Q_{cb} = \frac{D}{B_t} (i_2 - i_1) \quad (3-18b)$$

D - lưu lượng môi chất qua bề mặt truyền nhiệt, kg/h ;

B_t - lượng nhiên liệu đốt trong một giờ, kg/h ;

i_1, i_2 - entanpi của môi chất trước và sau bề mặt truyền nhiệt, kJ/kg .

Đối với không khí qua bộ sấy không khí có thể viết:

$$Q_{cb} = \beta (I_{kk}'' - I_{kk}') \quad (3-18c)$$

β - tỷ lệ giữa lượng không khí qua bộ sấy với lượng không khí lý thuyết;

I_{kk}', I_{kk}'' - entanpi của không khí trước và sau bộ sấy, $kJ/kgnl$.

3.3.2 Tính nhiệt buồng lửa

Trong buồng lửa, truyền nhiệt chủ yếu bằng bức xạ, ta giải hệ hai phương trình, gồm phương trình truyền nhiệt bằng bức xạ (3-15 a, b, c) và phương trình cân bằng nhiệt của sản phẩm cháy (3-18 a). Nếu coi không khí lọt không đáng kể và thay entanpi bằng nhiệt độ ta được:

$$Q_{cb} = \varphi (I_a - I_{bl}'') = \varphi V \cdot c_p (T_a - T_{bl}'') \quad (3-18d)$$

Kết quả ta được công thức tính nhiệt độ sản phẩm cháy ra khỏi buồng lửa, dùng khi tính kiểm tra như sau:

$$T_{bl}'' = \frac{T_a}{M \left[\frac{\sigma_0 \cdot a_{bl} \cdot \xi \cdot H_{bx} \cdot T_a^3}{\varphi \cdot B_t \cdot V \cdot c_{pfb}} \right]^{0,6} + 1} \quad (3-19a)$$

Khi tính thiết kế, ta được công thức tính bề mặt truyền nhiệt bằng bức xạ:

$$H_{bx} = \frac{B_t \cdot Q_{bx}}{\sigma_0 \cdot M \cdot \xi \cdot a_{bl} \cdot T_{bl}'' \cdot T_a^3} \sqrt[3]{\frac{1}{M^2} \left(\frac{T_a}{T_{bl}''} - 1 \right)^2} \quad (3-19b)$$

Người ta cũng có thể tính theo đồ thị bằng quan hệ:

$$T_{bl}'' = F \left(T_a, M, a_t \cdot \frac{B_t \cdot T_a}{F_v} \right)$$

Ở đây cần tính các đại lượng sau:

1. Q_{bx} - nhiệt lượng truyền nhiệt từ buồng lửa đến bề mặt truyền nhiệt bằng bức xạ, bằng Q_{cb} tức nhiệt lượng do sản phẩm cháy mất đi, $kJ/kgnl$, tính theo các công thức (3-18);

T_a - nhiệt độ lý thuyết của sản phẩm cháy, nghĩa là nhiệt độ sản phẩm cháy có thể đạt đến với giả thiết là tất cả nhiệt lượng tỏa ra chỉ dùng để gia nhiệt sản phẩm cháy, K ;

I_a - entanpi lý thuyết của sản phẩm cháy, với giả thiết như trên, có thể tính theo:

$$I_a = Q_{dv} \cdot \frac{100 - q_3 - q_4 - q_6}{100 - q_4} + Q_{kk} - Q_{kkn} = \sum V \cdot c_p \cdot t_a, \quad kJ/kgnl \quad (3-20)$$

$V \cdot c_{pitb} = \frac{I_a - I_{bl}''}{t_a - t_{bl}''}$ là nhiệt dung trung bình của sản phẩm cháy từ t_{bl}'' đến nhiệt độ lý thuyết t_a , $^{\circ}C$;

I_{bl}'', t_{bl}'' - entanpi và nhiệt độ của sản phẩm cháy khi ra khỏi buồng lửa;

Q_{kk} - nhiệt vật lý do không khí mang vào, có thể tính theo công thức:

$$Q_{kk} = (\alpha_{bl} - \Delta\alpha_{bl}) I_{kk}^0 + \Delta\alpha_{bl} \cdot I_{kkl}^0, \quad kJ/kgnl \quad (3-21)$$

Q_{kkn} - nhiệt vật lý do không khí được gia nhiệt từ nguồn bên ngoài mang vào. Đôi khi còn phải tính thêm nhiệt vật lý của khối tái tuần hoàn nữa.

α_{bl} - hệ số không khí thừa ở cửa ra buồng lửa;

$\Delta\alpha_{bl}$ - lượng không khí thừa do không khí lạnh lọt vào buồng lửa;

I_{kk}^0, I_{kkl}^0 - entanpi của không khí nóng và không khí lạnh, kJ/kg .

2. M - hệ số phân bố nhiệt theo chiều cao buồng lửa, có dạng chung là:

$$M = A - Bx \quad (3-22)$$

A - hệ số thực nghiệm, khi cháy tầng lấy bằng 0,59; khi phun bột nhiên liệu rắn lấy 0,56; phun nhiên liệu lỏng và khí lấy 0,54;

B - hệ số thực nghiệm, với nhiên liệu rắn lấy 0,5; với nhiên liệu khí và lỏng lấy 0,2;

Có tài liệu cho giá trị trung bình $A = 0,52$; $B = 0,3$;

x - chiều cao tương đối của ngọn lửa, lấy bằng h_1/h_2 , trong đó h_1 là khoảng cách thẳng đứng từ đáy lò đến tiết diện có nhiệt độ cực đại, đối với buồng lửa ghi thông thường có thể coi $h_1 = 0$ và $x = 0$, nhưng với lớp nhiên liệu dày, có thể lấy $x = 0,15$; còn h_2 là khoảng cách thẳng đứng từ đáy lò đến trung tâm cửa ra của buồng lửa.

3. a_{bl} - độ đen của buồng lửa có thể tính theo công thức:

$$a_{bl} = \frac{a_1 + (1 - a_1)\rho}{1 - (1 - a_1)(1 - \psi)(1 - \rho)} \quad (3-23a)$$

Ở đây: $\rho = \left(\frac{R}{F_v}\right)$ là tỷ số giữa diện tích ghi lò R với diện tích vách tường buồng lửa F_v , với buồng lửa phun, không có ghi, $R = 0$ nên $\rho = 0$ và ta có:

$$a_{bl} = \frac{a_1}{a_1 + (1 - a_1)\psi} \quad (3-23b)$$

ψ - hệ số sử dụng nhiệt hữu ích trung bình của dàn ống;

a_1 - độ đen của ngọn lửa, tính theo công thức:

$$a_1 = m \cdot a_s + (1 - m)a_{os} \quad (3-24)$$

m - hệ số tỷ lệ phần sáng và phần không sáng giữa ngọn lửa, phụ thuộc vào loại nhiên liệu và cách đốt, khi đốt nhiên liệu lỏng và than có nhiều chất bốc lấy $m = 0,4 \div 0,6$, khi đốt than gầy, antraxit và khí, lấy $m = 0$;

a_s, a_{os} - độ đen của ngọn lửa sáng và không sáng, đều có dạng chung là:

$$a_j = 1 - e^{-k_j p} \quad (3-25)$$

Thường tính ra và vẽ thành đồ thị có trục tung a_j và trục hoành là $k_j p$.

e = 2,718 là cơ số của lôgarit tự nhiên;

p là áp suất trong buồng lửa có thể lấy bằng 1 bar;

s là chiều dày hữu hiệu lớp bức xạ của ngọn lửa, trong buồng lửa có thể tính :

$$s = 3,6 \frac{V_{bl}}{F_v}, m \quad (3-26)$$

V_{bl} - thể tích của buồng lửa, m^3 ;

F_v - diện tích tường buồng lửa, m^2 ;

k - hệ số làm yếu bức xạ của ngọn lửa, do trong ngọn lửa có khí ba nguyên tử, hạt tro, xỉ, mỡ hống, hạt nhiên liệu chưa cháy hết, v.v... là những thành phần có khả năng hấp thụ và phát bức xạ.

Đối với ngọn lửa không sáng, chỉ có khí ba nguyên tử là có khả năng bức xạ, nên ta có:

$$k = k_b \cdot r_b \quad (3-27a)$$

k_b - hệ số làm yếu bức xạ của khí ba nguyên tử, có thể tính theo:

$$k_b = \left(\frac{0,78 + 1,6r_{H_2O}}{\sqrt{p_b \cdot s}} - 0,1 \right) \cdot \left(1 - 0,37 \frac{T_{bl}''}{1000} \right) \quad (3-28a)$$

r_b, r_{H_2O} - thành phần thể tích khí ba nguyên tử và của H_2O , có thể tính theo:

$$r_b = \frac{V_{m_2} + V_{H_2O}}{V_k} \quad \text{và} \quad r_{H_2O} = \frac{V_{H_2O}}{V_k}$$

p_b - phân áp suất của khí ba nguyên tử:

$$p_b = p \cdot r_b$$

Đối với ngọn lửa sáng đốt dầu và khí, còn phải tính đến bức xạ của mỡ hống, khi đó ta có:

$$k = k_b \cdot r_b + k_c \cdot r_c \quad (3-27b)$$

k_c là hệ số làm yếu bức xạ của mỡ hống, có thể tính theo:

$$k_c = 0,03 \left(2 - \alpha_{bl}'' \right) \left(1,6 \frac{T_{bl}''}{1000} - 0,5 \right) \frac{C^{lv}}{H^{lv}}, l/m.kg/cm^2 \quad (3-28b)$$

$\frac{C^{lv}}{H^{lv}}$ là tỷ số giữa thành phần làm việc của hydro và cacbon, đối với nhiên liệu khí có thể tính:

$$\frac{C^{iv}}{H^{iv}} = 0,12 \sum \frac{m}{n} C_m H_n \quad (3-29)$$

Với $\alpha_{br}'' \geq 2$ thì $k_c = 0$.

Đối với ngọn lửa sáng đốt nhiên liệu rắn, cần tính bức xạ của khí ba nguyên tử, tro và hạt cốc bay theo khối, ta có:

$$k = k_b \cdot r_b + k_t \cdot \mu_t + k_k \cdot x_1 \cdot x_2 \quad (3-27c)$$

k_t - hệ số làm yếu bức xạ của tro, có thể tính theo:

$$k_t = \frac{4300 \cdot \rho_k \cdot \mu_k}{\sqrt[3]{T_{br}''^2 \cdot d_t^2}} \quad (3-28c)$$

ρ_k - khối lượng riêng của khối, có thể lấy bằng $1,3 \text{ kg/m}^3$;

d_t - đường kính trung bình của hạt tro bay theo khối, bằng khoảng $13 \div 24 \mu\text{m}$ với buồng lửa ghi lấy bằng $20 \mu\text{m}$;

μ_t - nồng độ tro bay theo khối tính theo:

$$\mu_t = \frac{a_b \cdot A^{iv}}{G_k \cdot 100}, \text{ kg/kg} \quad (3-30)$$

$$G_k = 1 - \frac{A^{iv}}{100} + 1,306 \cdot \alpha \cdot V_{kk}^0, \text{ kg/kgul} \quad (3-31)$$

k_k - hệ số làm yếu bức xạ của hạt cốc bay theo khối, lấy ≈ 1 ;

x_1, x_2 - đại lượng không thứ nguyên, kể đến ảnh hưởng của các hạt cốc trong ngọn lửa, khi đốt antraxit và than gầy $x_1 = 1$; đốt than đá, than nâu và than bùn $x_1 = 0,5$; khi đốt phun $x_2 = 0,5$; đốt theo lớp $x_2 = 0,03$.

Khi kiểm tra, phải giả thiết t_{br}'' để chọn $V_{C_{tb}}$, nếu giá trị tính ra so với giả thiết sai quá $\pm 100^\circ\text{C}$ thì phải tính lại theo giả thiết mới. Khi tính thiết kế, nếu hệ số sử dụng nhiệt hữu ích ψ sai khác không quá 5% coi như là hợp lý, không phải tính lại.

3.3.3 Tính nhiệt các bề mặt truyền nhiệt đối lưu

Trong buồng lửa, bức xạ là chủ yếu, đối lưu tuy có nhưng chiếm tỷ lệ rất nhỏ, có thể hiệu chỉnh trong khi tính bức xạ. Còn đối với các bề mặt truyền nhiệt sau buồng lửa, một mặt nhiệt độ giảm, truyền nhiệt bức xạ yếu đi, mặt khác tốc độ khối

chọn lớn hơn nhiều, truyền nhiệt bằng đối lưu tăng, chiếm tỷ lệ lớn hơn do vậy tính theo phương trình truyền nhiệt đối lưu nhưng phải hiệu chỉnh ảnh hưởng của bức xạ, kể cả bức xạ trực tiếp từ buồng lửa đến bức xạ của các khí ba nguyên tử, tro bụi, trong sản phẩm cháy.

Có thể dùng phương pháp tính toán hoặc đồ thị trên cơ sở giải hệ hai phương trình cân bằng nhiệt và phương trình truyền nhiệt bằng đối lưu:

$$Q_{cb} = \varphi (I' - I'' + \Delta\alpha \cdot I_{kk}^0), kJ/kgnl \quad (3-18a)$$

$$Q_{dl} = \frac{1}{B_t} \cdot H_{dl} \cdot k \cdot \Delta t, kJ/kgnl \quad (3-18b)$$

Khi tính chế tạo, đã biết các nhiệt độ của sản phẩm cháy và môi chất, ta xác định được nhiệt lượng trao đổi qua mỗi bề mặt truyền nhiệt theo phương trình cân bằng nhiệt, sau đó tính hệ số truyền nhiệt k , độ chênh nhiệt độ trung bình Δt rồi dùng phương trình truyền nhiệt, tính ra diện tích bề mặt truyền nhiệt.

Khi tính kiểm tra, thường giả thiết nhiệt độ của sản phẩm cháy khi ra khỏi bề mặt truyền nhiệt, tính ra Q_{cb} và Q_{dl} rồi so sánh, nếu sai khác về nhiệt độ khối ra khỏi bề mặt không quá $\pm 10^\circ C$ và nhiệt độ không khí nóng không quá $\pm 40^\circ C$ thì quá trình tính kiểm tra coi như hoàn thành, nếu không thì phải giả thiết lại nhiệt độ và tính lại cho đến khi thoả mãn mới thôi.

Để tiến hành tính toán, cần xác định được các đại lượng trong các phương trình trên.

1. Hệ số truyền nhiệt k

Các bề mặt truyền nhiệt trong lò hơi đều có thể tính theo công thức truyền nhiệt qua vách phẳng mà không tạo nên sai số vượt quá phạm vi cho phép, phương trình có dạng gốc là:

$$k = \frac{1}{R} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_v}{\lambda_v} + \frac{\delta_c}{\lambda_c} + \frac{1}{\alpha_2}}, W/m^2.K \quad (3-32a)$$

R - tổng nhiệt trở từ sản phẩm cháy đến môi chất, là giá trị nghịch đảo của hệ số truyền nhiệt, $m^2.K/W$;

α_2 - hệ số toả nhiệt đối lưu từ bề mặt truyền nhiệt đến môi chất, $W/m^2.K$, và $1/\alpha_2$ là nhiệt trở đối lưu;

δ_t, λ_t - là chiều dày, m và hệ số dẫn nhiệt, $W/m^2.K$, $\frac{\delta_t}{\lambda_t}$ là nhiệt trở của lớp tro,

do chiều dày lớp tro không đồng đều, nên thường dùng hệ số bám bẩn $\varepsilon = \frac{\delta_t}{\lambda_t}$ thay cho nhiệt trở, nó phụ thuộc vào loại nhiên liệu và đặc điểm bề mặt truyền nhiệt, thường lấy số liệu thực nghiệm cho theo bảng hoặc đồ thị;

Bảng 3-2. Hệ số bám bẩn các bề mặt truyền nhiệt

Nhiên liệu	Cụm ống tròn	Bộ hâm nước bằng gang
Nhiên liệu rắn	0,015 ÷ 0,02	0,03
Dầu madut	0,015	0,025
Gỗ	0,01	0,02
Khí thiên nhiên	0,005	0,01

$\delta_v, \lambda_v, (\delta_v / \lambda_v)$ - chiều dày, hệ số dẫn nhiệt và nhiệt trở của bề mặt truyền nhiệt, vì bề mặt truyền nhiệt có λ_v lớn δ_v nhỏ nên nhiệt trở rất nhỏ, thường có thể bỏ qua;

$\delta_c, \lambda_c, (\delta_c / \lambda_c)$ - chiều dày, hệ số dẫn nhiệt và nhiệt trở của lớp cấu cặn bám trên bề mặt truyền nhiệt. Lúc còn mới, nhiệt trở lớp cặn có thể không tính đến, nhưng qua quá trình vận hành, nếu nước không được xử lý thì nhiệt trở cặn là khá lớn, có thể ảnh hưởng nghiêm trọng đến công suất, hiệu suất và nhất là độ an toàn của bề mặt truyền nhiệt;

α_1 - hệ số toả nhiệt đối lưu giữa sản phẩm cháy và bề mặt truyền nhiệt, gồm đối lưu đơn thuần và hệ số hiệu chỉnh bức xạ do sản phẩm cháy có các thành phần có khả năng bức xạ như khí ba nguyên tử, tro, xỉ, v.v... có thể tính theo:

$$\alpha_1 = \xi_0 (\alpha_{dl} + \alpha_{bx}) \quad (3-33a)$$

hoặc
$$\alpha_1 = \xi_1 \alpha_{dl} + \alpha_{bx} \quad (3-33b)$$

ξ_0, ξ_1 - hệ số bao phủ, tính đến sự bao phủ không hết của dòng sản phẩm cháy bề mặt truyền nhiệt, trong lò hơi có thể bằng 0,9 ÷ 1, thường có thể lấy bằng 1.

α_{bx} - hệ số toả nhiệt tương đương của bức xạ. Thực ra khi trao đổi nhiệt bằng bức xạ, nhiệt lượng tỷ lệ với nhiệt độ tuyệt đối bậc cao, khoảng 3,6 ÷ 4, còn trao đổi nhiệt bằng đối lưu chỉ tỷ lệ bậc một, cho nên đối với những bề mặt truyền nhiệt bằng đối lưu là chính, ta đưa vào khái niệm hệ số toả nhiệt tương đương của bức xạ để hiệu chỉnh phần trao đổi nhiệt bằng bức xạ.

Đối với dòng sản phẩm cháy có chứa tro bụi, có thể lấy theo đồ thị hoặc công thức thực nghiệm:

$$\alpha_{bx} = 5.67 \cdot 10^{-8} \frac{a_v + 1}{2} a \cdot T^3 \frac{1 - \left(\frac{T_v}{T}\right)^4}{1 - \frac{T_v}{T}}, W/m^2.K \quad (3-34 a)$$

Đối với dòng sản phẩm cháy không chứa tro bụi, thay số mũ 4 bằng 3,6 tức là:

$$\alpha_{bx} = 5.67 \cdot 10^{-8} \frac{a_v + 1}{2} a \cdot T^3 \frac{1 - \left(\frac{T_v}{T}\right)^{3.6}}{1 - \frac{T_v}{T}}, W/m^2.K \quad (3-34 b)$$

a_v - độ đen của vách bề mặt truyền nhiệt có bám bẩn, với ống thông thường lấy bằng 0,8, với ống bám bẩn nhiều lấy bằng 0,68;

a - độ đen của sản phẩm cháy, tính theo công thức của ngọn lửa không sáng, chỉ khác ở chiều dày hữu hiệu của bức xạ.

Đối với thể tích khối đơn thuần, dùng công thức đối với buồng lửa, đối với thể tích khối có đặt chũm ống tròn, tính theo:

$$s = 0,9d \left(\frac{4}{\pi} \cdot \frac{s_1 \cdot s_2}{d^2} - 1 \right) \quad (3-35)$$

s_1, s_2 - bước ống ngang và dọc của chũm ống, m ;

T - nhiệt độ trung bình của sản phẩm cháy, có thể lấy trung bình cộng nhiệt độ trước và sau bề mặt truyền nhiệt, K ;

T_v - nhiệt độ bề mặt truyền nhiệt, K , có thể tính theo nhiệt độ trung bình của môi chất:

$$t_v = t_{mc} + qR \quad (3-36)$$

t_{mc} - nhiệt độ trung bình của môi chất trong phạm vi bề mặt truyền nhiệt, với dàn ống sinh hơi bằng nhiệt độ bão hoà;

q - mật độ dòng nhiệt qua bề mặt truyền nhiệt, có thể tính $q = Q_{cb}/H_{dt}$;

R - tổng nhiệt trở từ môi chất đến bề mặt truyền nhiệt, trong đó phải kể nhiệt trở lớp tro xỉ hay là hệ số bám bẩn, còn nhiệt trở vách kim loại có thể bỏ qua, cũng như không tính đến nhiệt trở lớp cặn. Trong các sổ tay cho các số liệu để tính t_v ứng với các bề mặt truyền nhiệt.

α_{dl} - hệ số toả nhiệt đối lưu đơn thuần, phụ thuộc vào bản chất, nhiệt độ, chế độ chuyển động của môi chất cũng như đặc điểm của bề mặt truyền nhiệt, có thể tính theo đồ thị hoặc công thức xác lập trên cơ sở thực nghiệm:

- Đối với dòng cắt ngang chùm ống song song có thể dùng đồ thị hoặc công thức:

$$\alpha_{dl} = 0,2 \frac{\lambda}{d} \left(\frac{\omega \cdot d}{\nu} \right)^{0,65} Pr^{0,33} \cdot c_z \cdot c_s, W/m^2 \cdot K \quad (3-37a)$$

Công thức dùng được trong phạm vi $Re = (1,5 \div 100) \cdot 10^3$.

Trong đó c_z hiệu chỉnh về số dây ống z , tính theo đồ thị hoặc công thức:

$$c_z = 0,91 + 0,015 \cdot (z - 2), \text{ khi } z < 10$$

$$c_z = 1 \quad \text{khi } z \geq 10.$$

c_s - hệ số hiệu chỉnh bước ống, tính theo đồ thị hoặc công thức:

$$c_s = \left[1 + (2\sigma_1 - 3) \left(1 - \frac{\sigma_2}{2} \right)^3 \right]^2$$

$\sigma_1 = \frac{s_1}{d}$; $\sigma_2 = \frac{s_2}{d}$ là bước ống tương đối ngang và dọc của chùm ống, khi $\sigma_2 \geq 2$ và $\sigma_1 \leq 1,5$ lấy $c_s = 1$, khi $\sigma_2 < 2$, và $\sigma_1 > 3$ lấy $\sigma_1 = 3$ thay vào công thức trên;

λ, ν - hệ số dẫn nhiệt và độ nhớt của sản phẩm cháy ở nhiệt độ trung bình, d là đường kính ống, m ;

ω là tốc độ của dòng sản phẩm cháy, tính theo công thức:

$$\omega = \frac{B_1 \cdot V_k \cdot (t_{tb} + 273)}{3600 \cdot F \cdot 273}, m/s \quad (3-38)$$

V_k - thể tích khối tạo ra khi đốt cháy 1 kg nhiên liệu rắn, lỏng hoặc 1 m³tc nhiên liệu khí, m³tc/kgnl hoặc m³tc/m³tcnl;

F - diện tích lưu động của khối, tính ở tiết diện hẹp nhất, m²;

Pr - tiêu chuẩn đồng dạng Prăng của sản phẩm cháy, các giá trị lấy theo nhiệt độ trung bình của sản phẩm cháy;

- Đối với dòng cắt ngang chùm ống so le cũng tra theo đồ thị hoặc tính theo công thức:

$$\alpha_{dl} = \frac{\lambda}{d} \left(\frac{\omega \cdot d}{\nu} \right)^{0,6} Pr^{0,33} \cdot c_z \cdot c_s \quad (3-37c)$$

trong đó:

$\lambda, \nu, \omega, d, Pr$ tính như trong công thức trên, còn các hệ số khác tính như sau:

c_z - hệ số hiệu chỉnh về số dãy ống, có đồ thị hoặc tính theo công thức:

$$c_z = 3,12 \cdot z^{0,05} - 2,5 \text{ với } z < 10 \text{ và } \sigma_1 < 3$$

$$c_z = 4 \cdot z^{0,02} - 3,2 \text{ với } z < 10 \text{ và } \sigma_1 \geq 3$$

$$c_z = 1 \quad \text{với } z \geq 10$$

c_s - hệ số hiệu chỉnh về bước ống theo chiều dọc đường khối, tra đồ thị hoặc tính theo công thức:

$$c_s = 0,34 \cdot \varphi_\sigma^{0,1} \text{ với } 0,1 < \varphi_\sigma \leq 1,7$$

$$c_s = 0,275 \cdot \varphi_\sigma^{0,5} \text{ với } 1,7 < \varphi_\sigma \leq 4,5 \text{ và } \sigma_1 < 3$$

$$c_s = 0,34 \cdot \varphi_\sigma^{-0,1} \text{ với } \sigma_1 \geq 3$$

trong đó:

$$\varphi_\sigma = \frac{\sigma_1 - 1}{\sigma_2 - 1}; \quad \sigma_1 = \frac{s_1}{d}; \quad \sigma_2 = \frac{1}{4} \sigma_1^2 + \sigma_2^2; \quad \sigma_2 = \frac{s_2}{d}$$

- Đối với dòng chảy dọc theo chùm ống, tra đồ thị hoặc tính theo công thức:

$$\alpha_{dl} = 0,23 \frac{\lambda}{d_{td}} \left(\frac{\omega \cdot d_{td}}{\nu} \right)^{0,8} Pr^{0,4} \cdot c_t \cdot c_d \cdot c_l \quad (3-37c)$$

trong đó:

$d_{td} = (4F/u)$, m , là đường kính tương đương của dòng, trong đó F là diện tích tiết diện, m^2 , và u là chu vi ướt tức là chu vi có tiếp xúc với môi chất, m ;

c_t - là hệ số hiệu chỉnh do sự khác nhau về nhiệt độ giữa môi chất và vách, thường có thể lấy gần bằng 1.

c_d - hệ số hiệu chỉnh về tiết diện ống, với ống được đốt nóng đồng đều có thể lấy gần bằng 1.

c_l - hệ số hiệu chỉnh về chiều dài tương đối của ống, khi $\frac{l}{d} > 50$ lấy bằng 1,

khi $\frac{l}{d} < 50$ tra đồ thị hoặc bảng số thực nghiệm.

- Các dạng cụ thể của hệ số truyền nhiệt k . Công thức (3-32 a) là dạng gốc, tổng quát nhất, nhưng có thể rút gọn cho từng bề mặt cụ thể.

Đối với bộ quá nhiệt có thể bỏ qua $\frac{\delta_v}{\lambda_v}$ và thay $\varepsilon = \frac{\delta_1}{\lambda_1}$, được công thức:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \varepsilon + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{\alpha_1}{1 + \left(\varepsilon + \frac{1}{\alpha_2}\right)\alpha_1}, W/m^2.K \quad (3-32b)$$

Với bộ hâm nước, có thể bỏ qua $\frac{\delta_v}{\lambda_v}$, nhưng không có số liệu đầy đủ về độ bám bản nên thường đưa thêm hệ số sử dụng ξ xác định bằng thực nghiệm bằng $0,65 \div 0,85$ và tính theo:

$$k = \xi \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2}} = \xi \frac{\alpha_1 \cdot \alpha_2}{\alpha_1 + \alpha_2}, W/m^2.K \quad (3-32d)$$

2. Độ chênh nhiệt độ trung bình giữa sản phẩm cháy và môi chất Δt

Trong điều kiện cùng nhiệt độ đầu và nhiệt độ cuối của các chất lỏng, độ chênh nhiệt độ trung bình phụ thuộc vào chiều chuyển động tương đối giữa chúng. Khi chúng chuyển động ngược chiều nhau, được Δt_{ngc} có giá trị lớn nhất, khi chuyển động thuận chiều, được Δt_{th} có giá trị nhỏ nhất, khi nhiệt độ một trong hai chất không thay đổi thì $\Delta t_{ngc} = \Delta t_{th}$.

Ta có thể tính như sau:

- Khi $\Delta t_{max}/\Delta t_{min} \leq 1,7$, có thể lấy trung bình cộng:

$$\Delta t = \frac{1}{2} (\Delta t_{max} + \Delta t_{min}), ^\circ C \quad (3-33a)$$

- Khi $\Delta t_{max}/\Delta t_{min} > 1,7$, với trường hợp đơn thuận thuận hay ngược:

$$\Delta t = \frac{\Delta t_{max} - \Delta t_{min}}{\ln \frac{\Delta t_{max}}{\Delta t_{min}}}, ^\circ C \quad (3-33b)$$

$\Delta t_{max}, \Delta t_{min}$ - hiệu nhiệt độ giữa hai môi chất ở phía có độ chênh nhiệt độ lớn nhất và bé nhất, $^\circ C$.

Trong các trường hợp không đơn thuận thuận hay ngược, nếu thoả mãn điều kiện $\Delta t_{th} \geq 0,92 \Delta t_{ngc}$, có thể lấy:

$$\Delta t = \frac{1}{2} (\Delta t_{\text{in}} + \Delta t_{\text{ngc}}) \quad (3-33c)$$

Các trường hợp còn lại, tính theo:

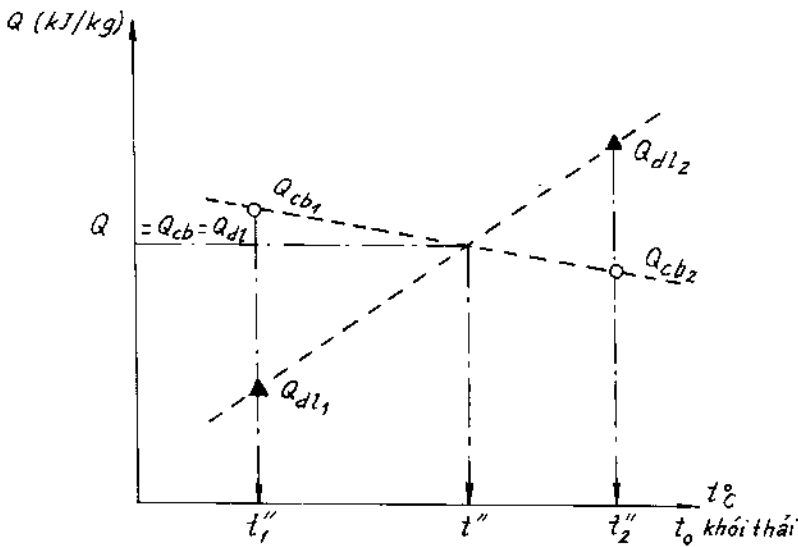
$$\Delta t = \Delta t_{\text{ngc}} \cdot \varphi \quad (3-33d)$$

Trong đó φ là hệ số hiệu chỉnh, tùy thuộc vào sơ đồ lưu động tương đối giữa hai dòng, có đồ thị thực nghiệm cho từng trường hợp cụ thể.

3. Diện tích tính toán bề mặt truyền nhiệt đối lưu H_{dl}

Tùy theo điều kiện truyền nhiệt, kích thước và cách bố trí bề mặt v.v..., diện tích tính toán bề mặt truyền nhiệt đối lưu sẽ khác nhau. Đối với các cụm ống sinh hơi, lấy bằng diện tích mặt ngoài, tức là mặt tiếp xúc với sản phẩm cháy của ống, với bộ sấy không khí kiểu ống, lấy diện tích bề mặt ống trung bình, tính theo đường kính trung bình của ống.

Trên cơ sở xác định các đại lượng trên, ta tiến hành tính nhiệt các bề mặt truyền nhiệt đối lưu. Khi tính kiểm tra, ta chọn một giá trị nhiệt độ sản phẩm cháy sau bề mặt truyền nhiệt, tính và so sánh giá trị của Q_{cb} và Q_{dl} nằm trong phạm vi cho phép thì thôi. Thường cũng dùng phương pháp đồ thị, bằng cách chọn hai giá trị nhiệt độ, tính ra hai giá trị Q_{cb} và Q_{dl} , biểu diễn trên tọa độ có trục tung là Q và trục hoành là nhiệt độ; giao điểm giữa Q_{cb} và Q_{dl} (hình 3-17) cho ta giá trị của nhiệt độ sản phẩm cháy sau bề mặt truyền nhiệt và nhiệt lượng trao đổi.



Hình 3-17. Xác định nhiệt độ sản phẩm cháy.

3.3.4 Các bước của bài tính nhiệt

Thường tiến hành theo các bước:

1. Chuẩn bị các số liệu ban đầu và tiến hành các bài tính phụ

Cụ thể là phải có đủ số liệu về cấu tạo như hình dạng, kích thước của thiết bị, công suất định mức, thông số hơi, của nước cấp, đặc tính của nhiên liệu, v.v... Phải tính trước thể tích và entanpi của không khí cũng như của sản phẩm cháy ở các vị trí khác nhau, như ở cửa ra buồng lửa, trước và sau các bề mặt truyền nhiệt, trước khi vào ống khói thải ra ngoài, v.v...

2. Xác định hiệu suất, các loại tổn thất và mức tiêu hao nhiên liệu

3. Tính nhiệt cho các bề mặt truyền nhiệt

Từ buồng lửa cho đến ống khói. Ở đây cần xác định hình dạng, kích thước các bề mặt truyền nhiệt để thỏa mãn nhu cầu của hộ sử dụng, nếu là tính chế tạo, còn đối với tính kiểm tra, cần tính được lượng nhiệt đã trao đổi, nhiệt độ trước và sau từng bề mặt truyền nhiệt và nhiệt độ khói thải. Sau khi tính cần kiểm tra các kết quả xem có phù hợp với các quy chuẩn về kỹ thuật, kinh tế và an toàn hay không.

3.4 CHỌN KIM LOẠI VÀ TÍNH SỨC BỀN CÁC BỀ MẶT TRUYỀN NHIỆT

Thiết bị lò hơi là một trong những thiết bị làm việc trong điều kiện khắc nghiệt, nhiều chi tiết làm việc dưới áp suất cao, có những chi tiết còn chịu nhiệt độ cao nữa nên phải hết sức thận trọng, không chỉ tính về mặt kinh tế, kỹ thuật mà phải tính đến cả điều kiện an toàn.

3.4.1 Điều kiện làm việc của các chi tiết trong lò hơi

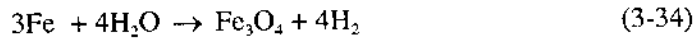
Các chi tiết của lò hơi làm việc dưới những điều kiện khác nhau. Có những chi tiết làm việc ở áp suất và nhiệt độ hầu như bình thường như khung lò, các sàn phụ vụ v.v..., có những chi tiết chịu áp suất cao nhưng nhiệt độ không cao lắm như bộ hâm nước, balông, dàn ống nước, ống góp, v.v... Có những chi tiết làm việc dưới nhiệt độ cao nhưng áp suất bình thường như bộ sấy không khí, các chi tiết treo đỡ trong vùng nhiệt độ cao và khó khăn nhất là những chi tiết làm việc trong điều kiện vừa áp suất cao vừa nhiệt độ cao như bộ quá nhiệt.

Do vậy đối với những chi tiết phải chọn nguyên vật liệu và phương pháp gia công thích hợp, đảm bảo các chỉ tiêu an toàn, kỹ thuật và kinh tế.

Ta biết là khi làm việc dưới nhiệt độ cao, các chi tiết chịu nhiều ảnh hưởng không tốt như:

- Khi nhiệt độ tăng, sức bền của kim loại ban đầu tăng lên đôi chút, nhưng rồi giảm dần đến một nhiệt độ nào đó thì sức bền giảm đột ngột.

- Ở nhiệt độ cao, kim loại dễ bị ăn mòn, một mặt do bị oxy hoá mạnh khi vượt quá một nhiệt độ nhất định, mặt khác còn có thể bị ăn mòn do tác dụng của hơi nước theo phản ứng:



H_2 sinh ra có thể khử C trong thép, nhất là khi tốc độ chậm, khoảng dưới 10 m/s, làm cho thép bị bể. Thép cacbon bị ăn mòn nhanh nhất ở nhiệt độ trên dưới 500°C.

- Khi tăng nhiệt độ không đồng đều sẽ tạo nên ứng suất nhiệt nhất là đối với bề mặt truyền nhiệt quá dày hoặc dày mỏng không đồng đều, đôi khi riêng ứng suất nhiệt cũng có thể phá huỷ các bề mặt truyền nhiệt.

Tuỳ theo điều kiện chịu áp suất và nhiệt độ khác nhau, trong lò hơi thường dùng các kim loại như gang, thép. Gang có tính chịu nén tốt, ít bị ăn mòn và mài mòn, dễ gia công bằng đúc lại rẻ tiền, nhưng chịu kéo, uốn và va đập kém, lại khó gia công bằng hàn.

Thép cacbon thông thường cũng không đắt, ở nhiệt độ không quá cao thì sức bền khá tốt, chịu được cả nén, kéo, uốn và va đập, dễ gia công nhất là hàn, nhưng dễ bị ăn mòn, mài mòn, đặc biệt là sức bền giảm đột ngột khi vượt qua một nhiệt độ khoảng 450 ÷ 500°C. Trong chế tạo lò hơi, vẫn còn dùng thép cacbon thông thường, nhiều khi yêu cầu chất lượng luyện kim cao hơn, có ký hiệu thêm chữ K như các loại thép tấm CT.3, CT.3K, 15K, 20K, 22K, 25K hay các loại ống thép không hàn 10, 20, v.v...

Đối với những bộ quá nhiệt sản xuất hơi trên 450°C, đối với lò hơi siêu cao áp cả dàn ống, balông, v.v... , thường được chế tạo bằng thép hợp kim, tức là thép cacbon có thêm một tỷ lệ kim loại mẫu như molipden, crôm, vanadi, v.v... , để tăng thêm sức bền và tránh bị rỉ, tuy nhiên thép hợp kim đắt hơn, gia công cũng khó hơn.

3.4.2 Tính sức bền một số chi tiết trong lò hơi

1. Mục đích và nguyên tắc

Khi tính chế tạo cần xác định kích thước, nhất là chiều dày cần thiết. Khi tính kiểm tra cần xác định áp suất cho phép phù hợp với kim loại và điều kiện làm việc của chi tiết đó.

Nguyên tắc chung của cả hai cách tính là đối với mọi chi tiết, kể cả chi tiết yếu nhất cần đảm bảo ứng suất cho phép phải luôn luôn lớn hơn hoặc bằng ứng suất làm việc tối đa của chi tiết đó. Ứng suất làm việc tùy thuộc vào điều kiện chịu tải, còn ứng suất cho phép tùy thuộc vào kim loại ta chọn và điều kiện nhiệt độ.

2. Xác định điều kiện làm việc của bề mặt truyền nhiệt

Đúng ra phải xác định nhiệt độ cao nhất của vách, nhưng nhiều khi lại lấy theo nhiệt độ trung bình.

Nhiệt độ của vách bề mặt truyền nhiệt có thể tính theo nhiệt độ của khối hoặc nhiệt độ của môi chất, nhưng thường tính theo nhiệt độ của môi chất vì nó ít thay đổi hơn.

Ta có nhiệt độ vách:

$$t_{\omega} = t_{mc} + \Delta t = t_{mc} + q \cdot R_s \quad (3-35)$$

Δt - độ chênh giữa nhiệt độ vách và nhiệt độ môi chất, nó phụ thuộc vào phụ tải nhiệt hay mật độ dòng nhiệt $q, W/m^2$ và tổng nhiệt trở từ môi chất đến bề mặt tính toán R_s .

Tổng nhiệt trở có thể tính như sau:

Nếu là vách phẳng, tổng nhiệt trở từ môi chất đến bề mặt tiếp xúc với nó có:

$$R_{s1} = \frac{1}{\alpha_2} \text{ và ta có:}$$

$$t_{\omega 2} = t_{mc} + \frac{1}{\alpha_2} \cdot q, \text{ } ^\circ C \quad (3-36a)$$

Với bề mặt bên kia có: $R_{s1} = \frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta_v}{\lambda_v}$ và ta có:

$$t_{\omega} = t_{mc} + q \left(\frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta_v}{2\lambda_v} \right), \text{ } ^\circ C \quad (3-36b)$$

Nhiệt độ trung bình của vách:

$$t_{\omega} = \frac{t_{\omega 1} + t_{\omega 2}}{2} = t_{mc} + q \left(\frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta_v}{\lambda_v} \right), \text{ } ^\circ C \quad (3-36c)$$

Nếu là vách trụ nhiệt trở từ môi chất đến mặt vách tiếp xúc:

$$R_{e1} = \frac{1}{\pi d_1 \alpha_1} \text{ và đến mặt bên kia là } R_{i2} = \frac{1}{\pi d_1 \alpha_2} + \frac{1}{2\pi \lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} \text{ ta có:}$$

$$t_{\omega 1} = t_{mc} + q_1 \frac{l}{\pi d_1 \alpha_2}, \text{ } ^\circ C \quad (3-37a)$$

$$t_{\omega 2} = t_{mc} + q_1 \left(\frac{l}{\pi d_1 \alpha_2} + \frac{l}{2\pi\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} \right), \text{ } ^\circ C \quad (3-37b)$$

hoặc:

$$t_{\omega} = t_{mc} + q_1 \left(\frac{l}{\pi d_1 \alpha_2} + \frac{l}{4\pi\lambda} \ln \left(1 + \frac{2\delta}{d_1} \right) \right), \text{ } ^\circ C \quad (3-37c)$$

Ở đây $q_1, W/m$, là mật độ dòng nhiệt qua l m chiều dài ống, có tác giả dùng mật độ dòng nhiệt qua $1 m^2$ bề mặt ngoài ống $q_n = \frac{q_1}{\pi d_2}, W/m^2$ và lúc đó nhiệt độ trung bình của vách ống được tính theo:

$$t_{\omega} = t_{mc} + q_1 \left(\frac{\beta}{\alpha_2} + \frac{1}{4\pi} d_2 \ln \beta \right), \text{ } ^\circ C \quad (3-37d)$$

nếu biểu diễn $\ln \beta$ dưới dạng cấp số được:

$$t_{\omega} = t_{mc} + q_1 \left(\frac{\beta}{\alpha_2} + \frac{2\delta_v}{\lambda_v} \cdot \frac{\beta}{\beta+1} \right), \text{ } ^\circ C \quad (3-37e)$$

trong đó:

$$\beta = \frac{d_2}{d_1}; \delta \text{ là chiều dày, } m; \lambda \text{ là hệ số dẫn nhiệt của ống.}$$

Từ các công thức trên ta thấy:

- Nhiệt độ của vách bề mặt truyền nhiệt phụ thuộc vào mật độ dòng nhiệt, khi mật độ dòng nhiệt lớn thì Δt lớn và t_{ω} lớn.

- Nhiệt độ vách phụ thuộc vào hệ số toả nhiệt từ vách đến môi chất α_2 lớn thì Δt nhỏ, t_{ω} nhỏ, do vậy trong dàn ống lên, nếu đảm bảo môi chất chuyển động tốt, sôi bọt thì α_2 lớn, t_{ω} nhỏ, nhưng nếu tuần hoàn không tốt sẽ tạo thành các túi hơi giảm α_2 , sẽ làm tăng nhiệt độ vách có thể gây nên sự cố.

- Độ chênh nhiệt độ giữa hai mặt vách ống tăng lên khi hệ số dẫn nhiệt nhỏ, đường kính ống nhỏ và chiều dày lớn, điều đó có thể tạo nên ứng suất nhiệt lớn, vì vậy đối với các dàn ống lên có đường kính tương đối nhỏ, chiều dày không nên quá 6 mm , với các balông, đường kính lớn hơn, mật độ dòng nhiệt nhỏ hơn, chiều dày cũng không nên quá 30 mm .

Cần lưu ý, các công thức trên là tính đối với ống sạch, nếu đã bị cấu cặn bám vào thì nhiệt độ vách sẽ tăng đáng kể vì hệ số dẫn nhiệt của cấu khá nhỏ, nên nhiệt trở rất lớn. Thường cũng phải tính đến sự phân bố nhiệt không đồng đều theo các vùng đặt ống và theo cả chu vi của ống nữa.

- Với balông đặt ngoài đường khói, có thể lấy nhiệt độ vách bằng nhiệt độ bão hoà của môi chất ở áp suất trong balông:

$$t_w = t_{mc} \quad (3-38a)$$

- Với balông đặt trong đường khói, có bọc cách nhiệt:

$$t_w = t_{mc} + 10^{\circ}C \quad (3-38b)$$

Nếu không bọc cách nhiệt mà nhiệt độ khói dưới $600^{\circ}C$:

$$t_w = t_{mc} + 30^{\circ}C \quad (3-38c)$$

Nếu nhiệt độ khói cao hơn và trực tiếp với ngọn lửa:

$$t_w = t_{mc} + 100^{\circ}C \quad (3-38d)$$

- Với ống sinh hơi lấy:

$$t_w = t_{mc} + 60^{\circ}C \quad (3-39a)$$

- Với ống xoắn bộ hâm nước:

$$t_w = t_{mc} + 30^{\circ}C \quad (3-39b)$$

- Với ống xoắn bộ quá nhiệt:

$$t_w = t''_{mc} + 40^{\circ}C \quad (3-39c)$$

- Với ống góp đặt ngoài đường khói:

$$t_w = t''_{mc} \quad (3-40a)$$

Với ống góp đặt trong đường khói, có bọc cách nhiệt tối:

Nếu môi chất là nước hoặc hỗn hợp nước với hơi:

$$t_w = t''_{mc} + 10^{\circ}C \quad (3-40b)$$

Nếu là hơi lấy:

$$t_w = t''_{mc} + 30^{\circ}C \quad (3-40c)$$

Với ống góp không bọc cách nhiệt, đặt trong đường khói dưới $600^{\circ}C$:

Nếu là nước hoặc hỗn hợp nước với hơi lấy:

$$t_w = t''_{mc} + 30^{\circ}C \quad (3-40d)$$

Nếu là hơi lấy:

$$t_w = t_{mc}'' + 50^{\circ}C \quad (3-40e)$$

Ở đây: t_{mc}'' là nhiệt độ tính toán của môi chất, lấy như sau: đối với ống góp bộ hâm nước lấy bằng nhiệt độ cao nhất của nước trong bộ hâm, với ống góp hơi bão hoà của bộ quá nhiệt lấy bằng nhiệt độ hơi bão hoà, với ống góp vào của hơi quá nhiệt lấy bằng $t_{mc} + 10^{\circ}C$, với ống góp ra của hơi quá nhiệt lấy bằng $t_{mc} + 0,5\Delta t$.

3. Xác định ứng suất cho phép của kim loại

Ứng suất cho phép của các kim loại ở nhiệt độ khác nhau được xác định trên cơ sở thực nghiệm, cho trong các bảng, nhưng khi tính toán, còn phải tính đến ảnh hưởng của cấu tạo và điều kiện làm việc của chi tiết, nên thường nhân thêm hệ số hiệu chỉnh $\eta \leq 1$. Thí dụ như đối với balông nối với các ống bằng phương pháp hàn, đặt ngoài đường khói hoặc cách nhiệt tốt, lấy $\eta = 1$; khi đặt trên đường khói lấy $\eta = 0,90$. Còn đối với balông nối với ống bằng phương pháp núc, không bị đốt nóng lấy $\eta = 0,95$, có đốt nóng lấy $\eta = 0,85$.

Khi không có bảng, có thể tính theo giới hạn bền σ_B hoặc giới hạn chảy σ_c^1 hoặc giới hạn bền lâu dài σ_{ld} với các công thức sau:

$$\text{Khi } t_w \leq 260^{\circ}C \text{ lấy } \sigma_{cp} = \frac{\sigma_B}{3,75}, N/mm^2 \quad (3-41a)$$

Khi $260 \leq t_w \leq 400^{\circ}C$, lấy theo giá trị nhỏ hơn trong hai giá trị:

$$\sigma_{cp} = \frac{\sigma_B}{3,75} \text{ hoặc } \sigma_{cp} = \frac{\sigma_c^1}{1,65}, N/mm^2 \quad (3-41b)$$

Khi $t_w > 400^{\circ}C$, lấy giá trị nhỏ hơn trong hai giá trị:

$$\sigma_{cp} = \frac{\sigma_c^1}{1,65} \text{ hoặc } \sigma_{cp} = \frac{\sigma_{ld}}{1,65}, N/mm^2 \quad (3-41c)$$

4. Một số công thức tính sức bền

a. Tính sức bền phần hình trụ của balông và ống góp

Trên cơ sở kiến thức sức bền vật liệu, kết hợp với điều kiện làm việc cụ thể, có thể đưa ra những công thức tính cho mọi chi tiết, sau đây giới thiệu công thức tính một số chi tiết chịu áp suất từ bên trong và phân bố đồng đều.

Khi tính chế tạo ta dùng công thức:

$$s = \frac{p \cdot D_1}{2\varphi_{min} \cdot \sigma_{cp} - p} + C, mm \quad (3-42a)$$

hoặc:

$$s = \frac{p \cdot D_n}{2\varphi_{\min} \cdot \sigma_{cp} + p} + C, \text{ mm} \quad (3-42b)$$

Khi tính kiểm tra, dùng:

$$p = \frac{2\varphi_{\min} \cdot s \cdot \sigma_{cp}}{D_i + s}, \text{ MPa} \quad (3-42c)$$

trong đó:

p - là áp suất, MPa hoặc MN/m^2 hoặc N/mm^2 . Đối với balông và ống góp dưới cân cộng thêm áp suất thủy tĩnh tính theo $\Delta p = 0,01H \text{ MPa}$ và chỉ tính khi $\Delta p > 0,025p_{\text{am}}$; H là chiều cao cột nước trên ba lông hoặc ống góp, m ;

s - chiều dày chi tiết hình trụ, mm ;

D_i, D_n - đường kính trong và ngoài của chi tiết hình trụ, mm ;

σ_{cp} - ứng suất cho phép của kim loại ở nhiệt độ làm việc, MN/m^2 ;

C - hệ số hiệu chỉnh về độ dày, kể đến ảnh hưởng về công nghệ chế tạo, lấy $C = 1 \text{ mm}$ khi $s - C = \frac{p \cdot D_i}{2\varphi\sigma_{cp} - p} < 20 \text{ mm}$ và $C = 0$ khi $s - C > 20 \text{ mm}$.

Đối với ống góp và ống dẫn tính $C = A \cdot (s - C)$, trong đó A là hệ số phụ thuộc vào sai số cho phép về bề dày vách ống, với ống góp lấy $A = 0,05 \div 0,18$; với ống dẫn lấy $A = 0,1 \div 0,2$;

φ - hệ số bền, kể đến sự làm yếu balông do có khoan lỗ lên thân hay do nối bằng hàn hoặc tán rivê, nối bằng hàn $\varphi = 0,7 \div 1$, nối bằng tán rivê $\varphi = 0,7 \div 0,83$, nếu có khoan lỗ phải tính theo tỷ lệ tiết diện giữa phần vách có khoan lỗ và phần vách không khoan lỗ, nhưng trong mọi trường hợp hệ số bền phải lớn hơn 0,3, trong công thức dùng hệ số nhỏ nhất φ_{\min} . Nếu balông nối bằng rivê phải tính sức bền đối với bản thân rivê, nếu balông dài trên 8m cần phải kiểm tra về uốn.

b. Tính sức bền của đáy

Thường gặp nhất là đáy ellip, với balông nhỏ hay ống góp với áp suất không cao lắm có thể gặp đáy phẳng hoặc đáy nón, cũng đôi khi gặp đáy cầu.

- Với đáy cầu, có thể tính chiều dày theo công thức gần đúng:

$$S_d = \frac{pD_i}{4\sigma_{cp}}, \text{ mm} \quad (3-43a)$$

- Với đáy ellip, dùng:

$$S_d = \frac{pD_t}{4\sigma_{cp} - p} \cdot \frac{D_t}{2H} + C, \text{ mm} \quad (3-43b)$$

trong đó:

C - hệ số hiệu chỉnh về bề dày của đáy, theo kinh nghiệm chọn $0,2 \leq H/D_k \leq 0,3$ để giảm tác hại của ứng suất tập trung.

Khi đáy có khoan lỗ, làm giảm ứng suất cho phép, phải tính thêm hệ số $Z = 1 - (d/D_t)$, trong đó d là đường kính lỗ.

Khi tính kiểm tra, lấy giá trị nhỏ hơn của áp suất theo công thức tính đáy và công thức tính phần hình trụ.

- Với đáy phẳng thường dùng cho các ống góp hoặc ba lông có đường kính nhỏ dưới 500 mm, được tính theo công thức:

$$S_d = 0,93 \cdot S \cdot \sqrt{\frac{0,19 \cdot p \cdot D_t^2}{\sigma_{cp} \cdot S^2} - 1}, \text{ mm} \quad (3-43c)$$

trong đó: S - chiều dày hình trụ, mm.

Ngoài ra phải kiểm tra để thoả mãn hai điều kiện là:

$$\left(\frac{p}{\sigma_{cp}} \right) \geq 11,2 \left(\frac{S^2}{D_t^2} \right) \quad (a)$$

$$\text{và} \left(\frac{p}{\sigma_{cp}} \right) \leq 2,9 \left(\frac{S}{s + D} \right) \quad (b)$$

Nếu không thoả mãn (a) thì lấy $S_d = S$; nếu không thoả mãn (b) thì tăng S cho thoả mãn rồi cho vào công thức (3-43c).

Khi đáy có khoan lỗ, bị làm yếu, phải tính theo công thức:

$$S_d = \frac{0,93 \cdot S}{1 - 0,43 \cdot \left(\frac{d}{D_t} \right)} \cdot \sqrt{\frac{0,19 \cdot p \cdot D_t^2}{\sigma_{cp} \cdot S^2} - 1} \quad (3-43d)$$

Trong mọi trường hợp, chiều dày của đáy phẳng không được lấy nhỏ hơn chiều dày phần hình trụ.

Từ các công thức tính các chi tiết hình trụ cũng như đây, ta thấy: dưới tác dụng của cùng một áp suất p, nếu đường kính phần hình trụ càng lớn thì chiều dày phần hình trụ càng lớn, như vậy thiết bị càng nặng nề, tốn kim loại mà ứng suất nhiệt do độ chênh nhiệt độ mặt trong và mặt ngoài của ống quá lớn.

Do vậy, khi thiết kế các chi tiết chịu áp lực, cần chọn bề mặt truyền nhiệt có đường kính nhỏ, nhưng cũng lưu ý là khi đường kính nhỏ, trở lực tăng mà ống cũng dễ bị cấu cặn làm tắc nếu là ống nước không xử lý tốt. Tuy nhiên cũng có lúc khó tránh khỏi mặt phẳng, nhưng lúc đó phải chú ý tìm cách gia cường thoả đáng.

3.5 CHẾ ĐỘ NƯỚC VÀ CHẤT LƯỢNG HƠI

Chế độ nước và chất lượng hơi có ảnh hưởng rất lớn, trước hết là đến sức bền, tuổi thọ của các bề mặt truyền nhiệt, sau đó là ảnh hưởng đến công suất, hiệu suất của lò hơi, còn có thể ảnh hưởng đến quá trình công nghệ của hộ sử dụng hơi.

3.5.1 Chế độ nước lò hơi

1. Đặc tính của nước thiên nhiên

Nước trong thiên nhiên thường có lẫn tạp chất, có thể ở thể rắn, thể lỏng hoặc thể khí.

Tạp chất ở thể rắn còn có thể chia thành mấy loại:

- Chất hoà tan, có kích thước rất nhỏ, đường kính trung bình dưới 10^{-6} mm , ở trong nước các chất này có thể tồn tại dưới dạng ion, thường gặp chủ yếu các ion sau: Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , K^+ , HCO_3^- , SO_4^{2-} , Cl^- ...

- Chất keo, có đường kính khoảng $10^{-6} \div 10^{-3} \text{ mm}$.

- Chất bùn là những chất không hoà tan, cả vô cơ lẫn hữu cơ, đường kính hạt $\geq 10^{-3} \text{ mm}$.

Nói chung các tạp chất ở dạng nào cũng có ảnh hưởng xấu đến hiệu quả vận hành và tuổi thọ của thiết bị sinh hơi.

2. Các chỉ tiêu về chất lượng

Trong công nghệ lò hơi, thường chú ý các chỉ tiêu sau:

a. Độ pH

Là một trong những chỉ tiêu quan trọng, nó biểu thị tính chất acid hoặc tính chất kiềm của nước. Nước nguyên chất có tính chất trung hoà, trong nước đó chỉ có khoảng một phần mười triệu phân tử nước phân ly thành ion H^+ và OH^- theo: H_2O

$\leftrightarrow H^+ + OH^-$, trong nước nguyên chất ở $22^\circ C$, nồng độ các ion $H^+ = OH^- = 10^{-7}$ g/lit. Ta định nghĩa độ pH:

$$pH = -\lg[H^+] \quad (3-44)$$

Như vậy nước trung hoà có độ pH = $-\lg[10^{-7}] = +7$.

Dựa theo độ pH, thường phân nước ra các loại:

Độ pH < 5,5 là nước có tính chất acid mạnh, pH = 5,5 ÷ 6,5 là nước có tính chất acid yếu, pH = 6,5 ÷ 7,5 là nước trung tính, pH = 7,5 ÷ 8,5 là nước có tính chất kiềm yếu, pH > 8,5 là nước có tính chất kiềm mạnh.

Tùy thuộc vào độ pH của nước mà các acid lẫn trong nước có các cấp phân ly khác nhau. Thí dụ với acid silic, khi pH < 7 hầu như không phân ly thành ion, khi $7 < pH < 11$, chỉ phân ly ở cấp thứ nhất theo:



Khi pH ≥ 11 có phân ly cấp thứ hai:



Thí dụ khác, với acid cacbonic, khi pH $\leq 4,3$ acid không phân ly, khi pH = 8,3 ÷ 8,4 thì toàn bộ phân ly theo cấp thứ nhất:



Khi pH > 12 thì phân ly hoàn toàn theo cấp thứ hai:



Tùy theo cấp phân ly của acid trong nước có độ pH khác nhau, có thể giúp ta khảo sát quá trình hình thành cấu cặn trong lò hơi, vì các anion có thể liên kết với các ion kim loại hình thành các chất có độ hoà tan khác nhau. Thí dụ đối với nước có độ kiềm yếu, pH = 8,3 ÷ 8,4, trong nước chứa chủ yếu là các ion HCO_3^- mà những liên kết với nó như canxi và magiê bicacbonat là những liên kết dễ hoà tan trong nước, khó đóng cặn. Còn đối với nước có độ kiềm mạnh, pH > 12, chứa chủ yếu là ion cacbonat CO_3^{2-} mà những liên kết với nó như canxi và magiê cacbonat lại rất khó hoà tan, dễ tách ra và tạo thành cấu cặn.

b. Độ cứng

Là chỉ tiêu hết sức quan trọng, nó biểu thị tổng nồng độ các ion Ca^{2+} và Mg^{2+} có trong nước và cũng là khả năng bám cặn trên bề mặt truyền nhiệt, thường đo bằng độ cứng Đức hoặc độ cứng milligam đương lượng.

Độ cứng Đức: $1^\circ H = 10 \text{ mg CaO/lit}$.

Độ cứng milligram đương lượng 1 mgdl/lit tương đương với 20,04 mg Ca^{2+} /lit hoặc 12,16 mg Mg^{2+} /lit.

Để đổi độ cứng Đức ra độ cứng mg đương lượng cần nhân với 0,35663 hoặc chia cho 2,804. Ở nhiều nước, còn dùng các đơn vị độ cứng khác nhau, thí dụ một độ cứng Pháp bằng 10 mg $CaCO_3$ /lit, ở Anh bằng 10 mg $CaCO_3$ /0,7 lit, ở Mỹ bằng 17 mg $CaCO_3$ /lit.

Dựa theo độ cứng, có thể chia nước thành các loại:

- Nước rất mềm, có độ cứng < 4^oH.
- Nước mềm có độ cứng bằng 4 ÷ 8^oH.
- Nước bình thường có độ cứng bằng 8 ÷ 16^oH.
- Nước cứng có độ cứng bằng 16 ÷ 30^oH.
- Nước rất cứng có độ cứng bằng > 30^oH.

Độ cứng còn chia ra độ cứng tạm thời và độ cứng vĩnh cửu.

Độ cứng tạm thời là độ cứng gồm $Ca(HCO_3)_2$, $Mg(HCO_3)_2$, v.v... , có thể khử được dưới nhiệt độ cao, còn độ cứng vĩnh cửu không khử được bằng nhiệt, tổng độ cứng tạm thời và độ cứng vĩnh cửu gọi là độ cứng toàn phần.

c. Độ kiềm

Biểu thị tổng hàm lượng HCO_3^- , CO_3^{2-} , OH (hydrat) và gốc muối của những acid yếu khác. Tuỳ theo thành phần, có thể chia ra thành phần độ kiềm bicarbonat, cacbonat, hydrat, phosphat, silicat, v.v... Độ kiềm có ảnh hưởng xấu đến chất lượng của hơi và tuổi thọ của các bề mặt truyền nhiệt.

Ngoài các chỉ tiêu trên đôi khi còn dùng độ cặn hoặc độ khô kết tủa là tổng hàm lượng các vật chất còn lại sau khi cho nước bay hơi hết, đơn vị là mg/lit.

2. Tác hại của các tạp chất

a. Các tạp chất khí như O_2 , CO_2 , H_2S , v.v...

Các tạp chất khí như O_2 , CO_2 , H_2S , v.v... có tác dụng kích thích quá trình ăn mòn hoá học và điện hoá các bề mặt kim loại. Thường phải khử bớt các chất khí bằng cách gia nhiệt theo nguyên lý, nhiệt độ càng cao thì khả năng hoà tan khí càng giảm, do vậy khi gia nhiệt nước trong bộ khử khí thì các chất khí tách ra khỏi nước và được thải ra ngoài.

b. Các tạp chất rắn

Các tạp chất rắn có thể tách ra thành cấu cặn bám vào các bề mặt truyền nhiệt như trong bộ hâm nước, dàn ống sinh hơi, bộ quá nhiệt, v.v... và gây nên những tác hại rất nguy hiểm.

Sở dĩ các tạp chất tách ra được, một mặt là do vì nhiệt độ tăng thì độ hoà tan trong nước của nhiều loại muối giảm xuống; mặt khác, khi vận hành, nước liên tục bốc hơi trong khi lượng tạp chất hầu như không thay đổi, làm cho nồng độ tạp chất trong nước lò tăng lên, khi vượt quá nồng độ bão hoà thì tách ra, có thể đóng thành cấu cặn, cuối cùng, còn do tác dụng hoá học cũng như tác dụng nhiệt nhiều tạp chất có thể phân huỷ thành những chất khó hoà tan, đóng lại thành cấu cặn. Như vậy, điều kiện để đóng cấu cặn có thể là: nếu tích số nồng độ ion của một chất nào đó trong dung dịch lớn hơn tích số độ hoà tan tức tích số nồng độ ion ở trạng thái bão hoà thì pha cứng sẽ tách ra khỏi dung dịch. Tích số độ hoà tan dung dịch nói chung phụ thuộc vào nhiệt độ, nhiệt độ tăng, tích số đó phần nhiều là giảm.

Tuỳ theo quá trình hình thành, ta phân ra cấu sơ cấp và cấu thứ cấp. Cấu sơ cấp là cấu sinh ra và bám ngay lên bề mặt truyền nhiệt, còn cấu tách ra trong nước không kịp kịp thời, tích tụ lại rồi mới bám lên bề mặt gọi là cấu thứ cấp.

Nhưng dù là cấu thứ cấp hay là sơ cấp, khi bám lên bề mặt thì làm cho quá trình truyền nhiệt gặp thêm một nhiệt trở rất đáng kể, nó làm giảm năng suất, giảm hiệu suất và tăng đáng kể nhiệt độ vách. Ta biết là mật độ dòng nhiệt $q, W/m^2$, truyền từ sản phẩm cháy đến môi chất với độ chênh nhiệt độ trung bình $\Delta t, ^\circ C$, có thể tính theo:

$$q = \frac{\Delta t}{\sum R}, W/m^2 \quad (3-46)$$

trong đó $\sum R$ là tổng nhiệt trở, có thể tính:

$$\sum R = R_{dl1} + \sum R_{dn} + R_{dl2} \quad (3-47)$$

R_{dl1} - nhiệt trở đối lưu từ sản phẩm cháy đến vách, nếu là vách phẳng có:

$$R_{dl1} = \frac{1}{\alpha_1}, m^2.K/W \quad (3-47a)$$

R_{dl2} - nhiệt trở đối lưu từ vách đến môi chất, nếu là vách phẳng có:

$$R_{dl2} = \frac{1}{\alpha_2}, m^2.K/W \quad (3-47b)$$

$\sum R_{dn}$ - tổng nhiệt trở dẫn nhiệt, khi còn sạch, bằng nhiệt trở vách: δ_c/λ_c , rất nhỏ có thể bỏ qua, khi có cấu thì thêm nhiệt trở của cấu δ/λ_c là đáng kể dù chiều dày lớp cấu chỉ một vài mm, vì hệ số dẫn nhiệt λ_c của cấu rất nhỏ, với cấu chỉ bằng $0,11 \div 0,18 W/m.K$, cấu silicat bằng $0,058 \div 0,23$, cũng có loại lớn hơn, bằng

khoảng $3 \div 4 W/m.K$). Khi có tro xỉ bám thì còn phải tính thêm nhiệt trở của tro xỉ, thường gọi là hệ số bám bẩn.

Từ công thức (3-46) ta thấy:

- Nếu cùng độ chênh nhiệt độ Δt thì khi tổng nhiệt trở tăng, mật độ dòng nhiệt giảm, làm giảm năng suất thiết bị.

- Khi giữ nguyên q , nếu ΣR tăng thì Δt tăng trong điều kiện nhiệt độ môi chất yêu cầu giữ nguyên thì nhiệt độ trung bình của khối tăng, nghĩa là nhiệt độ khối ra khỏi bề mặt truyền nhiệt tăng, có thể ảnh hưởng đến điều kiện làm việc bề mặt tiếp theo và cuối cùng tăng nhiệt độ khối thải, giảm hiệu suất nhiệt.

- Thêm nhiệt trở lớp cấu làm cho nhiệt độ bề mặt vách tăng lên một lượng (q, R_c), khi nhiệt trở lớp cấu lớn, nhiệt độ vách có thể đạt tới giá trị nguy hiểm.

Ngoài ra các tạp chất còn có tác dụng thúc đẩy quá trình ăn mòn kim loại, thường thể hiện dưới dạng ăn mòn cục bộ, tạo nên những hố sâu, những kẽ nứt, v.v...

3. Các biện pháp xử lý nước

Để tránh tác hại của các tạp chất trong nước gây nên đối với lò hơi, người ta thường quy định chất lượng nước hoặc độ dày lớp cấu cặn cho phép.

Đối với lò hơi nhỏ khoảng dưới $2 T/h$, áp suất dưới 16 bar , chiều dày lớp cấu cặn không được quá 1 mm , áp suất từ $16 \div 22 \text{ bar}$ không được quá $0,5 \text{ mm}$.

Đối với lò hơi lớn hơn, nước cấp phải đạt các tiêu chuẩn sau:

- Độ cứng:

Với lò hơi ống lò và ống lửa $H_0 \leq 0,5 \text{ mgd/l}$.

Với lò hơi ống nước $p < 16 \text{ bar}$, $H_0 < 0,3$

$p = 16 \div 32 \text{ bar}$, $H_0 \leq 0,2$

$p = 32 \div 100 \text{ bar}$, $H_0 \leq 0,01$

$p > 100 \text{ bar}$, $H_0 \leq 0,005$

Lò hơi trực lưu $H_0 \leq 0,001$

- Lượng ôxy trong nước không vượt quá $0,03 \text{ mg/l}$ khi $p \leq 32 \text{ bar}$ và không vượt quá $0,02 \text{ mg/l}$ khi áp suất $p > 32 \text{ bar}$.

- Các tạp chất khác cũng cần nằm trong phạm vi cho phép như bảng 3-3.

Để giảm bớt tác hại của cấu cặn đối với lò hơi, thường dùng các biện pháp sau:

- Hạn chế đến mức tối thiểu các tạp chất trong nước cấp cho lò hơi, tức là xử lý trước khi đưa vào lò hơi, còn gọi là xử lý ngoài lò.

- Tìm biện pháp biến những tạp chất có nhiều khả năng đóng cấu thành những chất rắn tách ra dưới dạng bùn để dàng thải ra ngoài, thường gọi là phương pháp xử lý nước trong lò.

- Tìm biện pháp làm sạch cấu cặn đã bám trên bề mặt truyền nhiệt.

Bảng 3-3. Hàm lượng tạp chất cho phép

Áp suất trong balông, bar	Hàm lượng cực đại cho phép (mg/l)			
	SiO ₃ ²⁻	Fe ²⁺	Cu ²⁺	Dầu
< 40	-	70	-	3
40 ÷ 100	0,1	35	20	1
> 100	0,05	20	10	0,5

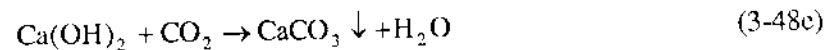
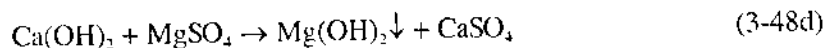
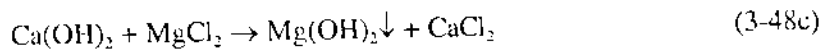
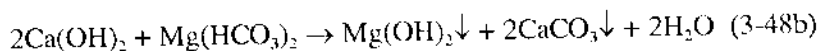
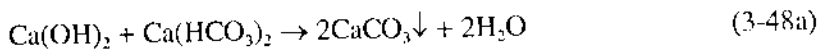
a. Phương pháp xử lý nước ngoài lò

Trước khi cấp vào lò hơi, có thể tiến hành một hoặc vài phương pháp kết hợp sau:

- Phương pháp lắng lọc, có tác dụng khử trực tiếp các hạt bùn có đường kính trên 10⁻³ mm hoặc những hạt keo sau khi đã cho chúng kết hợp lại với nhau.

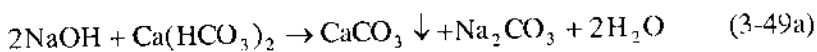
- Phương pháp xử lý bằng hoá chất kết hợp với lắng lọc.

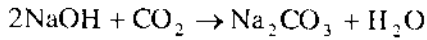
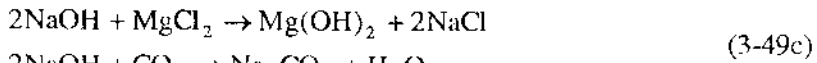
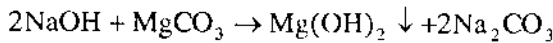
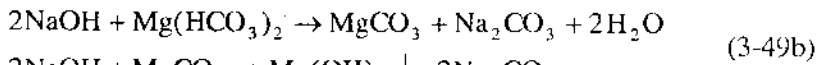
Có thể dùng vôi Ca(OH)₂, để thực hiện các phản ứng:



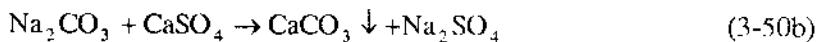
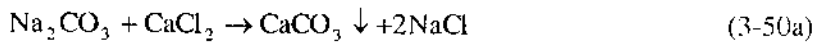
Ta thấy, dùng vôi chỉ khử được độ cứng cacbonat bằng cách lắng lọc các kết tủa, còn độ cứng không cacbonat không được khử mà chỉ thay đổi vị trí giữa Ca và Mg. Để tiếp tục khử, có thể cho thêm soda Na₂CO₃.

Có thể dùng xút NaOH, quá trình phản ứng xảy ra:





Sôđa Na_2CO_3 sinh ra, có thể tiến hành các phản ứng sau:

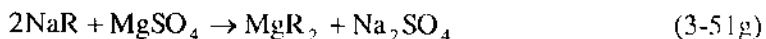
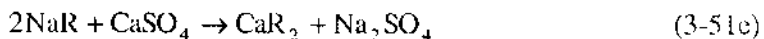
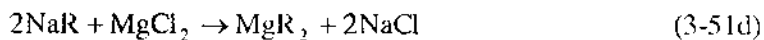
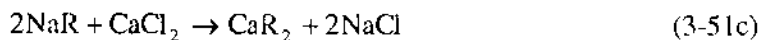
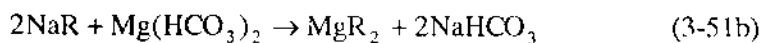
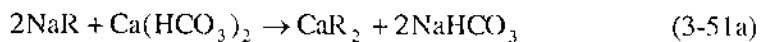


Đặc điểm của phương pháp dùng xút là có sinh ra xôđa, nó có thể làm mềm độ cứng canxi. Nếu lượng xôđa sinh ra vừa đủ là tốt nhất, nếu thiếu thì bổ xung thêm, thành phương pháp xút + xôđa, nếu thừa ion CO_3^{2-} thì đưa thêm vôi, tạo thành phương pháp xút + vôi.

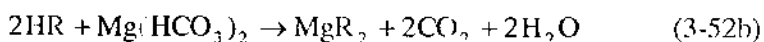
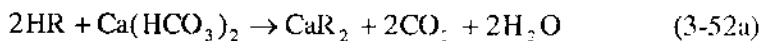
Ngoài các hoá chất trên, người ta còn dùng một số hoá chất khác như Na_3PO_4 , BaCO_3 , $\text{Ba}(\text{OH})_2$, BaAl_2O_4 , v.v...

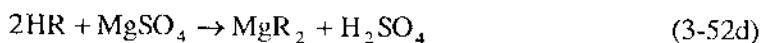
- *Phương pháp xử lý nước bằng trao đổi cation.* Cho nước cấp đi qua bình đựng các cationit như NaR , HR , NH_4R , v.v... , trong đó R là gốc của cationit, không hoà tan trong nước, đóng vai trò anion thì các cation dễ đóng cấu cận có trong nước như Ca^{2+} , Mg^{2+} , v.v... sẽ trao đổi với các cation dễ hoà tan của cationit như Na^+ , H^+ , NH_4^+ , v.v... Như vậy các cation dễ đóng cấu cận được giữ lại, còn các cation dễ hoà tan thì đi theo nước cấp vào lò.

Khi dùng cationit natri, phản ứng xảy ra như sau:

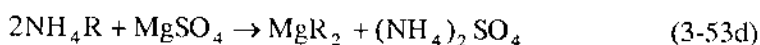
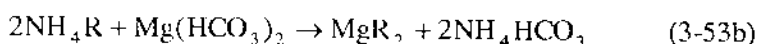
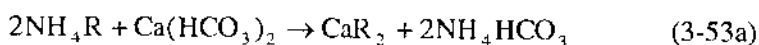


Khi dùng cationit hydro, thì xảy ra các phản ứng:

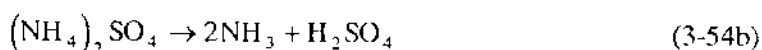




Khi dùng cationit amôn, xảy ra các phản ứng:



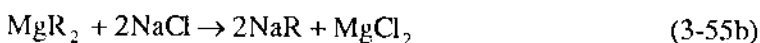
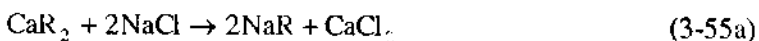
Từ các phản ứng trên ta thấy: Khi dùng cationit natri thì toàn bộ độ cứng đều được khử, có thể đạt đến trị số nhỏ, chỉ còn khoảng $0,01 \div 0,015 \text{ mgd/l}$, song độ kiềm và các thành phần anion khác có trong nước không thay đổi. Khi dùng cationit hydro thì độ cứng và độ kiềm đều được khử nhưng các anion của muối đã tạo thành acid, không lợi cho lò hơi, do vậy người ta thường dùng phối hợp hai phương pháp trao đổi cation natri và hydro. Còn khi trao đổi cation amôn, độ cứng cũng giảm đi rất nhiều, nhưng các muối amôn tạo thành sẽ bị phân huỷ nhiệt khi đưa vào lò theo phản ứng:



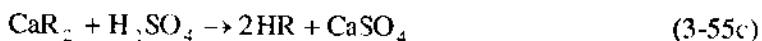
Việc tạo ra NH_3 cùng với sự có mặt của ôxy trong nước sẽ ăn mòn các hợp kim đồng, do vậy thường cũng phối hợp cationit amôn với cationit natri.

Cần chú ý là, qua quá trình phản ứng, các cationit kiệt dần các cation dễ hoà tan, tác dụng xử lý nước kém dần, nên phải tiến hành công việc hoàn nguyên các cationit để khôi phục khả năng của chúng.

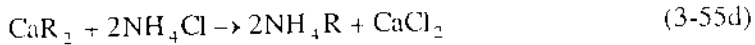
Để hoàn nguyên các cationit **Na**, thường dùng dung dịch muối $NaCl$, nồng độ $6 \div 8\%$, theo phản ứng:



Với cationit hydro, dùng dung dịch H_2SO_4 nồng độ $1 \div 1,5\%$ hoặc HCl theo phản ứng:

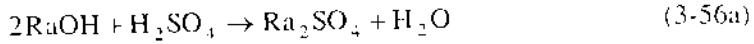


Với cationit amôn thì dùng các muối amôn, thí dụ NH_4Cl theo phản ứng:



Các liên kết tách ra sau khi hoàn nguyên tan trong nước cần dùng biện pháp rửa ngược để thải ra ngoài.

- *Phương pháp xử lý nước bằng trao đổi anion.* Cũng tương tự như phương pháp trao đổi cation, ở đây cho nước cấp đi qua các anionit như RaOH, có phản ứng:



Bằng phương pháp này, có thể khử được acid có trong nước, nên thường dùng phối hợp với bình trao đổi cation đã nêu ở trên.

- Ngoài ra, người ta còn sử dụng các phương pháp xử lý nước bằng vật lý như phương pháp điện trường, từ trường và siêu âm, v.v... Cơ chế các quá trình xử lý này tuy chưa được lý giải thật rõ ràng, nhưng hiệu quả là các tạp chất rắn khi đi qua các thiết bị xử lý bằng vật lý vào trong lò hơi không đóng thành cặn cứng trên các bề mặt truyền nhiệt mà tách ra dưới dạng keo hoặc bùn có thể xả ra ngoài được.

Đôi khi, do nguồn nước quá bẩn mà yêu cầu về chất lượng nước cấp lại cao, người ta phải chưng cất để lấy nước ngưng cấp cho lò.

b. Phương pháp xử lý nước trong lò

Ở đây dựa vào các nguyên tắc:

Dùng phương pháp hoá học hoặc vật lý làm cho các tạp chất rắn tách ra dưới dạng bùn rồi xả ra ngoài, hoặc đưa vào những chất tạo thành một lớp màng bao phủ bảo vệ bề mặt truyền nhiệt.

- Phương pháp xử lý nước trong lò bằng hoá học. Người ta đưa vào trong lò một số hoá chất như NaOH, Na_2CO_3 , $\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$ hoặc $\text{Na}_3\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$, v.v..., trong đó natri phosphat được dùng rộng rãi nhất nên nhiều khi người ta gọi đó là chế độ phosphat hoá nước lò. Còn đối với lò hơi nhỏ thì dùng NaOH hoặc Na_2CO_3 .

Chế độ phosphat hoá nước lò, chủ yếu có tác dụng đối với Ca, và trong những điều kiện nhất định cũng có thể có tác dụng với cả cặn Mg.

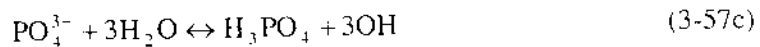
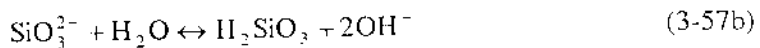
Nếu nước lò có độ pH ≥ 10 , nghĩa là số ion hydroxyn OH^- lớn thì khi đưa vào lò Na_3PO_4 hoặc hỗn hợp với Na_2HPO_4 thì sẽ có sự tương tác giữa các ion PO_4^{3-} với các ion OH^- và Ca^{2+} tạo nên hydroxyn apatit $3\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2 \cdot \text{Ca}(\text{OH})_2$ hay $\text{Ca}_{10}(\text{PO}_4)_6(\text{OH})_2$ là một liên kết khó hoà tan, tách ra dưới dạng bùn, có thể xả ra ngoài.

Độ hoà tan của hydroxyn apatit phụ thuộc vào độ kiềm của nước, độ kiềm càng lớn thì độ hoà tan càng giảm, thí dụ dưới áp suất 40 bar, khi độ pH = 7, độ hoà tan bằng 4 mg/l, còn khi pH = 9 thì độ hoà tan chỉ còn khoảng 2 mg/l.

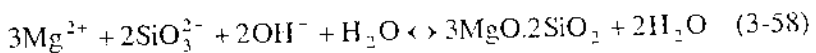
Khi nước có độ kiềm yếu, pH < 7,5 ÷ 8 thì ion phosphat sẽ liên kết với Ca để tạo nên Ca₃(PO₄)₂ là loại cấu bám chắc lên bề mặt, lúc đó người ta đưa thẳng lên balông, ở đó có những phản ứng tạo nên OH⁻, như các quá trình phân huỷ bicacbonat.



hoặc thuỷ phân Silicat, Phosphat và Cacbonat:



Nếu trong nước thừa nhiều ion PO₄³⁻, thì nó có thể kết hợp với Mg²⁺ tạo thành Mg₃PO₄ cũng là một loại cấu bám chắc mà hệ số dẫn nhiệt lại bé nên khá nguy hiểm. Lúc đó nếu có ion silicat SiO₃²⁻ thì sẽ không tạo ra Mg₃(PO₄)₂ mà tạo ra secpentin tách ra dưới dạng bùn:



nhưng nếu SiO₃²⁻ nhiều thì lại làm tăng hàm lượng silicat trong hơi, do vậy phải hiệu chỉnh nồng độ PO₄³⁻ để cho Mg₃(PO₄)₂ không đạt tới trạng thái bão hoà được.

Để thực hiện phosphat hoá lò, người ta có thể dùng sơ đồ tập trung hay phân tán. Ở sơ đồ tập trung, dung dịch được đưa vào một điểm nào đó trên đường nước cấp chung cho các lò, còn trong sơ đồ phân tán thì dung dịch phosphat được đưa trực tiếp vào balông của từng lò. Sơ đồ phân tán được dùng nhiều hơn vì tránh được hiện tượng đóng cấu cứng Ca(PO₄)₂ trên đường nước cấp, nhất là khi nước cấp có độ cứng lớn. Việc đưa dung dịch vào lò có thể dùng bơm hoặc bình ép đồng thời cũng là bình pha trộn dung dịch.

- *Phương pháp xử lý nhiệt.* Đây cũng là một phương pháp xử lý bên trong lò hơi trên nguyên tắc khử độ cứng bằng cách gia nhiệt. Nước cấp đưa vào, được gia nhiệt đến xấp xỉ nhiệt độ bão hoà nhờ hơi nước bão hoà trong balông. Ở nhiệt độ này, độ cứng bicacbonat như Ca(HCO₃)₂ và Mg(HCO₃)₂ sẽ bị nhiệt phân thành CaCO₃, Mg(OH)₂ kết tủa dưới dạng bùn có thể xả ra ngoài, mặt khác CaSO₄ và một số liên kết có hệ số hoà tan âm ở nhiệt độ cao này cũng sẽ tách ra một phần trong thiết bị làm mềm trước khi nước cấp hỗn hợp với nước lò. Độ cứng bicacbonat càng

lớn thì hiệu quả xử lý nhiệt càng cao, có thể kết hợp với xử lý hoá học để khử độ cứng không cacbonat.

Thiết bị xử lý nước bằng nhiệt có ưu điểm là cấu tạo và vận hành đơn giản, thiết bị làm việc ở trạng thái cân bằng áp suất nên không đòi hỏi gì về mặt sức bền, vận hành tự động, không cần hiệu chỉnh mà cũng không tốn thêm nhiệt nhưng nó có nhược điểm là đòi hỏi chế độ xả cặn nghiêm ngặt và chỉ có lợi khi độ cứng bicacbonat, tức độ cứng tạm thời lớn.

c. Làm sạch cặn bám trên bề mặt truyền nhiệt

Khi lò hơi vận hành liên tục với nước cấp không phải là nước ngưng, dù đã được xử lý thì trên bề mặt truyền nhiệt sẽ có cặn bám vào, đến một mức độ nào đó thì phải được làm sạch. Trong cặn cặn thành phần Ca và Mg chiếm khoảng 90%, có loại cặn bám cứng, chắc như các liên kết CaSO_4 , CaSiO_3 , MgSiO_3 , $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$, $\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$, v.v... , còn CaCO_3 , $\text{Mg}(\text{OH})_2$ trong điều kiện sôi mạnh tạo nên cặn xốp hoặc dạng bùn có thể xả ra ngoài.

Có thể làm sạch cặn bám trên bề mặt truyền nhiệt bằng phương pháp cơ khí, hoá học hoặc kết hợp.

Biện pháp cơ khí tức là khử lớp cặn nhờ tác dụng của lực cơ khí như búa đập, đục, búa, dao, chổi sắt, cạo cọ, v.v... Biện pháp cơ khí vất vả, nặng nhọc mà cũng khó sạch triệt để.

Biện pháp làm sạch bằng hoá học là dùng một số hoá chất để hoà tan các cặn cặn mà ít hoặc không ăn mòn bề mặt kim loại. Biện pháp làm sạch nhờ hoá chất nhẹ nhàng, triệt để hơn nên được dùng khá rộng rãi, nhưng khó tránh khỏi ăn mòn bề mặt kim loại nên số lần xử lý bằng hoá học bị hạn chế. Hoá chất thường dùng là các chất kiềm như NaOH , Na_3PO_4 , v.v... hay acid như HCl , H_2SO_4 , H_3PO_4 , H_2CrO_4 , v.v...

Quá trình làm sạch bằng kiềm như sau: dung dịch kiềm có nồng độ khoảng 2%, để nâng cao hiệu quả có thể đun đến nhiệt độ sôi ở áp suất từ 1 ÷ 3 bar trong khoảng 12 ÷ 24 giờ hoặc lâu hơn tùy theo chiều dày của lớp cặn. Dung hoá chất kiềm có ưu điểm là ít gây tác hại ăn mòn kim loại, nên số lần dùng không bị hạn chế, nhưng tác dụng tương đối chậm, thời gian kéo dài, tốn nhiệt và tốn hoá chất.

Rửa lò bằng acid có tác dụng nhanh hơn nhưng acid còn ăn mòn cả kim loại nên số lần sử dụng hạn chế. Việc chọn acid nào phải dựa vào đặc tính của cặn cặn cũng như sản phẩm tạo thành, có thể tham khảo bảng 3-4.

Do khó tránh khỏi tác hại ăn mòn kim loại, cần phải hạn chế thời gian sử dụng. Mỗi lần dùng HCl , H_2SO_4 , thời gian không quá 5 ÷ 6 giờ khi nhiệt độ dung dịch từ 50 ÷ 70°C, không quá 12 ÷ 15 giờ khi nhiệt độ dưới 50°C. Cả đời lò hơi số lần rửa không quá 10 ÷ 12 lần với acid ở nhiệt độ 20 ÷ 30°C, không quá 8 lần ở nhiệt độ 40 ÷ 60°C, không quá 5 lần ở nhiệt độ 60 ÷ 70°C. Trong một năm không

được rửa quá một lần, và sau khi rửa bằng acid cần kiềm lờ để trung hoà acid, thường dùng dung dịch NaOH nồng độ 1%.

Ngoài ra, người ta còn có thể cho thêm vào dung dịch acid những hóa chất có khả năng ngăn cản việc ăn mòn kim loại mà không ảnh hưởng đến việc hoà tan cấu kiện gọi là các chất làm chậm ăn mòn. Bảng 3-5 giới thiệu một số chất làm chậm ăn mòn và nồng độ sử dụng thích hợp.

Bảng 3-4. *Chọn acid để rửa cấu kiện*

ST T	Loại cấu kiện	Hoá chất chọn	Nồng độ, %
1	Cấu Cacbonat gồm chủ yếu CaCO_3 , MgCO_3 , $\text{Mg}(\text{OH})_2$	HCl H_3PO_4 H_2CrO_4	2 ÷ 5 6 ÷ 7 3 ÷ 4
2	Cấu sulfat có trên 15 ÷ 20% CaSO_4	Dùng trước NaOH Sau dùng HCl	0,5 ÷ 1 5 ÷ 6
3	Cấu Phosphat, trong đó có $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$, $\text{Fe}_3(\text{PO}_4)_2$	HCl HCl	4 ÷ 5 5 ÷ 6
4	Cấu sắt, đồng > 40%, Sắt oxyt, 5 ~ 10% đồng	HCl H_2SO_4	3 ÷ 5 2 ÷ 3

Bảng 3-5. *Nồng độ chất làm chậm ăn mòn, g/l*

Các chất làm chậm ăn mòn	Nồng độ acid HCl, H_2SO_4 , H_3PO_4 , %					
	2	3	4	5	6	7
Utropin hay Anikon	1,5	1,5	2,0	2,0	2,5	3,0
Phocmalin (40% HCO_3)	5,0	5,0	6,0	6,0	7,5	9,0
Hỗn hợp có 40% Phocmalin	4,8	4,8	6,4	8,0	8,0	9,6
25% Amoniac	2,9	2,9	3,8	3,8	4,7	5,7

3.5.2 Chất lượng hơi

1. Yêu cầu về chất lượng hơi

Đối với lò hơi động lực, yêu cầu về độ sạch của hơi rất khắt khe, nồng độ khí CO₂ cũng như các tạp chất rắn có trong hơi phải nằm trong một phạm vi cho phép, tùy thuộc vào thông số của hơi. Bảng 3-6 giới thiệu một số quy định về chất lượng hơi trong nhà máy nhiệt điện ngưng hơi.

Sở dĩ có quy định trên là vì: khí CO₂ ở trong hơi sẽ thúc đẩy quá trình ăn mòn ở đường hơi, còn các tạp chất rắn khác có thể đóng lại trong ống bộ quá nhiệt, trên các ống dẫn hơi và nhất là trên cánh các tua bin. Tạp chất rắn đóng trong ống bộ quá nhiệt làm tăng nhiệt trở, làm giảm năng suất, giảm hiệu suất, tăng nhiệt độ và ăn mòn bề mặt ống. Tạp chất rắn đóng trên cánh tuabin cũng làm giảm công suất, tăng tổn thất, giảm hiệu suất và thậm chí có thể làm hỏng tuabin. Đối với lò hơi cấp nhiệt thì yêu cầu về chất lượng hơi có nhẹ nhàng hơn.

Bảng 3-6. Quy định về chất lượng hơi trong nhà máy nhiệt điện ngưng hơi

Áp suất hơi vào tuabin, bar	Liên kết Na quy đổi ra NaSulfat, mg/kg	Acid Silic quy đổi ra SiO ₃ ²⁻ , mg/kg	Carbonic tự do, mg/kg
< 40	200 ÷ 300	-	10 ÷ 20
40 ÷ 100	200	20 ÷ 30	5 ÷ 10
> 100	50 ÷ 80	20 ÷ 30	2 ÷ 7

2. Nguyên nhân làm bẩn hơi.

Nguyên nhân chủ yếu là do hơi bão hoà từ balông vào bộ quá nhiệt mang theo những hạt nước lò có nồng độ tạp chất khá cao. Khi qua bộ quá nhiệt, nước bốc hơi dần còn cặn thì một phần bám lại trên bề mặt ống bộ quá nhiệt, phần còn lại bay theo hơi vào các thiết bị phía sau như ống dẫn hơi, tua bin v.v... Đối với lò hơi cao áp còn do hơi có thể trực tiếp hoà tan một số tạp chất rắn như muối natri silicat, hơi siêu cao áp còn có thể hoà tan NaCl và NaOH v.v...

Do vậy, muốn làm sạch hơi, trước hết và chủ yếu là phải làm giảm lượng nước bay theo hơi, nghĩa là phải làm giảm độ ẩm, tăng độ khô của hơi ra khỏi balông.

Độ ẩm của hơi ra khỏi balông phụ thuộc vào rất nhiều yếu tố: phụ tải lò hơi, kích thước balông như diện tích mặt thoáng và chiều cao khoang hơi, nồng độ muối trong nước lò và cách thức đưa hỗn hợp nước và hơi từ dàn ống vào balông v.v...

a. Ảnh hưởng của phụ tải

Lò hơi vận hành ở phụ tải thấp, tốc độ hơi bay khỏi mặt thoáng thấp nên độ ẩm của hơi thấp, phụ tải tăng thì độ ẩm tăng, phụ tải càng cao thì độ ẩm càng tăng nhanh, nhất là khi vượt quá phụ tải định mức.

b. Ảnh hưởng của kích thước khoang hơi

Diện tích bề mặt bốc hơi nhỏ, độ ẩm của hơi lớn do tốc độ bay hơi lớn, kéo theo nhiều hạt nước, kể cả những hạt nước có kích thước tương đối to. Chiều cao từ bề mặt bốc hơi đến cửa lấy hơi thấp thì độ ẩm tăng, chiều cao tăng thì độ ẩm giảm, nhưng kinh nghiệm thấy là khi độ cao trên 0,5 m thì độ ẩm không giảm mấy. Do vậy kích thước khoang hơi càng nhỏ thì độ ẩm của hơi càng lớn, chất lượng hơi càng kém nhưng lúc đó lại tiết kiệm được kim loại, nên phải cân nhắc để chọn kích thước thích hợp.

c. Ảnh hưởng của nồng độ muối trong nước lò

Khi nồng độ muối trong nước lò còn dưới trị số tối hạn thì nồng độ muối trong hơi tỷ lệ với nồng độ muối trong nước lò, nhưng khi vượt quá trị số tối hạn thì nồng độ muối trong hơi tăng đột ngột, có thể xảy ra hiện tượng sôi bông, không chỉ các hạt nước nhỏ mà cả lớp bọt hơi nước trên bề mặt cũng bị hơi cuốn đi.

d. Ảnh hưởng của thông số hơi

Thực nghiệm cho thấy khi áp suất của hơi tăng lên thì một số tạp chất có khả năng trực tiếp hoà tan trong hơi, cho nên tạp chất trong hơi cao áp, ngoài phần do hạt nước mang theo còn một phần do hơi trực tiếp hoà tan. Áp suất càng cao thì tỷ lệ này càng lớn, thí dụ với các liên kết silic, ở áp suất 80 bar thì hơi trực tiếp hoà tan 0,5 ÷ 6%, ở 110 bar là 8% và ở áp suất tối hạn là 100%.

3. Các biện pháp thu hơi sạch

Các biện pháp thường dùng là: phân ly hơi, xả cặn nước lò, bốc hơi theo cấp, rửa hơi, v.v...

a. Thiết bị phân ly hơi

Mục đích là để tách đến mức tối thiểu những hạt nước bay theo hơi, thường dựa trên các nguyên tắc sau:

- Giảm động năng của dòng hơi ẩm để nhờ trọng lượng bản thân, các hạt nước có thể tách ra và rơi trở lại.

- Thay đổi chiều hướng của dòng hơi ẩm, tạo thành lực quán tính, lực ly tâm để tách những hạt nước ra khỏi dòng hơi.

Dựa trên các nguyên tắc trên, người ta thường đặt những tấm chắn ở cửa ra của dàn ống lên, những tấm chắn cố định lỗ ở phía dưới ngay dưới mặt nước bề mặt bay hơi hoặc trong khoang hơi trước các miệng lấy hơi, v.v... Người ta cũng đặt các

cyclon bên trong hoặc bên ngoài balông, cho dòng hỗn hợp nước và hơi đi theo chiều tiếp tuyến của cyclon, tạo thành lực ly tâm, tách bớt lượng nước bay theo hơi.

b. Xả cặn định kỳ và liên tục

Trong quá trình vận hành, nồng độ cặn trong nước tăng dần và quá một giới hạn nào đó thì tách ra, do vậy phải xả bớt để giữ cho nồng độ tạp chất trong nước lò không được quá cao. Cấu bản thường tập trung ở những nơi thấp nhất và gắn mặt thoáng bốc hơi, nên thường dùng phương pháp xả cặn một cách liên tục hay định kỳ. Xả cặn làm cho chất lượng hơi tăng lên nhưng lại gây nên tổn thất nước và nhiệt, do vậy phải chọn một tỷ lệ xả cặn thích hợp.

c. Bốc hơi theo cấp

Thực chất công nghệ bốc hơi theo cấp là chia nước trong balông làm việc theo một số vòng tuần hoàn nối tiếp nhau. Toàn bộ nước cấp được đưa vào ngăn đầu tiên, lớn nhất gọi là ngăn sạch, tiến hành vòng tuần hoàn thứ nhất, nước lò của ngăn sạch được đưa vào ngăn thứ hai tiến hành vòng tuần hoàn ở cấp thứ hai, vòng nước lò ở ngăn thứ hai được đưa vào ngăn thứ ba tiến hành vòng tuần hoàn ở cấp thứ ba. Rõ ràng là nước lò trong ngăn thứ nhất, ngăn sạch có chất lượng cao hơn cả, càng về sau nước càng bẩn và ngăn sau cùng có nước lò bẩn nhất, nên tập trung xả cặn ở ngăn này là có hiệu quả hơn cả. Thông thường có thể dùng đến ba cấp.

d. Rửa hơi

Thực chất của việc rửa hơi là cho hơi có nồng độ tạp chất lớn tiếp xúc với nước sạch hơn, thường dùng là nước cấp hoặc nước trong ngăn sạch. Khi tiếp xúc với nước sạch hơn thì một phần tạp chất ở trong các hạt nước cũng như ở trong hơi bị hoà tan vào nước sạch, làm cho nồng độ tạp chất trong hơi giảm xuống, chất lượng hơi tăng lên. Hiệu quả rửa hơi phụ thuộc vào chất lượng và khối lượng nước dùng để rửa cũng như điều kiện tiếp xúc giữa nước và hơi. Tuy nhiên rửa hơi có thể làm cho độ ẩm của hơi tăng lên.

Trong thực tế, để nâng cao chất lượng hơi có thể dùng kết hợp nhiều biện pháp với nhau, tuy nhiên thiết bị phức tạp hơn, tốn kém hơn, nên tùy theo yêu cầu về chất lượng hơi của hộ sử dụng mà chọn những giải pháp thích hợp.

HỆ THỐNG THÔNG GIÓ

4.1. NHIỆM VỤ VÀ CÁC BIỆN PHÁP THÔNG GIÓ

4.1.1 Nhiệm vụ của hệ thống thông gió

Hệ thống thông gió có hai nhiệm vụ chính là: cung cấp đầy đủ lượng không khí cần thiết để đốt cháy hoàn toàn nhiên liệu và thải kịp thời sản phẩm cháy tạo ra để lò hơi có thể làm việc liên tục một cách an toàn.

4.1.2 Các biện pháp thông gió

Muốn hoàn thành nhiệm vụ trên, hệ thống thông gió phải tạo được một giáng áp cần thiết đủ để khắc phục tất cả các trở lực từ lúc không khí vào cho đến khi sản phẩm cháy được thải ra ngoài trời với một tốc độ cần thiết. Để tạo được giáng áp, thường dùng ba loại thiết bị, ống khói tạo nên sức hút, quạt gió tạo nên sức đẩy và quạt khói cũng tạo nên sức hút.

Đối với lò hơi công suất nhỏ, trở lực trên đường dẫn không khí vào và thải sản phẩm cháy ra là nhỏ, có thể chỉ cần sức hút của ống khói có chiều cao hợp lý, đó là phương pháp thông gió tự nhiên. Trong trường hợp này trên đường dẫn không khí và khói có áp suất âm, tức là nhỏ hơn áp suất khí trời.

Với lò hơi công suất lớn hơn, ống khói không tạo đủ giáng áp để khắc phục hết trở lực, lúc đó cần dùng đến phương pháp thông gió cưỡng bức, nghĩa là nhờ quạt gió. Nếu không đủ cần thêm quạt khói để tạo nên giáng áp đủ khắc phục các trở lực, lúc đó ống khói chỉ làm nhiệm vụ thải sản phẩm cháy ra ngoài theo yêu cầu của vệ sinh môi trường.

Về nguyên tắc, chỉ cần quạt gió hoặc quạt khói cũng đủ tạo nên giáng áp, nhưng nếu chỉ dùng quạt gió thì áp suất trong buồng lửa và đường khói dương, nếu quá cao thì khói có thể lọt qua những chỗ không kín, vừa gây tổn thất nhiệt, vừa ô

nhiệm môi trường, nếu chỉ dùng quạt khối, áp suất trong buồng lửa và đường khói âm, nếu âm quá lớn thì không khí lạnh dễ lọt vào, làm tăng tổn thất do khói thải đồng thời làm cho hệ thống quạt khối làm việc nặng nề hơn.

Thường phải bố trí kết hợp để cho áp suất trong buồng lửa cũng như trên đường khói không quá dương cũng không quá âm.

Với lò hơi lớn hơn, có thể chỉ dùng quạt gió, nếu áp suất quá dương thì bố trí thêm quạt khối, lúc đó quạt gió khắc phục trở lực từ cửa gió vào đến vòi phun, còn quạt khối khắc phục trở lực từ vòi phun qua các bề mặt truyền nhiệt đến ống khói, thường đảm bảo cho áp suất ở cửa ra buồng lửa âm khoảng $-20 \div 30 Pa$ hoặc $2 \div 3 mm H_2O$. Đó là phương pháp thông gió cân bằng, được dùng rộng rãi, nhưng những năm gần đây, trong lò hơi đốt dầu, có nơi chỉ dùng quạt gió, áp suất trong buồng lửa dương, tuy về cấu tạo phải đảm bảo kín, không thể lọt khói ra ngoài, nhưng giảm được hệ thống quạt hút, đơn giản hơn.

Như vậy, nhiệm vụ bài toán thông gió là: xác định tổng trở từ không khí vào đến khi khói thải ra ngoài với một tốc độ cần thiết. Trên cơ sở đó xác định kích thước ống khói để tạo đủ sức hút trong thông gió tự nhiên, còn trong thông gió cưỡng bức thì phải chọn được quạt, trước hết là quạt gió, nếu áp suất quá dương thì phải chọn thêm quạt khối, còn ống khói chỉ tính theo điều kiện vệ sinh môi trường.

4.2 TÍNH TRỞ LỰC HỆ THỐNG THÔNG GIÓ

Trở lực của hệ thống thông gió bao gồm bốn loại trở lực chính: trở lực ma sát dọc đường ống, trở lực cục bộ, trở lực thủy tĩnh và trở lực gia tốc. Có những trường hợp có thể tính riêng từng loại trở lực rồi tổng hợp lại, nhưng cũng có không ít trường hợp khó tách riêng từng loại trở lực để đo đạc và tính toán, lúc đó có thể tính gộp một vài loại trở lực với nhau, như đối với cụm ống, đối với thiết bị thổi bụi, khử bụi, v.v...

4.2.1 Trở lực ma sát dọc đường ống

Là trở lực gây nên bởi sự ma sát giữa dòng môi chất với bề mặt đường ống.

Trở lực ma sát của dòng không truyền nhiệt được tính theo:

$$\Delta h_{ms} = \lambda \frac{1}{d_{tt}} \rho \frac{\omega^2}{2}, N/m^2 \quad (4-1a)$$

Khi dòng có truyền nhiệt tính theo:

$$\Delta h_{ms} = \lambda \frac{1}{d_{tt}} \rho \frac{\omega^2}{2} \left(\frac{T}{T_v} \right)^{0,583}, N/m^2 \quad (4-1b)$$

trong đó:

l - chiều dài của ống dẫn, m ;

d_{td} - đường kính tương đương của dòng, m , tính theo $d_{td} = (4F/U)$, F là diện tích tiết diện ống dẫn, m^2 , U là chu vi ướt có tiếp xúc với môi chất, m ;

ω - vận tốc của dòng, m/s , lấy theo nhiệt độ trung bình và ở tiết diện nhỏ nhất;

ρ - mật độ hay khối lượng riêng của môi chất, kg/m^3 , lấy theo áp suất và nhiệt độ trung bình của dòng;

T, T_v - nhiệt độ trung bình của môi chất và của vách ống dẫn, K .

λ - hệ số ma sát, phụ thuộc vào trị số Re của dòng và độ nhám của bề mặt ống dẫn, xác định theo các công thức thực nghiệm:

$$\text{Khi } Re < 2000, \text{ có thể lấy } \lambda = \frac{64}{Re_v} \quad (4-2a)$$

$$Re = 2000 \div 4000 \text{ lấy } \lambda = 0,04 \quad (4-2b)$$

$$Re = 4000 \div 1000 \cdot 10^3 \text{ lấy } \lambda = \frac{0,3164}{\sqrt[4]{Re_v}} \quad (4-2c)$$

$$Re = 10^5 \div 3 \cdot 10^6 \text{ lấy } \lambda = 0,032 + \frac{0,221}{Re^{0,237}} \quad (4-2d)$$

$$Re > 100 \cdot 10^3 \text{ lấy } \lambda = \frac{0,857}{(\lg Re_v)^{2,4}} \quad (4-2e)$$

Trong phạm vi trên ống dẫn được coi là ống trơn thủy lực, nghĩa là độ nhám không ảnh hưởng đến sự chuyển động của dòng.

Đối với ống nhám tức là khi độ nhám của ống có ảnh hưởng đến sự chuyển động ta có thể dùng công thức thực nghiệm:

$$\text{Khi } \frac{k}{d_{td}} \geq \frac{30}{Re_v^{7/8}} \text{ thì } \lambda = \frac{0,19}{\sqrt[3]{\frac{k}{d_{td}}}} \quad (4-2g)$$

Trong phạm vi trở lực tỷ lệ bậc hai với tốc độ dòng, cũng có thể tính:

$$\lambda = \frac{1}{\left(\lg \frac{d_{td}}{k} + 1,14 \right)^2} \quad (4-2h)$$

trong đó k là độ nhám tuyệt đối của bề mặt ống dẫn, m , đối với thép thường dùng trong lò hơi có thể lấy bằng $(0,1 \div 0,2) \cdot 10^{-3} m$, với ống dẫn bằng bê tông hay gạch lấy bằng $2,5 \cdot 10^{-3} m$.

$Re_{\omega} = \frac{\omega \cdot d_{td}}{\nu}$ là trị số Reynolds mà các đại lượng vật lý trong đó lấy theo nhiệt độ vách ống dẫn.

Như vậy ta thấy chỉ trong phạm vi ống nhám thủy lực, trở lực ma sát mới tỷ lệ bậc hai với vận tốc, còn trong phạm vi ống trơn thì chỉ tỷ lệ trong phạm vi bậc 1 đến 1,76.

Trong các bài toán thông thường, với ống dẫn bằng thép có thể lấy $\lambda = 0,02$ với ống dẫn có lót gạch, ống gạch hoặc ống bằng bê tông có thể lấy $\lambda = 0,04$.

4.2.2 Trở lực cục bộ

Là trở lực do thay đổi tiết diện hoặc chiều chuyển động của dòng tạo nên.

Trở lực cục bộ có thể tính theo công thức:

$$\Delta h_{cb} = \xi \rho \frac{\omega^2}{2}, N/m^2 \quad (4-3)$$

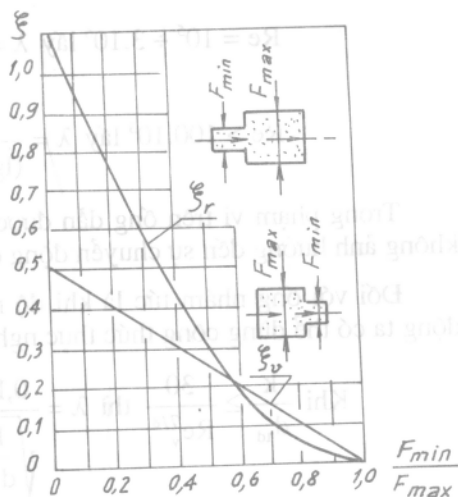
ρ - mật độ hay khối lượng riêng của dòng môi chất, phụ thuộc vào đặc tính, nhiệt độ và áp suất, kg/m^3 ;

ω - tốc độ tính toán của dòng, m/s , có những quy định cụ thể cho từng trường hợp;

ξ - hệ số trở lực cục bộ, xác định bằng thực nghiệm, xây dựng thành các bảng số, đồ thị hoặc công thức. Sau đây là một số trường hợp thường gặp trong lò hơi.

1. Khi tiết diện của dòng thay đổi đột ngột:

Hệ số trở lực cục bộ của dòng khi ra ξ_r và vào ξ_v một ống, lấy theo đồ thị (4-1).



ξ_r - hệ số trở lực khi ra khỏi ống

ξ_v - hệ số trở lực khi vào ống

Hình 4-1. Hệ số trở lực cục bộ khi tiết diện thay đổi đột ngột.

Nếu dòng ra, vào một cụm có đường kính trong d_1, m , bước ống ngang là s_1, m , bước ống dọc là s_2, m , lấy theo bảng (4-1) trong đó $\bar{I} = (0,785d_1^2 / s_1 \cdot s_2)$.

Bảng 4-1. Hệ số ξ_r và ξ_v cụm ống

\bar{I}	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
ξ_r	0,50	0,45	0,40	0,35	0,30	0,25	0,20	0,15	0,10	0,05
ξ_v	1,10	0,90	0,70	0,55	0,40	0,27	0,20	0,10	0,05	0,02

2. Khi chiều hướng của dòng thay đổi

Cũng trên cơ sở kết quả thực nghiệm, người ta chỉnh lý thành bảng, đồ thị hoặc công thức. Nói chung hệ số trở lực cục bộ này phụ thuộc vào mức độ uốn cong, hình dạng và kích thước ống dẫn, tình trạng trơn nhám của bề mặt ống v.v... thường có thể tính theo:

$$\xi = \xi_0 \cdot K_{\Delta} \cdot B \cdot C \quad (4-4)$$

Trong đó:

ξ_0 là hệ số trở lực cục bộ gốc, K_{Δ} là hệ số hiệu chỉnh về độ nhám của bề mặt, thường cho đồ thị có trục tung là $\xi_0 \cdot K_{\Delta}$ và trục hoành là kích thước và mức độ uốn cong. B là hệ số hiệu chỉnh về góc uốn cong, góc 90° thì $B = 1$, các góc uốn khác lấy theo đồ thị, C là hệ số hiệu chỉnh về hình dạng tiết diện, với tiết diện tròn hoặc vuông lấy $C = 1$, các trường hợp khác lấy theo đồ thị.

3. Hệ số trở lực cục bộ khi phân dòng hoặc hợp dòng

Trong phân dòng hoặc hợp dòng có sơ đồ đối xứng hoặc không đối xứng tất cả đều dùng công thức tính toán như nhau, nhưng các hệ số trở lực có các đồ thị tương ứng với từng trường hợp cụ thể, các tốc độ dòng cũng có hướng dẫn cụ thể cho từng trường hợp.

4. Trở lực cục bộ ở cửa ra quạt gió

Công thức tương tự hệ số trở lực có đồ thị.

5. Hộp nối bộ sấy không khí vẫn dùng công thức tương tự, hệ số trở lực cho theo các đồ thị

6. Trở lực cục bộ của hệ thống đốt nhiên liệu, vòi phun hoặc ghi

Tuỳ theo loại vòi phun có số liệu cụ thể. Đối với ghi lò còn tuỳ thuộc vào loại ghi và loại than, cho theo bảng 4-2

Bảng 4-2. Áp suất gió dưới ghi

Loại ghi	Loại than	Áp suất gió, Pa
Ghi xích	Antraxit	1000
	Than đá, than nâu	800
Ghi cố định có máy hất	Antraxit	1000 ÷ 1400
	Than đá, than nâu	600 ÷ 800
Ghi thủ công	Tất cả loại than	~ 1000

4.2.3 Trở lực thủy tĩnh

Là trở lực tạo nên do cột khí có mật độ khác với mật độ không khí xung quanh. Đối với cột khí có mật độ nhỏ hơn (thường do nhiệt độ cao hơn), nếu dòng khí đi từ trên xuống, nghĩa là cửa ra thấp hơn cửa vào thì sẽ có trở lực ngăn cản sự chuyển động, nhưng ngược lại nếu cửa ra cao hơn cửa vào thì trở lực lại âm, nghĩa là tạo thành lực thúc đẩy sự chuyển động, thường gọi là lực tự hút mà ống khói là một trường hợp điển hình.

Trở lực thủy tĩnh có thể tính theo:

$$\Delta h_{tt} = (h_1 - h_2)g(\rho_{kk} - \rho), Pa \quad (4-5a)$$

h_1, h_2 - độ cao tức khoảng cách thẳng đứng từ cùng một mặt phẳng chọn làm chuẩn đến cửa vào và cửa ra của dòng, m;

g - gia tốc trọng trường, bằng $9,81 \text{ m/s}^2$;

ρ_{kk} - mật độ không khí trong gian lò hơi, thường lấy ở nhiệt độ 20°C và áp suất bằng 760 mm Hg , bằng $1,2 \text{ kg/m}^3$;

ρ - mật độ của khối trong dòng, phụ thuộc vào thành phần, áp suất và nhiệt độ của khối, có thể tính theo mật độ khối với điều kiện tiêu chuẩn ρ_0 ở 0°C và 760 mm Hg . Nếu nhiệt độ trung bình của khối trong dòng là $t_k, ^\circ\text{C}$ và áp suất trong gian lò là $b, \text{ mm Hg}$, ta có thể tính:

$$\Delta h_{tt} = (h_1 - h_2)g \left(1,2 - \rho_0 \frac{273}{273 + t_k} \right) \frac{b}{760}, Pa \quad (4-5b)$$

Thường có thể lấy $\rho_0 = 1,3 \text{ kg/m}^3$.

4.2.4 Trở lực động (gia tốc)

Là trở lực tạo nên khi động năng của dòng thay đổi. Cũng như trở lực thủy tĩnh, trở lực động là trở lực khi động năng của dòng tăng lên, ngược lại khi động năng của dòng giảm thì trở lực có giá trị âm, tức là tạo thành lực đẩy. Trở lực động có thể được tính theo:

$$\Delta h_d = \frac{1}{2}(\rho_2 \omega_2^2 - \rho_1 \omega_1^2), Pa \quad (4-6a)$$

Ở đây ρ_1, ρ_2 là mật độ môi chất ở cửa vào và ra khỏi dòng, kg/m^3 ; ω_1, ω_2 là tốc độ của dòng ở cửa vào và ra của dòng, m/s .

Trong lò hơi, động năng khối thải ra lớn hơn nhiều so với động năng của không khí vào nên thường chỉ cần tính trở lực động của dòng khối ra khỏi ống khói theo công thức:

$$\Delta h_d = \rho \frac{\omega_2^2}{2} \quad (4-6b)$$

Ở đây ρ là mật độ của dòng ở cửa ra, phụ thuộc vào thành phần, áp suất nhiệt độ; ω_2 là tốc độ của dòng ở cửa ra, m/s .

4.2.5 Ghi chú

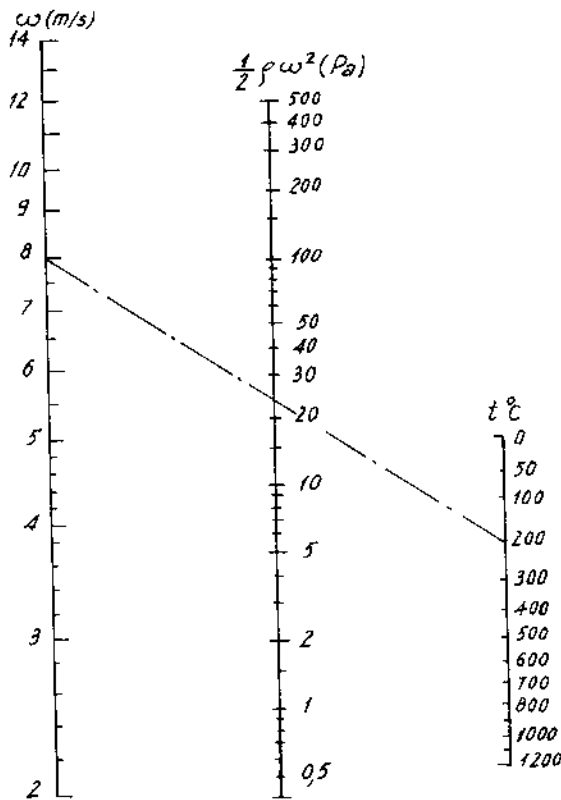
1. Trong tính khí động lò hơi, thường người ta tính sẵn trở lực động của dòng không khí ở áp suất 760 mm Hg vẽ thành đồ thị (hình 4-2) để dàng xác định Δh_d của không khí ở các tốc độ và nhiệt độ khác nhau, ở các áp suất khác và với các chất khí khác thì phải hiệu chỉnh. Nếu áp suất là b mm Hg, chất khí có mật độ ở trạng thái tiêu chuẩn là ρ_0 , coi không khí ở trạng thái tiêu chuẩn có mật độ là 1,293 kg/m^3 thì hệ số hiệu chỉnh sẽ là $\frac{\rho_0}{1,293} \cdot \frac{760}{b}$, nếu áp suất dùng đơn vị là Pa thì hệ

số hiệu chỉnh sẽ là $\frac{\rho_0}{1,293} \cdot \frac{98100}{b}$.

Nếu trong dòng khối có tro bụi thì phải hiệu chỉnh do ảnh hưởng của tro bụi, nghĩa là nhân với $(1 + \mu)$, trong đó nồng độ tro μ , kg tro / kg khối.

2. Trở lực của các bộ phận trong lò hơi

Trong một số chi tiết, bộ phận của lò hơi, khó tách biệt từng loại trở lực, thường tính các bộ phận như sau:



Thí dụ: $\omega = 8 \text{ m/s}$; $t = 200^\circ\text{C}$ thì $\Delta h_d = 0,5 \cdot \rho \cdot \omega^2 = 23,9 \text{ Pa}$.

Hình 4-2. Xác định trở lực động của không khí ở 760 mm Hg.

a. Tính trở lực dòng khối cắt qua cụm ống

Trở lực của dòng cắt qua cụm ống phụ thuộc vào cách bố trí, số dãy ống theo chiều dọc đường khối Z_2 và trị số Re , trong đó tốc độ dòng tính đối với tiết diện nhỏ nhất.

- Đối với cụm ống song song, ta có hệ số trở lực cả cụm:

$$\xi = \xi_0 \cdot Z_2 \tag{4-7}$$

ξ_0 - hệ số trở lực đối với một dãy ống, có thể tính theo các đồ thị. Cũng có công thức thực nghiệm tính trở lực cụm ống:

$$\Delta h = 0,53 \cdot \left[\frac{\frac{s_2}{d} - 0,8}{\frac{s_1}{d} - 1} \right]^m \cdot Z \cdot \text{Re}^m \cdot \rho \frac{\omega^2}{2}, Pa \quad (4-8)$$

ở đây số mũ $n = 2$ khi $\left[\frac{\frac{s_2}{d} - 0,8}{\frac{s_1}{d} - 1} \right] > 1$ và $n = 2,5$ khi $\left[\frac{\frac{s_2}{d} - 0,8}{\frac{s_1}{d} - 1} \right] \leq 1$.

m là hệ số, xác định theo các công thức thực nghiệm:

$$\text{Với } (s_2/d) \geq 1,24 \text{ có } m = 0,88 \cdot \left[\frac{\frac{s_1}{d} - 1}{\frac{s_2}{d} - 0,8} \right]^{0,138} - 1 \quad (4-9a)$$

$$\text{Với } (s_2/d) < 1,24 \text{ có } m = 0,88 \cdot \frac{s_2}{d} \cdot \left[\frac{\frac{s_1}{d} - 1}{\frac{s_2}{d} - 0,8} \right]^{0,138} - 1 \quad (4-9b)$$

- Đối với cụm ống so le, trở lực được tính theo:

$$\Delta h = \Delta h_1 (Z_2 + 1), Pa \quad (4-10)$$

Δh_1 - trở lực của một dãy ống, có thể tính theo công thức hoặc đồ thị thực nghiệm.

Khi dùng đồ thị xác định Δh ở điều kiện thực nghiệm, cần nhân thêm hệ số hiệu chỉnh về bước ống và hệ số hiệu chỉnh về đường kính ống. Cũng có thể tính theo công thức:

$$\Delta h = 2,8(Z+1) \text{Re}^{-0,25} \rho \frac{\omega^2}{2}, Pa \quad (4-11a)$$

$$\Delta h = 3,86(Z+1) \sqrt{\frac{1+(d/s_2)}{(s_1/d)-1}} \text{Re}^{-0,25} \rho \frac{\omega^2}{2}, Pa \quad (4-11b)$$

Công thức (4-11a) dùng với $\frac{1+(d/s_2)}{(s_1/d)-1} \leq 0,5$ và công thức (4-11b) dùng với

$$\frac{1+(d/s_2)}{(s_1/d)-1} > 0,3.$$

Chú ý thêm là khi xét đến việc bám bẩn trên cụm ống ảnh hưởng đến trở lực thì cần nhân thêm hệ số hiệu chỉnh: đối với cụm ống đứng lấy $k = 1$ khi đốt than, $k = 0,9$ khi đốt dầu, khí và gỗ, đối với cụm ống ngang lấy $k = 1,15$ khi đốt than, $k = 1,05$ khi đốt dầu, khí và gỗ.

Nếu chú ý đến ảnh hưởng của sự thay đổi nhiệt độ, cần cộng thêm:

$$\Delta h_t = \frac{2(t_2' - t_1)}{t_{tb} + 273} \cdot \rho \frac{\omega^2}{2}, Pa \quad (4-12)$$

Ở đây t_2, t_1, t_{tb} là nhiệt độ dòng ở cửa ra, vào, trung bình, $^{\circ}C$.

b. Trở lực của bộ sấy không khí

Đối với bộ sấy không khí cần tính trở lực cả phía khối và phía không khí.

Về phía khối, tính trở lực ma sát dọc theo ống, trở lực cục bộ khí vào và ra cụm ống theo bảng 4-1. Về phía không khí đi ngoài ống, cần tính trở lực dòng cát các cụm ống và trở lực các hộp nối.

Đối với bộ sấy không khí kiểu thùng quay hồi nhiệt, tính theo trở lực ma sát như công thức (4-1 a), trong đó hệ số trở lực λ tính theo các công thức thực nghiệm. Loại dùng tấm phẳng, với $Re < 1,4 \cdot 10^3$ có $\lambda = 90/Re$, với $Re \geq 1,4 \cdot 10^3$ có $\lambda = 0,35 \cdot Re^{-0,25}$. Loại tấm lượn sóng, với $Re < 1,4 \cdot 10^3$ dùng $\lambda = 33 \cdot Re^{-0,8}$ với $Re \geq 1,4 \cdot 10^3$, dùng $\lambda = 0,6 \cdot Re^{-0,25}$, v.v... Cũng có thể vẽ thành các đồ thị để tính toán dễ dàng hơn.

c. Trở lực của bộ khử bụi được tính chung theo công thức:

$$\Delta h = \xi \cdot \rho \frac{\omega^2}{2}, Pa$$

trong đó hệ số trở lực ξ lấy theo số liệu thực nghiệm cho theo các bảng số, tùy thuộc vào chủng loại của thiết bị.

d. Trở lực của ống khói

Thường phải tính trở lực ma sát dọc đường ống, trở lực thủy tĩnh và trở lực dòng.

Trở lực ma sát dọc theo ống khói vẫn tính theo công thức (4-1a) trong đó hệ số trở lực ma sát λ có thể lấy theo kinh nghiệm, nếu ống làm bằng thép lấy bằng

0,015 ÷ 0,020, nếu ống khói làm bằng bê tông hay gạch lấy bằng 0,04, thường tính ra trở lực cho 1 m ống khói Δh_{ok} .

Đường kính lấy theo giá trị trung bình:

$$d_{tb} = \frac{2d_1 d_2}{d_1 + d_2}$$

Trong đó d_1, d_2, m , là đường kính ở cửa vào và ra của ống khói.

Tốc độ dòng $\omega, m/s$, cũng lấy theo giá trị trung bình tính theo:

$$\omega_{tb} = \frac{V_k}{2830d_{tb}^2} \quad (4-13)$$

V_k - lưu lượng thể tích của khói, m^3/h , tính theo nhiệt độ trung bình của khói trong ống, có thể tính theo:

$$t_{tb} = t_1 - \frac{1}{2} \Delta t \cdot H_{ok}, \text{ } ^\circ C \quad (4-14)$$

t_1 là nhiệt độ khi đi vào ống khói, $^\circ C$; H_{ok} là chiều cao ống khói, m ; Δt là mức giảm nhiệt độ của khói qua 1 m chiều cao ống, phụ thuộc vào vật liệu làm ống, có thể tính theo các công thức thực nghiệm:

$$\Delta t = \frac{c}{\sqrt{D}}, \text{ } ^\circ C/m \quad (4-15)$$

Với ống khói bằng thép lấy hệ số thực nghiệm $c = 1,05$; với ống thép lót gạch $c = 0,42$; với ống khói bằng gạch chiều dày dưới 0,5 m, $c = 0,21$; chiều dày trên 0,5 m lấy $c = 0,105$; D là sản lượng hơi, kg/s .

- Trở lực động của dòng thải ra khỏi ống khói vẫn tính theo công thức (4-6b). Ở đây ρ là mật độ của khói tính theo nhiệt độ khói thải ra ngoài trời, kg/m^3 ; ω_2 là vận tốc thải ra khỏi ống khói, m/s ; để tránh hiện tượng gió thổi ngược vào trong ống khói, bất cứ trường hợp nào cũng không được nhỏ hơn 4 m/s , trong trường hợp thông gió tự nhiên thường chọn $\omega = 6 \div 10 m/s$, thông gió cưỡng bức thường chọn 10 ÷ 20 m/s .

Trở lực thủy tĩnh của ống khói. Ở đây vẫn dùng công thức (4-5b), ta thấy cửa vào thấp hơn cửa ra và mật độ khói thường nhỏ hơn mật độ không khí xung quanh, ta được Δh_u âm, nên không phải là trở lực mà lại là lực thúc đẩy chuyển động, gọi là lực tự hút của ống khói, là động lực chính trong thông gió tự nhiên.

Lưu ý rằng, trong điều kiện mật độ không khí ρ_{kk} lớn hơn mật độ của khói thì ống càng cao, lực tự hút càng lớn, nhưng trong quá trình đi qua ống khói, nhiệt độ

của khối giảm dần, mật độ tăng lên, đến khi bằng hoặc lớn hơn mật độ của không khí thì không còn là lực hút nữa mà lại là trở lực, ống càng cao càng có hại.

4.3 TÍNH HỆ THỐNG THÔNG GIÓ TỰ NHIÊN

Trong thông gió tự nhiên, chỉ có ống khói tạo nên giáng áp, do vậy phải tính kích thước ống khói, tức là chiều cao và đường kính, đủ để khắc phục tất cả các trở lực trong lò hơi và thải khói ra ngoài trời với một tốc độ nhất định, thường còn có một tỷ lệ dự phòng nữa.

4.3.1 Chiều cao ống khói

Chiều cao ống khói thực hiện hai nhiệm vụ là tạo nên lực tự hút để khắc phục trở lực và đảm bảo khói ra ở độ cao nhất định đảm bảo điều kiện vệ sinh môi trường. Trong thông gió tự nhiên, chỉ cần tính theo lực tự hút, nguyên tắc để tính là lực tự hút tạo nên đủ để khắc phục tổng trở lực của lò hơi với khoảng 20% dự phòng, khắc phục trở lực của bản thân ống khói và khắc phục trở lực động thêm khoảng 10% tính đến tổn thất cục bộ khi dòng khói ra khỏi ống.

Công thức gốc có thể viết:

$$H_{ok} g(\rho_{kk} - \rho_k) = 1,2\Delta h_{lg} + 1,1\Delta h_d + H_{ok} \cdot \Delta h_{ok}, Pa \quad (4-16)$$

Trong đó H_{ok} là chiều cao ống khói, m ; g là gia tốc trọng trường, m/s^2 ; ρ_{kk} là mật độ của không khí ở áp suất và nhiệt độ trong gian lò, thường có thể lấy bằng $1,2 \text{ kg/m}^3$ ở $20^\circ C$ hoặc $1,293 \text{ kg/m}^3$ ở $0^\circ C$ và áp suất tiêu chuẩn, ở điều kiện khác phải tính hiệu chỉnh; ρ_k là mật độ của khói ở nhiệt độ trung bình trong ống khói và áp suất ngoài trời, ở điều kiện tiêu chuẩn có thể lấy bằng $\rho_o = 1,3 \text{ kg/m}^3$; Δh_{lg} là tổng trở lực tính từ khi không khí vào đến cửa vào ống khói và 1,2 là tính dự phòng 20%; Δh_d là trở lực động và 1,1 là tính dự phòng cùng với trở lực cục bộ khi thải khói; Δh_{ok} là trở lực của 1 m chiều cao ống khói.

Do vậy, chiều cao ống khói có thể tính theo công thức:

$$H_{ok} = \frac{1,2\Delta h_{lg} + 1,1\Delta h_d}{g(\rho_{kk} - \rho_k) - \Delta h_{ok}}, m \quad (4-17a)$$

Nếu tính theo các điều kiện đã chọn trước, có thể dùng công thức:

$$H_{ok} = \frac{1,2\Delta h_{lg} + 1,1\Delta h_d}{g\left(1,2 - \rho_o \frac{273}{273+t}\right) \frac{b}{760} - \Delta h_{ok}}, m \quad (4-17b)$$

0,015 ÷ 0,020, nếu ống khói làm bằng bê tông hay gạch lấy bằng 0,04, thường tính ra trở lực cho 1 m ống khói Δh_{ok} .

Đường kính lấy theo giá trị trung bình:

$$d_{tb} = \frac{2d_1 d_2}{d_1 + d_2}$$

Trong đó d_1, d_2, m , là đường kính ở cửa vào và ra của ống khói.

Tốc độ dòng $\omega, m/s$, cũng lấy theo giá trị trung bình tính theo:

$$\omega_{tb} = \frac{V_k}{2830d_{tb}^2} \quad (4-13)$$

V_k - lưu lượng thể tích của khói, m^3/h , tính theo nhiệt độ trung bình của khói trong ống, có thể tính theo:

$$t_{tb} = t_1 - \frac{1}{2} \Delta t \cdot H_{ok}, ^\circ C \quad (4-14)$$

t_1 là nhiệt độ khi đi vào ống khói, $^\circ C$; H_{ok} là chiều cao ống khói, m ; Δt là mức giảm nhiệt độ của khói qua 1 m chiều cao ống, phụ thuộc vào vật liệu làm ống, có thể tính theo các công thức thực nghiệm:

$$\Delta t = \frac{c}{\sqrt{D}}, ^\circ C/m \quad (4-15)$$

Với ống khói bằng thép lấy hệ số thực nghiệm $c = 1,05$; với ống thép lót gạch $c = 0,42$; với ống khói bằng gạch chiều dày dưới 0,5 m, $c = 0,21$; chiều dày trên 0,5 m lấy $c = 0,105$; D là sản lượng hơi, kg/s .

- Trở lực động của dòng thải ra khỏi ống khói vẫn tính theo công thức (4-6b). Ở đây ρ là mật độ của khói tính theo nhiệt độ khói thải ra ngoài trời, kg/m^3 ; ω_2 là vận tốc thải ra khỏi ống khói, m/s ; để tránh hiện tượng gió thổi ngược vào trong ống khói, bất cứ trường hợp nào cũng không được nhỏ hơn 4 m/s , trong trường hợp thông gió tự nhiên thường chọn $\omega = 6 \div 10 m/s$, thông gió cưỡng bức thường chọn 10 ÷ 20 m/s .

Trở lực thuỷ tĩnh của ống khói. Ở đây vẫn dùng công thức (4-5b), ta thấy cửa vào thấp hơn cửa ra và mật độ khói thường nhỏ hơn mật độ không khí xung quanh, ta được Δh_{tt} âm, nên không phải là trở lực mà lại là lực thúc đẩy chuyển động, gọi là lực tự hút của ống khói, là động lực chính trong thông gió tự nhiên.

Lưu ý rằng, trong điều kiện mật độ không khí ρ_{kk} lớn hơn mật độ của khói thì ống càng cao, lực tự hút càng lớn, nhưng trong quá trình đi qua ống khói, nhiệt độ

Nêu tính trở lực động theo số liệu và đồ thị của không khí ở 760 mm Hg thì công thức sẽ có dạng:

$$H_{ok} = \frac{1,2H_{tg} + 1,1h_d \left(\frac{\rho_v}{273} \cdot \frac{760}{b} \right)}{g \left(1,2 - \rho_v \frac{273}{273 + t} \right) \frac{b}{760} - \Delta h_{ok} \cdot \frac{\rho_v}{1,293} \cdot \frac{760}{b}}, m \quad (4-17c)$$

Trong khi tính Δh_{ok} , tốc độ khối ra khỏi ống có thể chọn trong khoảng 6 ÷ 10 m/s và không bao giờ được lấy thấp hơn 4 m/s để tránh hiện tượng gió thổi ngược vào ống khói.

4.3.2 Tiết diện ống khói

Tiết diện ống khói quyết định tốc độ khối thải, diện tích tiết diện có thể tính theo công thức:

$$F = \frac{nB_1 V_k^0 (273 + t_2)}{3600 \times 273 \times \omega_2} = \frac{V_{kt}}{\omega_2}, m^2 \quad (4-18)$$

trong đó:

V_{kt} - lưu lượng thể tích khối thải qua ống, m^3/s ;

n - số lò hơi dùng chung một ống khói;

B_1 - lượng nhiên liệu dùng cho mỗi lò trong một giờ, kg/h ;

V_k - lượng khối thải ra khi đốt 1 kg nhiên liệu, m^3/kg ;

t_2 - nhiệt độ khối thải, có thể tính $t_2 = t_1 - \Delta t \cdot H_{ok}$, $^{\circ}C$, trong đó t_1 là nhiệt độ khối vào ống khói và Δt là lượng giảm nhiệt độ khối qua 1 m chiều cao ống.

ω_2 - tốc độ khối ra khỏi ống, chọn 6 ÷ 10 m/s, không được phép chọn dưới 4 m/s để tránh hiện tượng gió thổi ngược vào ống khói.

Nếu tiết diện ống khói chọn hình tròn thì đường kính miệng ra của ống khói được tính:

$$d_e = \sqrt{\frac{4F}{\pi}} = 1,128\sqrt{F} = 1,128\sqrt{\frac{V_{kt}}{\omega_2}}, m \quad (4-19)$$

Đường kính ở chân ống khói có thể tính như sau: nếu dùng ống khói bằng thép, đường kính ống không thay đổi, bằng đường kính ở miệng ra. Nếu xây bằng

gạch, bê tông để đảm bảo độ vững, thường chọn hình chóp cụt, độ chóp không nhỏ hơn 2% nên đường kính chân ống khói lấy bằng $d_1 \geq d_2 + 0,2H_{ok}, m$.

4.4 TÍNH HỆ THỐNG THÔNG GIÓ CƯỜNG BỨC

Trong thông gió cưỡng bức cần tính chiều cao ống khói theo điều kiện vệ sinh môi trường, còn để khắc phục trở lực thì phải chọn quạt gió và quạt khói thích hợp.

4.4.1 Tính kích thước ống khói

Tiết diện và đường kính ống khói, tính tương tự với thông gió tự nhiên, chỉ cần chọn tốc độ khói ra hợp lý, thường chọn khoảng $10 \div 20 \text{ m/s}$, tốc độ nhỏ, trở lực động nhỏ nhưng đường kính ống lớn, tốn nguyên vật liệu, tốc độ lớn thì trở lực động lớn.

Chiều cao ống khói, chọn theo điều kiện vệ sinh môi trường, tùy thuộc vào nồng độ các chất có hại mang theo trong sản phẩm cháy và nồng độ cho phép ở nơi đặt thiết bị. Các chất độc hại trong khói thải lò hơi chủ yếu là tro bụi và các chất khí $SO_x, NO_x, v.v...$

Chiều cao tối thiểu của ống khói có thể tính theo công thức:

$$H = \sqrt{A \cdot F \cdot m \left(\frac{M_{SO_x}}{[P]_{SO_x}} + \frac{M_{NO_x}}{[P]_{NO_x}} + \frac{M_t}{[P]_t} \right) \cdot n \cdot 3 \sqrt{\frac{Z}{V_{kt} \Delta t}}} \quad (4-20)$$

A - hệ số tính đến nhiệt độ không khí của nơi đặt thiết bị, ở các vùng của Liên Xô cũ lấy khoảng $120 \div 240$;

F - hệ số tính đến sự lắng đọng của các chất độc hại, bằng khoảng $1 \sim 2,5$;

m - hệ số tính đến ảnh hưởng của tốc độ khói thoát;

M_{SO_x}, M_{NO_x}, M_t - nồng độ SO_x, NO_x và tro bụi trong khói thải, g/s;

$[P]_{SO_x}, [P]_{NO_x}, [P]_t$ - nồng độ khí SO_x, NO_x và tro bụi cho phép, tùy thuộc vào vị trí và điều kiện nơi đặt thiết bị, $[P]_{SO_x}$ bằng khoảng $0,5 \text{ mg/m}^3$, $[P]_{NO_x}$ bằng khoảng $0,085 \text{ mg/m}^3$, $[P]_t$ bằng khoảng $0,5 \text{ mg/m}^3$;

V_{kt} - tổng lưu lượng khói thải, m^3/s ;

Δt - hiệu giữa nhiệt độ khói thải với nhiệt độ môi trường;

Z - số ống khói;

n - hệ số bằng khoảng từ $1 \div 3$, tùy thuộc vào trị số;

$$\omega_m = 0,65 \cdot \sqrt[3]{\frac{V \cdot \Delta t}{H}} \quad (4-21)$$

Thường chọn theo số liệu kinh nghiệm, với lò hơi công nghiệp, thấp nhất cũng không nên dưới $14 \div 16 \text{ m}$, lấy 30 m với lò hơi năng suất dưới 5 T/h , lấy 45 m với lò hơi từ $5 \div 15 \text{ T/h}$ và 60 m với lò hơi $15 \div 50 \text{ T/h}$.

4.4.2 Chọn quạt gió

Trong trường hợp ống khói tạo lực tự hút không đủ để khắc phục trở lực, cần bố trí thêm quạt gió để đẩy không khí vào, lúc đó quạt gió sẽ khắc phục tất cả các trở lực. Nhưng nếu lò hơi lớn hơn, áp suất trong buồng lửa và đường khói quá cao, cần bố trí thêm quạt khói và lúc đó quạt gió chỉ khắc phục trở lực từ miệng gió vào đến nơi áp suất cân bằng. Ta cần xác định lưu lượng và công suất của quạt.

1. Lưu lượng quạt gió: phải tính đủ và có dự phòng khoảng 10%:

$$V_g = k_{gl} B_{\max} (\alpha_{bl} - \Delta\alpha_{bl}) V_{kk}^0 \cdot \frac{273 + t_{kk}}{273} \cdot \frac{760}{b}, \text{ m}^3/\text{h} \quad (4-22a)$$

trong đó:

k_{gl} - hệ số dự phòng không khí, có thể lấy bằng 1,1;

B_{\max} - lượng tiêu hao nhiên liệu khí làm việc với công suất định mức, kg/h ;

α_{bl} - hệ số không khí thừa ở buồng lửa;

$\Delta\alpha_{bl}$ - phần không khí thừa lọt vào buồng lửa;

t_{kk} - nhiệt độ không khí lạnh đưa vào thiết bị, $^{\circ}\text{C}$;

b - áp suất không khí xung quanh gian lò, mm Hg .

Khi có tái tuần hoàn khói, thì phải nhân thêm hệ số $(1+x)$, trong đó x là tỷ lệ tái tuần hoàn và thay nhiệt độ không khí lạnh bằng nhiệt độ sau khi hỗn hợp với khói tái tuần hoàn.

2. Áp suất đầu đẩy của quạt gió:

$$H_g = k_{g2} \cdot \Delta h_g, \text{ Pa} \quad (4-23a)$$

k_{g2} - hệ số dự phòng áp suất không khí, lấy bằng 1,1 ÷ 1,2;

Δh_g - tổng trở lực quạt gió phải khắc phục, thường bằng tổng trở lực của bộ sấy không khí, của hệ thống ống dẫn từ quạt đến dưới ghi hoặc đầu miệng vòi phun và trở lực trên lớp ghi hoặc của vòi phun, có khi còn phải tính cho đến khi áp suất

cân bằng với áp suất khí trời, nghĩa là phải trừ bớt lực tự hút và độ chân không vào buồng lửa, bằng độ chân không ra khỏi buồng lửa cộng thêm $0,05.H_{bl}$, Pa.

3. Công suất của quạt gió, có thể tính theo:

$$N_g = k_{g3} \frac{V_g H_g}{3600 \cdot \eta_g}, W \quad (4-24a)$$

trong đó:

k_{g3} - hệ số dự phòng công suất, lấy khoảng 1,1;

N_g - công suất quạt gió, W;

η_g - hiệu suất quạt gió lấy bằng khoảng $0,6 \div 0,7$ đối với quạt thông thường, gần đây đã sản xuất được loại quạt ly tâm hiệu suất cao đến 90% [TK9].

4. Công suất của động cơ điện dùng cho quạt gió:

$$N_{dg} = k_{g4} \frac{N_g}{\eta_d} \quad (4-25a)$$

k_{g4} - là hệ số dự phòng, lấy khoảng 1,1;

η_d - hiệu suất của động cơ điện, thường lấy bằng $0,9 \div 0,95$.

4.4.3 Chọn quạt khói

Quạt khói được chọn dùng hỗ trợ với quạt gió, trong trường hợp nếu chỉ dùng quạt gió thì áp suất trong buồng lửa và đường khói quá cao. Khi dùng thêm quạt khói, thường đảm bảo thông gió cân bằng, độ chân không ở cửa ra khỏi buồng lửa bằng 20 Pa. Cách tính quạt khói cũng tương tự như quạt gió.

1. Lưu lượng quạt khói thải tính theo công thức:

$$V_{kt} = k_{k1} B_{max} \left(V_k + \Delta \alpha V_{kk}^0 \right) \frac{273 + t_k}{273} \frac{760}{b} \quad (4-22b)$$

k_{k1} - hệ số dự phòng lưu lượng của quạt khói, thường lấy bằng 1,1;

B_{max} - lượng tiêu hao nhiên liệu khi làm việc ở công suất định mức, kg/h;

V_k - lượng khói sinh ra khi đốt 1 kg nhiên liệu, $m^3 t / kg n l$;

$\Delta \alpha V_{kk}^0$ - lượng không khí lọt vào trên đường khói, $m^3 t / kg n l$;

t_k - nhiệt độ khói khi vào quạt khói, °C.

2. Áp suất đầu đẩy của quạt khói

Được tính theo:

$$H_k = k_{k2} (\Delta h_k + h''_{bi} - \Delta h_{tt}), Pa \quad (4-23b)$$

k_{k2} - hệ số dự phòng áp suất của quạt khói, lấy bằng 1,1 ÷ 1,2;

Δh_k - tổng trở lực ở phía đường khói, có thể tính theo biểu thức:

$$\Delta h_k = [\Delta h_{k1} \cdot (1 + \mu) + \Delta h_{k2}], Pa \quad (4-23c)$$

Δh_{k1} - tổng trở lực từ buồng lửa đến bộ khử bụi;

Δh_{k2} - tổng trở lực từ bộ khử bụi đến cửa ra ống khói;

μ - nồng độ tro bụi bay theo khói, kg/kg ;

h''_{bi} - độ chân không ở cửa ra buồng lửa, thường lấy -20 Pa;

Δh_{tt} - tổng lực tự hút của ống khói và dòng khói tính từ cửa ra buồng lửa đến cửa ra ống khói.

3. Công suất của quạt khói, có thể tính theo:

$$N_k = k_{k3} \frac{V_{kt} H_k}{3600 \cdot \eta_k}, W \quad (4-24b)$$

trong đó:

k_{k3} - hệ số dự phòng và công suất quạt khói, lấy bằng 1,1;

η_k - hiệu suất quạt khói, bằng khoảng 0,5 ÷ 0,65, thường lấy 0,6.

4. Công suất của động cơ điện dùng cho quạt khói

Có thể tính theo:

$$N_{dk} = k_{k4} \frac{N_k}{\eta_d}, W \quad (4-25b)$$

k_{k4} - hệ số dự phòng về công suất động cơ, có thể lấy 1,1 ÷ 1,2;

η_d - hiệu suất của động cơ điện, có thể lấy bằng 0,90 ÷ 0,95.

Dựa theo các kết quả tính toán ở trên, ta có thể chọn quạt gió cũng như quạt khói, cố gắng để khi lò hơi làm việc ở sản lượng kinh tế (khoảng 80% sản lượng định mức) thì quạt cũng làm việc với công suất kinh tế, nghĩa là có hiệu suất cao nhất.

Cần lưu ý thêm là, các chỉ tiêu ghi trên quạt là dưới điều kiện chuẩn của nhà máy, nhiều nơi lấy điều kiện chuẩn là không khí ở nhiệt độ 200°C và áp suất là 98100 Pa , do vậy phải tính ra điều kiện tính toán để chọn quạt:

$$H_{\text{ch}} = H_t \cdot \frac{\rho_{\text{ch}}}{\rho_t} = H_t \cdot \frac{98100}{b} \cdot \frac{1,293}{\rho_0} \cdot \frac{273 \cdot t_t}{273 + t_{\text{ch}}}, \text{ Pa} \quad (4-26)$$

trong đó:

$\rho_{\text{ch}}, \rho_t, \rho_0$ - khối lượng riêng của chất khí ở điều kiện chọn, điều kiện tính và điều kiện tiêu chuẩn, kg/m^3 .

Dùng quạt khói cần lưu ý đến việc mài mòn và nhiệt độ tương đối cao, thường dùng nước để làm mát ổ đỡ trục.

Còn số lượng quạt có thể chọn theo kinh nghiệm, lò hơi năng suất dưới 120 T/h thường chỉ dùng một quạt gió và một quạt khói, năng suất lớn hơn dùng hai quạt gió hai quạt khói, nếu đốt nhiên liệu dễ cháy mỗi quạt đảm nhiệm 50% năng suất, nhưng khi đốt than gầy hoặc than antraxit nên tính theo 70% năng suất lò. Còn với lò hơi công suất nhỏ, năng suất trên một vài T/h nên chọn một quạt cho một lò hơi, nếu năng suất nhỏ hơn có thể dùng một quạt cho vài ba lò hơi.

THIẾT BỊ PHỤ VÀ CẤU TRÚC XÂY DỰNG

Để lò hơi có thể làm việc, ngoài các bộ phận chính đã nêu ở trên, còn cần có nhiều thiết bị phụ nữa như thiết bị đo lường, điều khiển, an toàn, tường lò, khung lò, bảo ôn, hệ thống nhà xưởng, sân bãi, kho tàng, v.v..

5.1 CÁC LOẠI THIẾT BỊ ĐO LƯỜNG, TỰ ĐỘNG VÀ AN TOÀN TRONG LÒ HƠI

5.1.1 Thiết bị đo lường

Trong khi vận hành lò hơi cần nhiều thiết bị đo lường khác nhau, thường cần đo nhiệt độ áp suất, lưu lượng, mức nước, các thành phần trong khói, độ đen của dòng khói, v.v... Có thể có các loại thiết bị đọc trực tiếp, có loại tự ghi và có loại đọc từ xa, có loại xách tay, có loại cố định. Ở đây chỉ giới thiệu một vài loại chuyên dùng cho lò hơi, còn các loại đã cố trong các tài liệu khác, chỉ giới thiệu nguyên lý.

1. Đồng hồ đo nhiệt độ

Trong lò hơi, cần đo nhiệt độ trong phạm vi rộng, nhiệt độ bình thường như không khí, nhiệt độ trung bình như nước, hơi, khói và cả nhiệt độ cao như ngọn lửa, buồng lửa, v.v... Đồng hồ đo nhiệt độ, dùng không chỉ trong lò hơi mà còn ở rất nhiều lĩnh vực khác, cấu tạo dựa trên những đặc tính phụ thuộc vào nhiệt độ.

Dựa theo đặc tính dẫn nở nhiệt của vật chất ở thể khí, thể lỏng cũng như thể rắn. Ta thấy các nhiệt kế thủy tinh đựng các chất lỏng, các nhiệt kế vỏ kim loại đựng chất khí hoặc chất lỏng, những nhiệt kế gồm hai thanh hoặc hai lá kim loại có độ dẫn nở khác nhau, v.v...

Dựa theo đặc tính về điện thường gặp nhiệt kế điện trở và cặp nhiệt. Nhiệt kế điện trở dựa trên đặc tính là điện trở của dây dẫn thay đổi theo nhiệt độ. Cặp nhiệt

đưa trên hiệu ứng nhiệt điện do Seebeck nêu lên năm 1821: "Nếu tồn tại hiệu nhiệt độ giữa hai mối hàn của hai dây dẫn bằng kim loại khác nhau thì trong mạch cũng tồn tại hiệu điện thế". Nếu giữ nhiệt độ một đầu không đổi, đo được dòng điện trong mạch có thể tìm được nhiệt độ cần biết ở mối hàn kia.

- Dựa theo đặc tính về màu sắc thường gặp nhiệt kế quang học, đo nhiệt độ cao như nhiệt độ trong buồng lửa. Có tác giả như Meici đã dùng nhiệt kế đo nhiệt độ thấp nhất là 550°C , cao nhất là 1650°C . Ông cũng đề xuất một loại đồng hồ đo trong phạm vi $775 \div 2800^{\circ}\text{C}$.

2. Đồng hồ đo áp suất

Trong lò hơi cần đo áp suất không khí, áp suất khối, áp suất nước, áp suất hơi, v.v..., đồng hồ đo áp suất cũng dùng rất phổ biến trong nhiều lĩnh vực khác.

Loại áp kế dùng phổ biến nhất là loại dùng ống kim loại rỗng, tiết diện hình ellip uốn cong, áp suất lớn hay nhỏ làm cho ống cong dần nở nhiều hay ít. Một đầu ống cong cố định, đầu kia tự do, nối với một hệ thống bánh răng truyền động đến kim, loại này do kỹ sư Bourdon người Pháp đưa ra năm 1849, nhưng đến nay vẫn còn dùng phổ biến; cùng một tác dụng tương tự, còn có loại áp kế màng mỏng dùng ít hơn và chỉ đo được trong phạm vi dưới 300 *millibar*.

Một loại áp kế khác dùng phổ biến là áp kế hình chữ U, trên nguyên tắc bình thông nhau. Hai ống hình chữ U có thể đặt thẳng đứng hoặc đặt nghiêng, trong ống có thể đặt một chất lỏng như nước, thủy ngân, cũng có thể đựng hai thứ chất lỏng không hoà tan nhau. Ống đựng nước thường đo trong phạm vi từ $0,5 \div 150 \text{ mb}$, ống để nghiêng đo chính xác hơn ống để đứng, nên dùng đo áp suất nhỏ.

Đôi khi để đo áp suất rất thấp, dưới $0,5 \text{ mb}$, người ta còn dùng áp kế kiểu chụp ngược. Người ta có thể dùng một hoặc hai chụp rỗng để ngược vào trong một chậu nước, khi đo khí cần đo thông vào chụp, chụp sẽ nổi lên, áp suất càng cao chụp nổi lên càng nhiều, nếu dùng hai chụp thì một chụp thông với khí trời, một chụp thông với khí cần đo, hai chụp nổi với nhau bằng hệ thống đòn cân, có những vật đối trọng để hiệu chỉnh, đo đạc.

3. Đồng hồ đo lưu lượng

Trong vận hành lò hơi thường cần đo lưu lượng nước, hơi, nhiên liệu khí, lỏng.

Loại đồng hồ phổ biến nhất là dựa trên nguyên tắc tiết lưu khi dòng đi qua cửa ngẽn, ống tăng tốc hoặc ống Venturi. Khi môi chất đi qua các thiết bị trên, tốc độ tăng, áp suất tĩnh giảm, đo được hiệu số áp suất trước và sau cơ cấu tiết lưu, có thể tính được lưu lượng của dòng.

Loại đồng hồ đo lưu lượng khác cũng được dùng nhiều là các loại công tơ. Công tơ khí thường dùng đo nhiên liệu.

Có loại công tơ theo thể tích, có loại theo tốc độ.

Công tơ nước thường cũng có công tơ thể tích và công tơ tốc độ, còn công tơ dầu thì hầu hết là công tơ thể tích. Người ta còn dùng công tơ nhiệt để đo nhiệt lượng tích lũy trong hệ thống gia nhiệt nước nóng, có thể đến nhiệt độ 220°C , áp suất 40 bar . Công tơ nhiệt có cơ cấu tích lưu lượng nước và hiệu nhiệt độ đầu vào và đầu ra.

4. Thiết bị đo thành phần khối

Đo thành phần khối có ý nghĩa quan trọng, làm cơ sở để đánh giá chế độ vận hành, hiệu quả của quá trình cháy và mức độ ảnh hưởng đến vệ sinh môi trường. Đo thành phần khối có thể dựa trên nguyên lý hoá học hoặc vật lý, có thể hiện số hoặc tự ghi, có thể đo liên tục hay gián đoạn.

Thiết bị hoá học thường dựa theo nguyên lý là: mỗi thành phần của sản phẩm cháy có thể bị hấp thụ bởi một hoặc một vài hoá chất nhất định, thí dụ như potasse có thể hấp thụ CO_2 , SO_2 ; pyrogallol có thể hấp thụ O_2 , v.v...

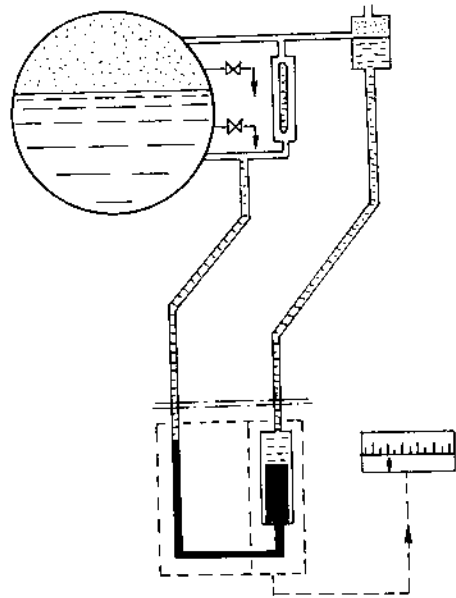
Người ta còn dùng thiết bị phân tích thành phần ôxy bằng điện hoá, hoặc bằng sức hút từ tính; phân tích thành phần CO_2 , v.v... nhờ sự khác nhau về hệ số dẫn nhiệt của chúng.

5. Đồng hồ đo mức nước - ống thuỷ

Ống thuỷ dùng để đo mức nước trong balông đảm bảo dao động trong một phạm vi nhất định, mức nước cao quá ảnh hưởng đến chất lượng hơi, mức nước thấp quá, không an toàn cho bề mặt truyền nhiệt.

Đồng hồ đo mức nước được dựa trên nguyên tắc bình thông nhau. Thường dùng ống thuỷ sáng, ống thuỷ tối và ống thuỷ thấp (hình 5-1).

Ống thuỷ sáng là một ống trong suốt, đầu dưới nối với khoang nước, đầu trên nối với khoang hơi. Theo nguyên tắc bình thông nhau, mức nước trong ống cao gần bằng mức nước trong balông, hơi



Hình 5-1. Ống thuỷ đo mức lỏng.

thấp hơn một ít do bóng có bọt hơi. Ống thủy làm bằng vật liệu trong suốt để có thể trực tiếp đọc mức nước, áp suất thấp có thể dùng ống hình tròn, áp suất cao có thể dùng ống thủy dẹt, mặt thủy tinh trong suốt, đủ dày, ghép với ba phía bằng kim loại.

Ống thủy tối chỉ là hai van nước, một đặt ở vị trí mức nước thấp nhất, mở ra luôn có nước chảy và van thứ hai đặt ở phía mức nước cao nhất, mở ra không được có nước.

Ống thủy thấp dùng cho lò hơi có bóng đặt ở vị trí quá cao, không có điều kiện đọc trực tiếp mức nước trong bóng. Ở đây vẫn dựa trên nguyên tắc bình thông nhau nhưng cần dùng thêm thủy ngân, một chất lỏng không hoà tan với nước. Một nhánh giữ mức nước không đổi, nhánh kia có mức nước luôn bằng mức nước trong bóng. Khi mức nước trong bóng thay đổi thì mức nước trong ống và qua đó mức thủy ngân trong ống hình chữ U thay đổi. Đọc mức thủy ngân ở vị trí thấp có thể suy ra mức nước trong bóng.

Nhiều khi người ta cần bố trí chuông hoặc đèn báo khi mức nước xuống đến mức nước thấp nhất để kịp thời xử lý.

5.1.2 Thiết bị an toàn

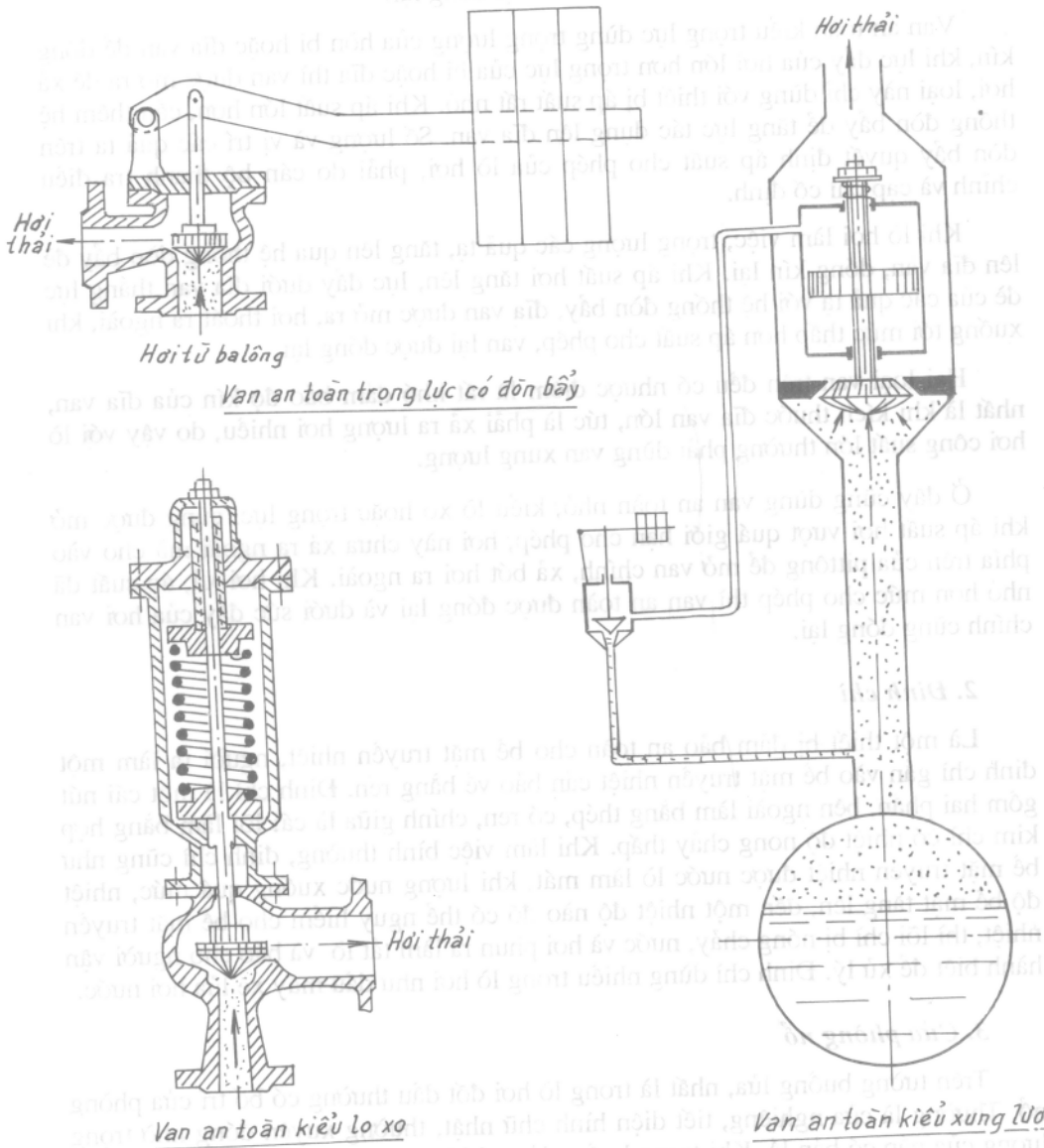
Lò hơi làm việc dưới áp suất cao và nhiệt độ cao dễ gây ra hiện tượng phá huỷ thiết bị, không những ảnh hưởng đến kinh tế, kỹ thuật mà còn có thể ảnh hưởng đến sức khoẻ và tính mệnh người vận hành, do vậy trên lò hơi phải trang bị các thiết bị an toàn để giảm đến mức tối thiểu tác hại. Nói chung, thiết bị an toàn thường xuyên đóng, khi có nguy cơ vượt quá áp suất hoặc nhiệt độ cho phép thì chủ động mở hoặc phá huỷ ở vị trí chọn trước:

1. Van an toàn

Là thiết bị để khống chế áp suất lò hơi không để vượt quá giới hạn cho phép có thể phá huỷ thiết bị. Trên lò hơi, van an toàn được đặt ở bóng, ở đầu ra bộ quá nhiệt và ở đầu vào, đầu ra bộ hâm nước bằng gang.

Khi làm việc bình thường, van an toàn đóng, khi áp suất vượt quá phạm vi cho phép thì van an toàn tự động mở, xả bớt hơi ra ngoài làm cho áp suất giảm đến mức cho phép, lúc đó van lại tự động đóng lại.

Theo lực tác dụng đóng mở, có thể chia thành hai loại: loại dùng lực của lò xo và loại trọng lực. Loại trọng lực có thể kết hợp với hệ thống đòn bẩy để điều chỉnh. Trong lò hơi năng suất lớn áp suất cao còn dùng loại van xung lượng, nó bao gồm một loại van an toàn nhỏ, loại lò xo hoặc trọng lực, nhưng khi van mở thì hơi chưa thải ra ngoài mà dùng để mở van xả hơi chính. Cấu tạo của các loại van an toàn được biểu diễn trên (hình 5-2).



Hình 5-2. Cấu tạo các loại van an toàn.

Trong loại van lò xo, lực để đóng kín đĩa van là lực của lò xo. Tùy theo áp suất cho phép người ta điều chỉnh độ nén lò xo thích hợp, công việc này là của cán bộ thanh tra, sau khi điều chỉnh phải cập chì, không được tùy tiện thay đổi. Khi làm việc bình thường, lực của lò xo lớn hơn lực tác dụng của hơi, van được đóng kín, khi lực của hơi lớn hơn lực của lò xo thì van mở, hơi xả ra ngoài, áp suất giảm xuống, khi thấp hơn lực của lò xo thì van lại đóng lại.

Van an toàn kiểu trọng lực dùng trọng lượng của hòn bi hoặc đĩa van để đóng kín, khi lực đẩy của hơi lớn hơn trọng lực của bi hoặc đĩa thì van được mở ra để xả hơi, loại này chỉ dùng với thiết bị áp suất rất nhỏ. Khi áp suất lớn hơn, cần thêm hệ thống đòn bẩy để tăng lực tác dụng lên đĩa van. Số lượng và vị trí các quả tạ trên đòn bẩy quyết định áp suất cho phép của lò hơi, phải do cán bộ thanh tra điều chỉnh và cập chì cố định.

Khi lò hơi làm việc, trọng lượng các quả tạ, tăng lên qua hệ thống đòn bẩy để lên đĩa van, đóng kín lại. Khi áp suất hơi tăng lên, lực đẩy dưới đĩa van thắng lực đè của các quả tạ với hệ thống đòn bẩy, đĩa van được mở ra, hơi thoát ra ngoài, khi xuống tới mức thấp hơn áp suất cho phép, van lại được đóng lại.

Hai loại van trên đều có nhược điểm là rất khó đảm bảo độ kín của đĩa van, nhất là khi kích thước đĩa van lớn, tức là phải xả ra lượng hơi nhiều, do vậy với lò hơi công suất lớn thường phải dùng van xung lượng.

Ở đây cũng dùng van an toàn nhỏ, kiểu lò xo hoặc trọng lực, cũng được mở khi áp suất hơi vượt quá giới hạn cho phép, hơi này chưa xả ra ngoài mà cho vào phía trên của pittông để mở van chính, xả bớt hơi ra ngoài. Khi hơi xả, áp suất đã nhỏ hơn mức cho phép thì van an toàn được đóng lại và dưới sức đẩy của hơi van chính cũng đóng lại.

2. Đinh chì

Là một thiết bị đảm bảo an toàn cho bề mặt truyền nhiệt, người ta làm một đinh chì gắn vào bề mặt truyền nhiệt cần bảo vệ bằng ren. Đinh chì là một cái nút gồm hai phần, bên ngoài làm bằng thép, có ren, chính giữa là cái lõi làm bằng hợp kim chì có nhiệt độ nóng chảy thấp. Khi làm việc bình thường, đinh chì cũng như bề mặt truyền nhiệt được nước lò làm mát, khi lượng nước xuống quá mức, nhiệt độ bề mặt tăng lên, đến một nhiệt độ nào đó có thể nguy hiểm cho bề mặt truyền nhiệt, thì lõi chì bị nóng chảy, nước và hơi phun ra làm tắt lò và báo cho người vận hành biết để xử lý. Đinh chì dùng nhiều trong lò hơi như đầu máy xe lửa hơi nước.

3. Cửa phòng nổ

Trên tường buồng lửa, nhất là trong lò hơi đốt dầu thường có bố trí cửa phòng nổ. Thường là cửa nghiêng, tiết diện hình chữ nhật, thường xuyên đóng nhờ trọng lượng của nắp có bản lề. Khi trong buồng lửa có hiện tượng cháy đột ngột, áp suất

tăng quá phạm vi cho phép, thắng trọng lượng của nắp thì được mở ra, xả khói ra ngoài, áp suất giảm thì nắp lại tự động đóng lại.

4. Nắp phòng nổ

Trên đường ống dẫn nhiên liệu như bột than thường gắn những nắp phòng nổ để tránh nổ do hiện tượng tự bốc cháy. Đây là những đoạn ống cụt, đỉnh hình ellip được bịt kín bởi một loại kim loại mỏng, dễ bị phá huỷ. Khi trong ống dẫn có hiện tượng tự cháy, áp suất trong ống tăng lên, phá huỷ nắp bịt, xả ra ngoài làm cho áp suất giảm, tránh được nguy hiểm.

5.1.3 Thiết bị tự động điều khiển

Trong quá trình vận hành, nhiều hộ sử dụng nhiệt rất ổn định, yêu cầu về thông số và sản lượng hơi rất khắt khe, nhưng cũng có những hộ lại rất hay thay đổi, mà lò hơi phải thoả mãn các yêu cầu khác nhau đó nên phải trang bị hệ thống tự động điều chỉnh, thoả mãn các yêu cầu của hộ dùng nhiệt, đảm bảo cao nhất các điều kiện kỹ thuật, kinh tế và an toàn.

1. Điều chỉnh quá trình cháy

Nói chung, điều chỉnh quá trình cháy thực hiện ba nhiệm vụ:

Nhiệm vụ thứ nhất là đảm bảo thông số hơi ổn định, đặc biệt là áp suất. Áp suất ổn định chứng tỏ lượng hơi tiêu thụ và lượng hơi sinh ra cân bằng nhau, khi áp suất giảm tức là lượng hơi tiêu thụ nhiều hơn, cần phải tăng thêm nhiên liệu để sản xuất nhiều hơn và khi áp suất tăng thì ngược lại.

Nhiệm vụ thứ hai là đảm bảo quá trình cháy tốt nhất, nghĩa là điều chỉnh lượng gió cấp đảm bảo hệ số không khí thừa kinh tế nhất phù hợp với từng loại nhiên liệu.

Nhiệm vụ thứ ba là đảm bảo chế độ thông gió cân bằng, đảm bảo áp suất hợp lý trong buồng lửa cũng như trên đường ống dẫn gió và dẫn khói.

Để thực hiện nhiệm vụ thứ nhất, thường lấy xung lượng là sự thay đổi lưu lượng hơi và sự thay đổi áp suất trong lò hơi. Để thực hiện nhiệm vụ thứ hai, thường lấy xung lượng là nồng độ ôxy hoặc RO_2 trong khói, nó thể hiện hệ số không khí thừa. Để thực hiện nhiệm vụ thứ ba thường lấy xung lượng là độ chân không trong buồng lửa.

2. Điều chỉnh sản lượng hơi của lò

Thực chất là điều chỉnh lượng nhiên liệu và không khí để có quá trình cháy tốt đồng thời cung cấp lưu lượng hơi phù hợp với hộ sử dụng, nên thiết bị điều chỉnh có thể chung với điều chỉnh quá trình cháy.

3. Điều chỉnh nhiệt độ hơi quá nhiệt

Khi một chế độ vận hành thay đổi thì luôn kéo theo sự thay đổi nhiệt độ hơi quá nhiệt nhất là khi chỉ dùng bộ quá nhiệt đối lưu hoặc bức xạ, nếu dùng phối hợp cả đối lưu và bức xạ thì thay đổi ít hơn do có sự thay đổi bù trừ giữa bộ quá nhiệt đối lưu và bức xạ. Để điều chỉnh nhiệt độ hơi quá nhiệt, thường dùng bộ giảm ôn, loại bề mặt hay loại hỗn hợp. Trong bộ điều chỉnh hơi quá nhiệt, thường lấy xung lượng là tốc độ thay đổi nhiệt độ hơi tại điểm sau bộ quá nhiệt cấp một và nhiệt độ hơi ở cửa ra để thay đổi chế độ làm việc của bộ giảm ôn, đôi khi còn phải thay đổi lưu lượng nước cấp và lượng nhiệt sinh ra trong buồng lửa.

4. Điều chỉnh mức nước trong balông

Mức nước trong balông ảnh hưởng đến chất lượng hơi và độ an toàn của bề mặt truyền nhiệt, nên phải điều chỉnh để đảm bảo trong phạm vi cho phép.

Có thể gặp một số loại hệ thống điều chỉnh. Loại thứ nhất chỉ lấy xung lượng duy nhất là mức nước trong balông, loại thứ hai lấy hai xung lượng là mức nước và lưu lượng hơi, loại thứ ba dùng nhiều nhất, lấy ba xung lượng là mức nước, lưu lượng hơi, và lưu lượng nước cấp để đảm bảo mức nước trong balông ổn định cũng như hệ thống cấp nước làm việc ổn định.

5.2 KHUNG LÒ, TƯỜNG LÒ VÀ BẢO ÔN

5.2.1 Khung lò

Thường là một kết cấu kim loại dùng để giữ, treo, đỡ tất cả các bộ phận của lò hơi, cầu thang, sàn phục vụ, đôi khi cả mái nhà, v.v..., và truyền tải xuống móng nhà.

Khung lò thường gồm cột chính, cột phụ, nối với nhau bằng các dầm ngang, dầm chéo. Cột và dầm thường làm bằng thép hình chữ I, U, T, L, v.v..., để đơn hoặc hàn ghép lại với nhau, ở chân cột thường hàn thêm tấm lót phẳng để phân bố rộng và đều lên móng. Các phần tử của lò hơi được treo hoặc đỡ lên khung, chú ý là không để các chi tiết chịu thêm các ứng suất phụ quá lớn như bị uốn quá nhiều hoặc giãn nở nhiệt.

Cầu thang, sàn thao tác, đường liên thông giữa các lò phải đảm bảo thuận tiện, an toàn, thí dụ như:

- Phải làm bằng vật liệu chịu được nhiệt, không dùng thanh thép tròn, tấm thép trơn, có lan can không thấp hơn 1 m, phía dưới có tấm che không thấp hơn 10 cm.

- Khi cầu thang cao trên 1,5 m thường độ dốc không quá 50° , chiều rộng không quá 600 mm, khoảng cách giữa hai bậc không quá 200 mm với thang có độ dốc $45 \div 50^\circ$ và không quá 360 mm với cầu thang thẳng đứng, chiều rộng mỗi bậc không nhỏ hơn 80 mm.

- Cứ khoảng 3 m cầu thang cần có sàn dừng chân, rộng không dưới 600 mm hoặc 800 mm với nơi có thao tác, không gian trên đầu không dưới 2 m.

5.2.2 Tường lò và bảo ôn

1. Tác dụng và yêu cầu của tường lò và bảo ôn

Đây cũng là một bộ phận quan trọng, có nhiệm vụ cách ly những bộ phận có nhiệt độ cao như lớp nhiên liệu đang cháy, sản phẩm cháy sinh ra, các bề mặt truyền nhiệt, môi chất như nước, hơi, không khí nóng, v.v... với môi trường xung quanh. Có 3 tác dụng chính:

a. Chống lọt

Không để khói nóng, tro bụi lọt ra ngoài cũng không để không khí lạnh bên ngoài lọt vào trong để giảm bớt tổn thất nhiệt và đảm bảo vệ sinh môi trường.

b. Cách nhiệt

Đảm bảo nhiệt độ mặt ngoài của thiết bị không quá cao, ảnh hưởng đến điều kiện an toàn của người vận hành và giảm bớt nhiệt lượng toả ra môi trường xung quanh, cải thiện điều kiện làm việc và giảm tổn thất nhiệt.

c. Tạo thành một bộ phận ống dẫn sản phẩm cháy

Chú ý tránh các góc chết để tích tụ những khí cháy được có nguy cơ cháy nổ, giảm bớt những chỗ thay đổi tiết diện cũng như chiều hướng để giảm bớt trở lực.

Để đạt được các tác dụng trên, cần thoả mãn các yêu cầu:

1. Có độ bền về nhiệt

Trung tâm buồng lửa có nhiệt độ rất cao, có thể lên đến 1600°C hoặc hơn nữa, nhiều khi lại có xỉ lỏng, không chỉ có tác dụng nhiệt mà lại còn có tác dụng hoá học. Nhiệt độ của tường lò tùy thuộc vào cấu tạo của lò hơi, nếu có tường nước chắn, nhiệt độ không quá $500 \div 600^\circ\text{C}$, nếu có dàn ống nước che chắn, nhiệt độ tường lò không quá $800 \div 900^\circ\text{C}$, nhưng có những buồng lửa không được che chắn thì nhiệt độ có thể lên trên 1000°C v.v... do vậy phải chọn vật liệu chịu nhiệt thích hợp, như zirconi có độ chịu lửa rất cao, có thể chịu đến $1800 \div 2500^\circ\text{C}$ nhưng đắt tiền. Crômít (Cr_2O_3) chứa khoảng $35 \div 43\%$ chịu được khoảng $1800 \div 2000^\circ\text{C}$, thường dùng hơn là samôl, gồm chủ yếu là silic oxyt (SiO_2) và nhôm oxyt (Al_2O_3) ở dạng viên hoặc bột, chịu đến khoảng 1730°C ; diatômít là vật liệu xốp, gồm chủ

yếu là SiO_2 có thể chịu đến $900 \div 1000^\circ\text{C}$. Đolômit (MgCO_3 và CaCO_3) hoặc kết hợp với khoảng 15% amiăng thành xôvêlit chịu được khoảng 450°C .

2. Có tính cách nhiệt tốt

Bên trong buồng lửa nhiệt độ rất cao, bên ngoài tường yêu cầu nhiệt độ thấp, nhiệt độ mặt ngoài không quá 50°C ở nơi có người làm việc qua lại, nơi khác cũng không quá 70°C , nên tường lò phải có độ cách nhiệt tốt, phải làm bằng những vật liệu có hệ số dẫn nhiệt thấp, thường dùng là amiăng ở dạng bột, kết thành sợi hoặc dệt thành vải. Amiăng có thể chịu tới nhiệt độ khoảng 500°C , trên 600°C amiăng sẽ bị nát vụn ra. Hệ số dẫn nhiệt thông thường có thể tính:

$$\lambda = 0,14 + 0,00023t \quad (5-1a)$$

dệt thành vải có:

$$\lambda = 0,123 + 0,000185t, \text{ W/m.K} \quad (5-1b)$$

có thể dùng zônôlit, xôvêlit có λ bằng khoảng 0,093, W/m.K , cũng thường dùng bông khoáng (bông thủy tinh), có thể chịu tới nhiệt độ 600°C , hệ số dẫn nhiệt của nó phụ thuộc vào khối lượng riêng, khi $\rho = 120 \text{ kg/m}^3$, thì:

$$\lambda = 0,049 + 0,00015t \quad (5-2a)$$

khi $\rho = 300 \text{ kg/m}^3$, thì:

$$\lambda = 0,0672 + 0,000128t \quad (5-2b)$$

3. Có khả năng bịt kín

Tường lò phải có khả năng bịt kín, không để khói bụi trong buồng lửa và đường dẫn lọt ra ngoài khi áp suất dương và cũng không được để cho không khí lạnh lọt vào trong, để đảm bảo tính kinh tế, kỹ thuật và vệ sinh môi trường.

4. Một số yêu cầu khác

Ngoài ra tường lò phải thoả mãn một số yêu cầu khác như độ bền cơ học, khối lượng nhỏ, chế tạo sửa chữa dễ dàng, giá thành hạ, v.v...

Cho đến nay, chưa tìm được vật liệu thoả mãn được đồng thời tất cả các yêu cầu trên, thí dụ như vật liệu chịu lửa chịu được nhiệt độ cao nhưng cách nhiệt không tốt, nặng nề, đắt tiền, v.v... , còn vật liệu cách nhiệt tốt, nhẹ nhưng lại thường không chịu được nhiệt độ cao, khó bịt kín, v.v.. Do vậy, thông thường tường lò phải làm thành một số lớp, lớp trong cùng dùng vật liệu chịu lửa dưới dạng gạch viên hoặc vữa, lớp thứ hai dùng vật liệu cách nhiệt nhưng thường khó bịt kín nên phải thêm lớp thứ ba để chèn và bịt kín.

2. Cấu tạo tường lò

Tùy theo mức độ chịu nhiệt từ buồng lửa, cho đến nay đã có ba loại cấu tạo tường lò: tường nặng, tường nhẹ và tường treo.

a. Tường nặng

Là loại tường dùng khi trực tiếp chịu tác dụng của ngọn lửa, không được che chắn bởi dàn ống hoặc tường nước, nhiệt độ mặt trong của tường khi vận hành có thể lên đến $1200 \div 1300^{\circ}\text{C}$. Tường thường chia thành hai lớp, lớp trong xây bằng gạch chịu lửa kích thước $230 \times 113 \times 65 \text{ mm}$, dày $0,5 \div 1$ viên, lớp ngoài xây bằng gạch đỏ thông thường, kích thước $240 \times 115 \times 53 \text{ mm}$, dày từ $1 \div 2$ viên, tổng cộng tường dày $1,5 \div 3$ viên. Ở những vùng nhiệt độ khối thấp, giảm chiều dày lớp gạch chịu lửa, khi nhiệt độ xuống dưới $700 \div 800^{\circ}\text{C}$, có thể xây hoàn toàn bằng gạch đỏ, vì gạch chịu lửa chịu được nhiệt độ cao, nhưng cách nhiệt kém lại rất đắt tiền trong khi gạch đỏ cách nhiệt tốt hơn, lại rẻ nhưng không chịu được nhiệt độ cao. Khi xây cần lưu ý đảm bảo độ bền cơ học, giữa hai lớp cần có gạch cài công, có thể dùng thêm móc kim loại, mạch vữa giữa các viên chỉ nên dày $1 \div 2 \text{ mm}$, không nên quá 3 mm , mạch vữa gạch đỏ không nên quá $5 \div 7 \text{ mm}$. Vữa chịu lửa thường trộn theo tỷ lệ 111 kg bột samôl mịn dưới 1 mm với 42 kg đất sét chịu lửa và 55 lít nước được khoảng 280 kg vữa.

Chiều cao tường không quá $10 \div 12 \text{ m}$, thường khoảng $4 \div 8 \text{ m}$, nếu cao quá thì phân thành hai ba đoạn, đoạn dưới cùng đặt lên móng, các đoạn trên xây lên dầm làm bằng thép hoặc bê tông cốt thép. Để tăng thêm tính cách nhiệt, giữa hai lớp có thể trừ khe hở rộng khoảng $7 \div 20 \text{ mm}$; để cho tự do dẫn nở nhiệt, ở các góc tường dành khe hở khoảng 25 mm ; nếu tường dài trên 5 m , ở giữa cũng có khe bù giãn nở, trong khe bù giãn nở thường chèn sợi amiăng, để tránh không để lọt khí hoặc xỉ rấn rơi vào ảnh hưởng đến dẫn nở.

b. Tường nhẹ

Thường dùng cho các buồng lửa có dàn ống che chắn. Để giảm nhẹ trọng tải của tường tác dụng lên các lớp gạch dưới, thường chia chiều cao tường thành nhiều phần, mỗi phần cao khoảng $1000 \div 1500 \text{ mm}$, được đặt lên các giá đỡ mắc với khung lò nhờ một số viên gạch định hình và móc. Các phần có thể xây bằng gạch viên nhưng cũng dùng các tấm bê tông đúc sẵn, lớp trong dùng bê tông chịu lửa dày khoảng 80 mm , lớp ngoài là bê tông amiăng + diatômít cách nhiệt dày khoảng 60 mm , ngoài cùng là lớp bông khoáng cách nhiệt dày khoảng 120 mm và được bọc bằng một lớp tôn.

c. Tường treo

Dùng đối với buồng lửa có dàn ống. Tường gồm một vài lớp vữa chịu lửa và cách nhiệt gắn thẳng lên dàn ống nhờ các bulông gắn sẵn với ống, đôi khi người ta hàn gai lên ống để giữ các lớp vữa. Thông thường tường gồm lớp crômít chịu lửa

dày khoảng 40 mm, lớp bê tông nhẹ cách nhiệt khoảng 50 mm, lớp cách nhiệt xêvêlit dày khoảng 50 mm và ngoài cùng là lớp vữa chèn kín gồm amiăng, đất sét, hắc ín và dầu khoáng, giữa các lớp bọc bằng lưới sắt mắt cáo, lỗ khoảng 20 mm, ngoài cùng bọc bằng tôn. Dùng tường treo, làm cho cách nhiệt và độ kín tốt hơn, trọng lượng giảm nhiều có thể đến vài ba lần nên giá thành có thể giảm được vài ba lần.

5.3 NHÀ LÒ VÀ HỆ THỐNG CẤP NHIÊN LIỆU, THẢI TRỌ XỈ

5.3.1 Nhà lò

Thường gặp hai loại:

Loại nhà lò độc lập và loại nhà lò bố trí chung, ở đây giới thiệu loại nhà lò độc lập.

a. Vị trí của nhà lò

Lò hơi là trung tâm cấp nhiệt của đơn vị sản xuất, khi bố trí nhà lò cần chú ý các điều kiện sau:

1. Nhà lò nên bố trí gần với hệ sử dụng chính để rút ngắn mạng ống dẫn hơi, tiết kiệm được kim loại, giảm bớt được tổn thất về nhiệt cũng như tổn thất áp lực.

2. Tiện lợi cho việc cung cấp nhiên liệu và thải tro xỉ. Thường nên bố trí gần kho nhiên liệu, còn kho nhiên liệu cần bố trí gần trục giao thông.

3. Nên bố trí gần cơ sở sản xuất có liên quan với nhau để phối hợp, hỗ trợ nhau, thí dụ như nên bố trí gần lò luyện cốc, lò khí hoá, v.v... để có thể dùng khí đối lò, dùng hơi cho việc khí hoá, v.v...

4. Phải tính đến việc mở rộng sau này: phải có không gian để có thể mở rộng khi cần thiết và tường phía đó không nên làm quá kiên cố.

5. Phải tính đến điều kiện vệ sinh môi trường cho sản xuất cũng như cư dân xung quanh, nên đặt gian lò ở phía dưới hướng gió chính.

6. Cần phù hợp với tiêu chuẩn an toàn của nhà nước.

b. Các yêu cầu về kiến trúc của nhà lò

Khi xây dựng nhà lò cần chú ý đến yêu cầu sau:

1. Tùy theo kích thước và đặc điểm của lò để chọn xây nhà một tầng hay nhiều tầng, có dùng tầng hầm hay không.

2. Phải phù hợp với yêu cầu phòng cháy chữa cháy, thí dụ như tường nhà không được làm bằng chất dễ cháy, phải có khoảng cách nhất định từ đỉnh lò đến xà nhà.

3. Trong nhà lò, tùy theo năng suất lớn nhỏ, có thể chia thành gian lò, gian chứa than, gian quạt gió quạt khói, gian xử lý nước, gian phục vụ sinh hoạt, v.v..., phải bố trí các gian cho phù hợp với trình tự vận hành và sau này khi mở rộng, những thiết bị kiên cố không nên bố trí ở phía dành mở rộng.

4. Có thể thiết kế nhà lò kín, bán lộ thiên hoặc lộ thiên tùy theo đặc điểm khí hậu, thời tiết và thiết bị. Thiết bị có thể bố trí tất cả ở trong nhà hoặc một số thiết bị như bộ khử bụi, quạt gió, v.v..., có thể bố trí ngoài trời.

5. Để phòng tác hại khi có sự cố nổ lò hơi, phải tạo cho dòng hơi có đường thoát ra ngoài thuận tiện. Thí dụ với nhà lò có mái nhẹ, trọng lượng dưới 90 kg/m^2 thì có thể dùng mái liền, nếu mái trên 90 kg/m^2 thì phải trừ cửa thoát không nhỏ hơn 10% diện tích mặt bằng chiếm trên nền, cửa thoát có thể làm trên mái hoặc ở tường trước nhưng phải đặt cao hơn lò.

6. Nền nhà lò thường không nên để thấp hơn mặt đất xung quanh nhất là sân ngoài để tránh hiện tượng nước chảy vào nhà lò, bản thân nền nhà cũng cần có độ nghiêng để nước dễ dàng tập trung về mương thoát nước.

7. Cửa ra vào nhà lò phải đảm bảo an toàn, kể cả khi có sự cố. Thí dụ như khi diện tích nền nhà trên 250 m^2 thì tối thiểu phải có hai cửa ra vào, dưới 250 m^2 có thể dùng một cửa, cánh cửa phải mở ra ngoài, còn cánh cửa giữa các gian trong nhà lò như phòng làm việc, phòng thay quần áo, v.v... thì cửa mở về phía lò hơi.

8. Nhà lò phải đảm bảo ánh sáng và thông gió tự nhiên và nhân tạo. Ở những vị trí quan trọng cần có nguồn điện độc lập để cung cấp ánh sáng cũng như thông gió thải hết khí độc và bụi bặm ra ngoài. Nhiệt độ trong phòng làm việc của công nhân vận hành phải đảm bảo, mùa đông không dưới $+12^\circ\text{C}$, mùa hè không vượt quá nhiệt độ nơi râm mát 10°C , ở sân thao tác phía trên không vượt quá thêm 10°C nữa, mà cao nhất cũng không được quá 45°C .

9. Khi ống khói bố trí ở ngoài, chú ý không để móng ống khói trùng với móng nhà.

c. Bố trí trong nhà lò

Nguyên tắc chung khi bố trí là đảm bảo tốt nhất các chỉ tiêu về kinh tế, kỹ thuật và an toàn. Cố gắng tận dụng diện tích, không gian, cố gắng rút ngắn khoảng cách các loại ống dẫn, thuận tiện trong việc đi lại, vận hành, kiểm tra, bảo dưỡng và sửa chữa. Theo kinh nghiệm, dưới đây nêu lên một vài kích thước tham khảo.

1. Đảm bảo khoảng cách cần thiết giữa các lò để tiện cho việc đi lại thao tác vận hành, bảo dưỡng, sửa chữa, thí dụ với lò hơi từ $5 \div 20 T/h$, khoảng cách giữa các lò khoảng $2,5 \div 4 m$.

2. Về phía chỉ cần để đi lại, không cần thao tác vận hành bảo dưỡng sửa chữa thì khoảng cách giữa các lò cũng như từ lò đến tường không dưới $1 m$. Phía mặt trước lò, nếu là lò đứng cần có khoảng $2 m$, nếu là các loại lò khác phải có khoảng $3,5 \div 4 m$.

3. Các thiết bị khác nhau như bơm, quạt, v.v... , thì khoảng cách bề ngoài giữa các thiết bị hoặc đến tường không dưới $0,8 m$, nơi không cần đi qua có thể giảm bớt, nhưng không dưới $0,5 m$.

5.3.2 Hệ thống cấp than và thải tro xỉ

Cấp than và thải tro xỉ là hai công việc nặng nề, bụi bặm, ảnh hưởng xấu đến sức khoẻ của công nhân và vệ sinh môi trường nên tùy theo điều kiện kinh tế kỹ thuật, tùy theo mức sử dụng năng lượng nhiều ít mà chọn biện pháp thích hợp.

1. Vận chuyển nhiên liệu

Tùy theo điều kiện cụ thể, có thể chọn một trong các phương thức sau:

Với mức tiêu thụ than ít, thí dụ dưới $1 T/h$ có thể dùng phương pháp thủ công. Với mức tiêu thụ khoảng trên dưới $10 T/h$ có thể kết hợp thủ công với một số công cụ cải tiến như xe đẩy, xe goòng để chuyên chở, dùng balăng để đưa lên cao. Với mức sử dụng than nhiều hơn, có thể dùng thiết bị cơ khí hoá như vít tải, băng tải, cần trục để vận chuyển nâng lên cao. Khi dùng băng tải nghiêng, để vận chuyển lên cao, cần chú ý độ nghiêng không được quá lớn, nhiên liệu sẽ bị trượt trở lại, góc nghiêng thường không quá 18° khi tải than cục và không quá 20° khi tải than cám.

2. Tích trữ than

Lò hơi thường là trung tâm hoạt động của nhà máy, để đảm bảo làm việc không gián đoạn, lượng than thường phải dự trữ cho vận hành một tháng ở bãi than. Than thường để ngoài trời, chịu tác động của mưa nắng, tính chất lý hoá thay đổi nhiều như chất bốc giảm, thành phần cháy cũng bị oxy hoá làm giảm dần nên nhiệt trị cũng giảm, nhưng lại làm tăng nhiệt độ trong lòng đống than có khi dẫn đến tự cháy, do vậy tùy theo chủng loại than mà chọn kích thước đống than. Chiều rộng đống than, có thể chọn $6 \div 12 m$, còn chiều cao thì tùy theo chất bốc nhiều hay ít, thời gian dự trữ dài hay ngắn, thí dụ như dự trữ dưới hai tháng, chiều cao đống than này không nên quá $2 \div 2,5 m$, than mỡ có chất bốc trên 20% chọn $2,5 \div 3,5 m$, chất bốc dưới 20% chọn đến $3,5 m$, còn antraxit có thể chọn độ cao tùy ý,

nếu thời gian dự trữ dài hơn thì chiều cao chọn thấp hơn, thí dụ trên hai tháng dự trữ, chiều cao đồng than nâu không nên quá $1,5 \div 2$ m, v.v...

Diện tích bãi than có thể tính theo công thức:

$$F = \frac{24 \cdot B_t \cdot m \cdot k}{h \cdot \rho \cdot \varphi}, m^2 \quad (5-3)$$

trong đó:

B_t - lượng than tính toán tiêu thụ trong 1 h, tính cả rơi vãi nên cần tăng lên khoảng $2 \div 4\%$;

m - số ngày cần dự phòng;

h - chiều cao đồng than cho phép, m ;

φ - hệ số do góc chất đồng tự nhiên, bằng khoảng $0,35 \div 0,40$;

k - hệ số xét đến đường đi lại trong bãi than, lấy khoảng $1,5 \div 1,6$;

ρ - khối lượng riêng của than chất đồng (kg/m^3), chất tự do thông thường, than nâu có $\rho = 700 \div 800$, than đá $800 \div 850$, than antraxit chọn lựa $900 \div 950$, antraxit cám $950 \div 1000 kg/m^3$.

Mặt bãi cần có độ dốc nhất định để thoát nước, nên bố trí đo nhiệt độ ở nơi nóng nhất.

Ngoài bãi than dự trữ, trong gian lò cũng cần có phểu than hoặc bể than, đủ để vận hành trong khoảng $8 \div 14$ giờ. Đối với phểu than ở cao, đáy phải có góc nghiêng khoảng $50 \div 65^\circ$ để khởi tấc than.

Đối với buồng lừa đốt bột than, thì trên đường đưa than từ bãi đến gian lò, phải qua các công đoạn sau:

- đập sơ bộ những tảng than to thành cục kích thước không quá $15 mm$ và tách mặt sắt.

- đập nhỏ nhiên liệu, tách các mảnh tạp chất khó nghiền như gỗ, rác, v.v...

- sấy, nghiền và tách bột than đạt tiêu chuẩn để đốt, đường kính trung bình khoảng $40 \mu m$, tùy theo loại than, thí dụ quy định bột than antraxit đạt $R_{90} = 8\%$, nghĩa là khi dùng rây có cạnh $90 \mu m$, chỉ còn 8% hạt không lọt mà thôi.

- chuyển bột than đưa trực tiếp đến vòi phun hoặc phểu than trung gian.

3. *Thải tro xỉ*

Sau khi đốt hết những thành phần cháy được của nhiên liệu thì phải thải kịp thời tro xỉ, tức là phần chất rắn không cháy được. Có loại lò hơi thải tro, có loại

thải xỉ tức là tro bị nóng chảy. Có loại thải xỉ lỏng tức là thải xỉ đang ở dạng nóng chảy, có loại thải xỉ khô tức là cho xỉ đông đặc rồi mới thải ra ngoài. Tro xỉ có thể tập trung ngay ở đáy buồng lửa, cũng có thể bị khói mang đi rồi tách ra ở bộ khử bụi, từ đó vận chuyển đến các bãi thải tro xỉ.

Có nhiều biện pháp thải tro xỉ, tùy theo công suất, trình độ kỹ thuật, có thể chọn các biện pháp sau:

- Biện pháp thủ công, dùng xe đẩy xe goòng.
- Dùng thiết bị cơ khí hoá, máng nghiêng, v.v...
- Thải tro xỉ bằng thủy lực hoặc thủy khí động lực.

5.3.3 Hệ thống cấp dầu

Thông thường cần dự trữ dầu đủ dùng khoảng 1 tháng, nếu điều kiện cung cấp, vận chuyển dễ dàng có thể chỉ cần dự trữ khoảng 10 ngày đôi khi còn có thể thấp hơn. Khi bố trí cần chú ý khoảng cách giữa các bồn, tùy theo dung tích to nhỏ, có thể lấy theo số liệu kinh nghiệm sau: lấy khoảng 3 m cho bồn 1000 ÷ 4000 m³, 4 m cho loại 4000 ÷ 6000 m³, 5 m cho loại 6000 ÷ 8000 m³, khoảng cách từ mép bồn đến tường bao lấy từ 3 ÷ 15 m, bồn thường đặt nằm trên lớp cát, sâu xuống khoảng 50 ÷ 60 cm, và cao thêm khoảng 20 ÷ 30 cm. Bồn dầu thường làm bằng thép hình trụ, đường kính có thể từ 1 ÷ 9 m. Trên bồn dầu thường có bố trí:

- Ống thông khí để tránh tăng áp suất trong bồn, đường kính ống không nhỏ hơn 1,5 inch (khoảng 3,8 cm), đầu cong xuống 45°, bọc bằng lưới sắt để tránh mưa và hoá hoạn.

- Ống hút dầu, thường không để miệng sát đáy mà cách đáy không dưới 10 cm để tránh hút cặn, vài ba năm phải làm vệ sinh một lần.

- Bộ gia nhiệt, thường làm ống vành khuyên đặt gần ngang, thường gia nhiệt bằng hơi, có thể có tự động điều chỉnh đến nhiệt độ khoảng 30 ÷ 40°C, đáy để nghiêng khoảng 1/50 để dễ dàng thải nước ngưng, thường khuyên không dùng điện, ít an toàn.

- Đồng hồ đo mức dầu: ít dùng ống thủy tinh mà thường dùng phao kết hợp với thước đo, thường còn đo cả nhiệt độ để hiệu chỉnh về nhiệt độ chuẩn, nhiều nước chọn 15°C.

- Ống hơi cứu hoả: khi dầu bốc cháy ở các bồn dầu bên cạnh hoặc chính ở trong bồn, thường cho hơi nước vào để dập tắt.

Bồn dầu thường được sơn chống rỉ cả hai mặt, mặt ngoài còn bọc cách nhiệt dày khoảng 40 ÷ 100 mm, trát vữa ciment, bọc tôn tráng kẽm, nhiều khi sơn màu

sáng để giảm bớt sự hấp thụ bức xạ mặt trời. Bồn dầu cũng có thể đặt ngầm dưới đất, loại này dung tích thường không quá $20 m^3$, cũng có móng, treo, đỡ và cũng chú ý thoát nước.

Từ bồn chứa, dầu được đưa đến các thùng cấp dầu bằng bơm hoặc chảy tự nhiên. Thùng cấp dầu thường chứa đủ đốt trong khoảng $4 \div 5$ giờ.

Khi chọn các ống dẫn dầu, cần lưu ý đến trở lực vì độ nhớt của dầu lớn hơn của nước rất nhiều, lại thay đổi rất rõ rệt theo nhiệt độ. Về mùa đông, nhiệt độ giảm, độ nhớt giảm, trở lực tăng, thậm chí có thể không chảy được, cần phải gia nhiệt, khi thiết kế cần giải quyết cả tình trạng bất lợi nhất. Thường không dùng ống bằng hợp kim đồng để tránh tác dụng của lưu huỳnh hay có trong dầu, tiết diện ống dẫn dầu thường lớn khoảng gấp đôi ống dẫn nước, có thể tính theo kinh nghiệm với tốc độ ống hút dầu khoảng $6 \div 12 m/phút$, ống thải dầu khoảng $12 \div 21 m/phút$.

Trở lực trên đường ống dẫn có thể được khắc phục bởi bơm hoặc độ cao của thùng dầu. Khi dùng bơm thường có bố trí đường tái tuần hoàn dầu. Khi dùng chảy tự nhiên, độ cao của thùng dầu phải đảm bảo khoảng cách lúc mức dầu thấp nhất đến trục vòi phun từ $2 \div 5 m$, đường kính ống tùy thuộc vào khoảng cách từ thùng dầu đến vòi phun, dưới $6 m$ có thể dùng ống có đường kính trên $2,54 cm$, xa trên $6 m$ dùng ống đường kính trên $3,8 cm$. Cũng cần lưu ý bố trí van xả nước đọng ở nơi thấp nhất để khỏi ảnh hưởng quá trình cháy của nhiên liệu và bố trí van xả khí ở nơi cao nhất.

VẬN HÀNH, BẢO DƯỠNG VÀ XU THẾ PHÁT TRIỂN Lò HƠI

Vận hành, bảo dưỡng và sửa chữa lò hơi có các quy trình riêng, ở đây chỉ nêu một số nguyên lý để có thể nắm và lý giải các quy trình đó.

6.1 MỘT SỐ CHỈ TIÊU KINH TẾ KỸ THUẬT

Để đánh giá hiệu quả làm việc của thiết bị lò hơi, thường phải dùng đến các chỉ tiêu kinh tế, kỹ thuật và an toàn.

6.1.1 Một số chỉ tiêu kinh tế

Thường dùng các chỉ tiêu sau:

1. Hiệu suất lò hơi

Cũng như các thiết bị khác, hiệu suất là tỷ lệ giữa năng lượng có ích, sử dụng được với tổng năng lượng đưa vào. Năng lượng có ích ở đây là năng lượng dùng để sản xuất ra nước nóng, nước sôi hoặc hơi nước, còn năng lượng đưa vào là nhiệt do đốt nhiên liệu toả ra, ta thường dùng hai loại: hiệu suất thô (brutto) và hiệu suất tinh (netto).

Hiệu suất thô tính theo:

$$\eta_{tb} = \frac{Q_m}{B \cdot Q_t^{iv}} = \frac{\sum D_i \Delta t_i}{B \cdot Q_t^{iv}} \times 100\% \quad (6-1)$$

Hiệu suất tinh tính theo:

$$\eta_{\text{th}} = \frac{Q_{\text{th}} - q_{\text{td}}}{B \cdot Q_t^{\text{lv}}} \times 100\% \quad (6-2)$$

Q_{th} - nhiệt lượng hữu ích, tức là nhiệt lượng đã sản xuất ra D kg hơi hoặc nước nóng với độ tăng entanpi là Δi ;

q_{td} - lượng nhiệt tự dùng cho bản thân lò hơi.

Trong các lò hơi hiện dùng, hiệu suất thô có thể đạt đến $93 \div 94\%$.

2. Suất tiêu hao nhiên liệu

Là lượng nhiên liệu cần thiết để sản xuất ra một sản lượng hơi là $1 T/h$. Có thể dùng loại nhiên liệu thực đang sử dụng nhưng thường quy về loại nhiên liệu quy ước có nhiệt trị 7000 kcal/kg hoặc 29310 kJ/kg biểu thị bằng:

$$b = \frac{B}{D}, T/T \quad (6-3a)$$

hoặc:

$$b_{\text{qu}} = \frac{B \cdot Q_t^{\text{lv}}}{D \cdot 7000}, T_{\text{qu}}/T \quad (6-3b)$$

$$b_{\text{qu}} = \frac{B \cdot Q_t^{\text{lv}}}{D \cdot 29310}, T_{\text{qu}}/T \quad (6-3c)$$

Công thức (6-3b) dùng khi nhiệt trị Q_t^{lv} lấy đơn vị kcal/kg , còn (6-3c) dùng khi lấy đơn vị kJ/kg .

Với năng lượng tự dùng cũng dùng suất tiêu hao năng lượng e đối với sản lượng hơi $1 T/h$, tính theo:

$$e = \frac{E_{\text{td}}}{D}, \text{ kWh}/T \quad (6-4)$$

Trong đó E_{td} là lượng điện năng dùng cho bản thân lò hơi, kWh .

3. Giá thành sản xuất hơi

Đây là chỉ tiêu tổng hợp nhất, là tỷ số giữa giá thành và lượng hơi sản xuất ra:

$$g = \frac{G}{D}, d/T \quad (6-5)$$

Trong đó G là giá thành, bao gồm giá thành cố định G_{cd} và giá thành thay đổi G_{td} :

$$G = G_{cd} + G_{td} \quad (6-6)$$

G_{cd} - giá thành cố định thường gồm chi phí để trả lương, chi phí về vốn đầu tư, về bảo dưỡng sửa chữa thiết bị, v.v...

G_{td} - giá thành thay đổi bao gồm chi phí về nhiên liệu, về nước, về điện, về các nguyên vật liệu phụ, v.v...

6.1.2 Một số chỉ tiêu về chế độ vận hành

Các chỉ tiêu này vừa thể hiện mức độ kinh tế, vừa thể hiện mức độ an toàn của thiết bị. Thường gặp các chỉ tiêu sau:

1. Hệ số thời gian làm việc

Thường tính đối với một năm, theo công thức:

$$K_{lv} = \frac{Z_{lv}}{Z_{tt}} = \frac{Z_{lv}}{8760} \quad (6-7)$$

trong đó:

Z_{tt} là số giờ trong một năm bằng $24 \times 365 = 8760$ giờ;

Z_{lv} - số giờ làm việc thực tế trong một năm, *giờ/năm*, ngoài số thời gian làm việc là số thời gian sửa chữa định kỳ hoặc do sự cố và thời gian ở trạng thái dự phòng có thể làm việc.

2. Hệ số sử dụng thời gian sẵn sàng

Được tính theo:

$$K_{ss} = \frac{Z_{lv}}{Z_{ss}} \quad (6-8)$$

Trong đó Z_{ss} là tổng thời gian làm việc và thời gian dự phòng. Thời gian làm việc của một lò hơi trong một năm có thể đạt tới 8550 giờ, còn thời gian sẵn sàng có thể đạt 7700 ÷ 8300 giờ, cá biệt có thể đạt tới 8600 giờ, như vậy hệ số K_{ss} có thể đạt từ 91 ÷ 99%.

3. Hệ số khai thác công suất định mức

Để đánh giá mức độ khai thác năng suất thiết bị ta thường dùng hệ số khai thác công suất:

$$K_{cs} = \frac{D_n}{D_{dm} \cdot Z_{lv}} \quad (6-9a)$$

trong đó:

D_n - lượng hơi sản xuất ra trong một năm, $T/năm$, có thể tính theo: $D_n = D_{th} \cdot Z_n$;

D_{th} - sản hơi trung bình sản xuất ra trong một giờ, T/h ;

D_{dm} - sản lượng hơi định mức của lò hơi, T/h ;

Z_n - số giờ trong một năm, bằng 8760 giờ.

Đôi khi người ta còn dùng khái niệm thời gian sử dụng công suất định mức của lò, là thời gian cần thiết để sản xuất ra lượng hơi bằng lượng hơi thực tế mà lò hơi làm việc ở công suất định mức $Z_{sđdm} = D_n/D_{dm}$, và như vậy hệ số công suất khai thác có thể tính theo:

$$K_{cs} = \frac{Z_{sđdm}}{8760} \cdot 100\% \quad (6-9b)$$

6.2 CHỌN SỐ LƯỢNG LÒ HƠI VÀ PHÂN PHỐI PHỤ TẢI GIỮA CÁC LÒ

Trong một nhà máy, xí nghiệp thường lắp đặt nhiều lò hơi, mỗi lò hơi có những đặc tính kỹ thuật, kinh tế khác nhau. Vấn đề thường đặt ra là dưới một nhu cầu về hơi, cần sử dụng bao nhiêu lò hơi và phân phối phụ tải như thế nào là hợp lý nhất.

Thông thường có những cách giải quyết như sau:

1. Cho những lò hơi có những hiệu suất cao nhất vận hành ở sản lượng kinh tế gánh phụ tải gốc, những lò hơi có hiệu suất thấp hơn gánh phụ tải ngọn. Cũng có lúc hợp lý, nhưng cũng không hiếm khi độ tăng lượng tiêu thụ than ở phụ tải ngọn còn lớn hơn than tiết kiệm ở phụ tải gốc.

2. Phân phối phụ tải tỷ lệ với sản lượng hơi định mức của các lò, biện pháp này chưa xét về mặt kinh tế.

3. Phân phối phụ tải tỷ lệ với hiệu suất của các lò, biện pháp này có khá hơn nhưng vẫn chưa xét đến mức độ khác nhau của sự thay đổi hiệu suất theo phụ tải.

4. Phân phối phụ tải đảm bảo tổng lượng tiêu hao nhiên liệu là thấp nhất, đây là biện pháp có hiệu quả kinh tế cao nhất, cần phân tích để có giải pháp cụ thể.

a. Phân phối phụ tải giữa các lò đang vận hành, giả thiết cần một sản lượng hơi D lớn hơn sản lượng định mức của các lò 1 và 2, nhưng nhỏ hơn tổng sản lượng định mức của hai lò, nên buộc phải sử dụng hai lò, nhưng phân phối phụ tải giữa các lò như thế nào hợp lý nhất, nghĩa là tổn ít nhiên liệu nhất. Nếu lò thứ nhất gánh D_1 thì lò thứ hai phải gánh $D_2 = D - D_1$ để đạt giá trị $B = B_1 + B_2$ là nhỏ nhất, thì

theo toán học, đạo hàm bậc một của B theo D_1 phải bằng 0 và đạo hàm bậc hai phải dương. Khi đạo hàm bậc một bằng 0 ta có:

$$\frac{dB}{dD_1} = \frac{dB_1}{dD_1} + \frac{dB_2}{dD_1} = 0 \quad (6-10a)$$

Có thể viết thành:

$$\frac{dB}{dD_1} = \frac{dB_1}{dD_1} + \frac{dB_2}{dD_2} \cdot \frac{dD_2}{dD_1} = 0;$$

$$\text{vì } D_2 = D - D_1 \rightarrow \frac{dD_2}{dD_1} = \frac{dD}{dD_1} - \frac{dD_1}{dD_1} = -1$$

Thay vào được:

$$\frac{dB}{dD_1} = \frac{dB_1}{dD_1} - \frac{dB_2}{dD_2} = 0;$$

$$\text{cuối cùng được } \frac{dB_1}{dD_1} = \frac{dB_2}{dD_2} \quad (6-10b)$$

Đặt $\frac{dB}{dD} = r$ gọi là tốc độ tiêu thụ nhiên liệu, ta được:

$$r_1 = r_2 \quad (6-10c)$$

Như vậy nghĩa là “*phương pháp phân phối phụ tải giữa các lò có hiệu quả kinh tế cao nhất là đảm bảo tốc độ tiêu thụ nhiên liệu giữa các lò bằng nhau*”.

Để tiện lợi trong khi vận hành, ta phải làm thí nghiệm xây dựng quan hệ giữa năng suất hơi D với lượng tiêu thụ nhiên liệu B , từ đó tính và vẽ ra đồ thị quan hệ giữa D với tốc độ tiêu thụ nhiên liệu $r = \frac{dB}{dD}$ bằng hệ số góc $\text{tg}\alpha$. Thí dụ ta vận hành đồng thời hai lò hơi có đường đặc tính $B_1(D_1)$, $r_1(D_1)$ và $B_2(D_2)$, $r_2(D_2)$ (hình 6-1) để sản xuất lượng hơi D_2 .

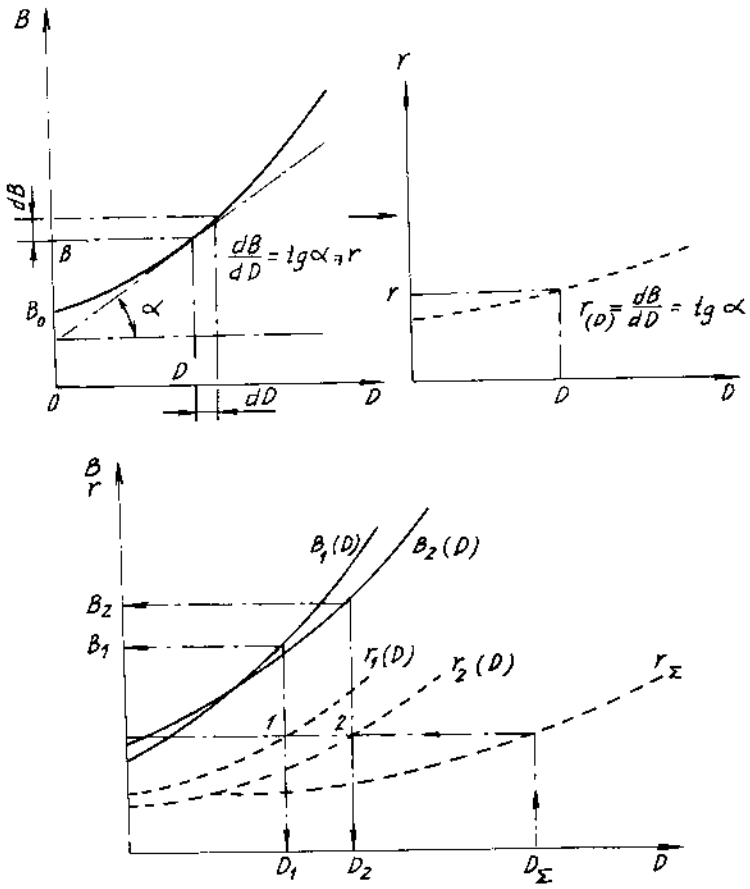
Ta vẽ đường tổng $r_2(D_2)$, từ D gióng lên gặp r_2 , từ giao điểm vẽ đường song song trục hoành gặp đường r_1 tại 1 và đường r_2 tại 2. Từ 1 gióng xuống được D_1 , gióng lên được B_1 , từ 2 tìm được D_2 và B_2 .

Như vậy, điều kiện vận hành kinh tế nhất là $D = D_1 + D_2$ có $r_1 = r_2$ và lượng nhiên liệu tiêu thụ là $B = B_1 + B_2$.

b. Chọn số lượng lò để vận hành. Nếu phụ tải tổng D_{Σ} giảm xuống dưới D_2 và D_1 , thì phải xét là nên chạy cả hai lò hay tắt bớt một lò. Muốn vậy cần so sánh theo hai bước:

Bước một, nếu chuyển sang chạy một lò thì mỗi giờ tiết kiệm được bao nhiêu nhiên liệu?

Bước hai, số nhiên liệu tiết kiệm được trong thời gian ngừng lò thứ nhất có lớn hơn nhiên liệu cần để nhóm lò lại hay không?.



Hình 6-1. Quan hệ B(D) và r(D).

Cụ thể là: khi dừng lò thứ nhất, lượng nhiên liệu mỗi giờ giảm được là (hình 6-2).

$$\Delta B_1 = B_{01} + r_1 \cdot \Delta D, \text{ kg/h} \tag{6-11a}$$

Lượng nhiên liệu tiêu thêm cho lò thứ hai là:

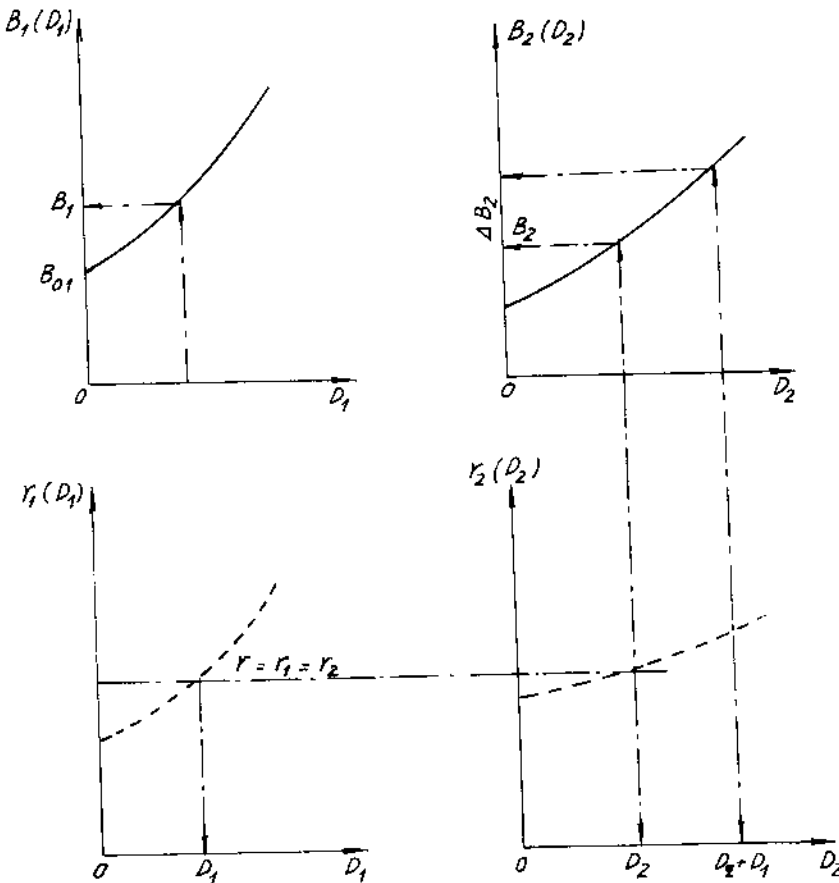
$$\Delta B_2 = \frac{r_2 + r_2'}{2} \cdot \Delta D, \text{ kg/h} \quad (6-11b)$$

trong đó:

B_{01} - lượng tiêu hao nhiên liệu khi lò 1 chạy không tải, kg/h ;

r_1 - tốc độ tiêu thụ nhiên liệu trung bình của lò thứ nhất, trong phạm vi năng suất thấp, thường rất ít thay đổi.

r_2, r_2' - tốc độ tiêu thụ nhiên liệu của lò thứ hai trước và sau khi gánh phụ tải từ lò thứ nhất chuyển sang và $(r_2 + r_2')/2$ là giá trị trung bình trong khoảng ΔD .



Hình 6-2. Chuyển phụ tải sang một lò.

Lượng nhiên liệu tiết kiệm được trong 1 giờ khi chuyển phụ tải cho lò 2.

$$\Delta B = \Delta B_1 - \Delta B_2 = B_{01} + r_1 \Delta D - \frac{r_2 + r_2'}{2} \cdot \Delta D, \text{ kg/h} \quad (6-12a)$$

Khi hai lò vận hành song song với chế độ tiết kiệm nhất có $r_1 = r_2$ và thay $r_2' - r_2 = \Delta r$, ta được:

$$\Delta B = B_0 - \frac{\Delta r}{2} \Delta D, \text{ kg/h} \quad (6-12b)$$

Như vậy, nếu $\Delta B < 0$ thì không thể dừng lò thứ nhất, nếu $\Delta B > 0$, tức là dừng lò thứ nhất chuyển phụ tải cho lò thứ hai thì mỗi giờ tiết kiệm được ΔB , kg/h, nếu thời gian ngừng lò là τ giờ, lượng nhiên liệu dùng để nhóm lò là B_n , thì phải đảm bảo:

$$\Delta B \cdot \tau > B_n \quad (6-13)$$

Kinh nghiệm cho thấy, lượng nhiên liệu để nhóm lò tùy thuộc vào loại hình, năng suất và trạng thái nhiệt khi nhóm. Năng suất lớn, tốn nhiều nhiên liệu, lò ghi tốn nhiều hơn lò phun cùng năng suất có thể đến 1,5 lần, khởi động từ trạng thái lạnh tốn nhiều nhất, thường xấp xỉ 0,75 ÷ 1,5 lần nhiên liệu tiêu thụ trong 1 giờ với năng suất định mức. Thiết bị còn nóng, tức thời gian ngừng lò càng ngắn thì càng tốn ít nhiên liệu hơn.

6.3 VẬN HÀNH Lò HƠI

Là một công việc rất quan trọng, liên quan đến cả hệ thống cấp nhiệt, cả nhà máy, xí nghiệp, nhưng cũng là một công việc rất phức tạp rất linh hoạt. Mỗi một sự thay đổi của một khâu nào đó trong nhà máy, xí nghiệp cũng đều dẫn đến sự thay đổi chế độ vận hành của lò hơi và ngược lại bất cứ một sự thay đổi nào trong chế độ vận hành lò hơi cũng có ảnh hưởng đến sản xuất của nhà máy xí nghiệp.

Nhiệm vụ của công tác vận hành lò hơi là phải thoả mãn nhu cầu của hệ sử dụng nhiệt về lưu lượng, về thông số hơi hoặc nước nóng, đồng thời đảm bảo cho lò hơi làm việc ở chế độ kinh tế, an toàn nhất, trong thời gian lâu dài. Từ những phân tích, lý thuyết cũng như kinh nghiệm thực tế, các cơ quan có trách nhiệm đã lập ra những quy trình vận hành phù hợp với loại hình, năng suất của lò hơi và sơ đồ nối với các hệ sử dụng nhiệt. Ở đây không giới thiệu các quy trình vận hành, chỉ nêu một số nguyên tắc để hiểu được các công việc vận hành như khởi động lò, vận hành ổn định và ngừng lò.

6.3.1 Khởi động lò

Muốn khởi động lò, trước hết phải kiểm tra toàn bộ thiết bị lò hơi, thiết bị chính cũng như thiết bị phụ, hệ thống van, hệ thống đo lường điều khiển, v.v..., phải ở trạng thái tốt, đúng vị trí như quy trình vận hành quy định. Tiếp đó là cấp nước đến mức nước thấp nhất và ổn định, nếu khởi động từ trạng thái dự phòng lạnh, nhóm lò và nâng thông số của hơi đến trị số định mức. Điều quan tâm nhất trong quá trình khởi động lò là không cho phép ứng suất nhiệt tác động đến mức nguy hiểm đối với tất cả các bộ phận của lò hơi, đặc biệt chú ý những chi tiết có chiều dày lớn, có độ dày mỏng không đồng đều, những chi tiết chịu nhiệt không đồng đều, chịu nhiệt quá mức, những chi tiết có chiều dài lớn, v.v... Thí dụ như khi cấp nước, nếu là nước nóng thì phải chú ý đến ứng suất nhiệt của các chi tiết dày như balông. Theo kinh nghiệm, độ chênh nhiệt độ theo chiều dày của balông có thể tính theo công thức:

$$\Delta t = \frac{\omega}{2a} x^2, \text{ } ^\circ\text{C} \quad (6-14a)$$

Trong đó x là chiều dày của vách tính đến bề mặt nhận nhiệt, như vậy độ chênh cực đại tương ứng với $x = \delta$ là chiều dày vách bằng:

$$\Delta t = \frac{\omega}{2a} \delta^2 \quad (6-14b)$$

a - hệ số dẫn nhiệt độ của vách, m^2/h ;

$\omega = \frac{dt}{dt}$ - là tốc độ tăng nhiệt độ của vách, $^\circ\text{C}/h$, thường chọn bằng khoảng $60 \div 90 \text{ } ^\circ\text{C}/h$, nên thời gian cấp nước nóng vào lò có thể đến $1 \div 1,5$ giờ với lò hơi thông số trung bình, với lò hơi thông số cao có thể đến $1,5 \div 2,0$ giờ.

Trong công việc nhóm lò, vẫn cần chú ý đến yếu tố nhiệt độ nhưng còn chú ý thêm vấn đề thải khí và nước đọng, nếu không có thể xảy ra hiện tượng thủy kích, phải thải hết chất khí tránh hiện tượng cháy nổ khi nhóm lò bằng cách chạy quạt gió không dưới 5 phút. Sau khi nước đưa vào đầy đủ, bắt đầu nhóm lò, với lò ghi có thể nhóm bằng củi hoặc gỗ tẩm dầu, với lò đốt than bột thì nhóm bằng dầu để nâng dần nhiệt độ buồng lửa và toàn bộ thiết bị lò hơi cũng nóng dần lên. Do các vật liệu có các thông số vật lý như nhiệt dung riêng, hệ số dẫn nhiệt, hệ số dẫn nhiệt độ, hệ số toả nhiệt đối lưu, v.v... khác nhau, nên nhiệt độ tăng lên không đồng đều.

Trong balông, phần trên là hơi, phần dưới là nước, có hệ số toả nhiệt khác nhau nên nhiệt độ phần trên và dưới có chênh lệch, có khi đến khoảng 50°C làm cho balông bị uốn cong trong quá trình nhóm lò rồi dần dần trở lại bình thường khi đã ổn định.

Các dàn ống khi được đốt nóng sẽ giãn nở dài, đối với dàn ống có độ dài lớn cần chú ý để cho ống gập dưới dịch chuyển hầu như tự do. Trong các dàn ống còn cần chú ý đến hiện tượng nhận nhiệt không đồng đều ảnh hưởng đến chế độ tuần hoàn tự nhiên và tạo ứng suất nhiệt, có thể làm nứt các đầu mối nối.

Bộ hâm nước cũng cần được chú ý vì lúc đầu hơi bốc chưa nhiều, lưu lượng nước hồ sung nhỏ, trong lúc khởi nóng vẫn đi qua nên nước không những bốc hơi mà có thể bị quá nhiệt có thể ảnh hưởng đến sức bền, đặc biệt là bộ hâm nước bằng gang. Với bộ hâm nước bằng gang thường đặt đường tái tuần hoàn đưa nước từ sau bộ hâm về bể nước cấp, không cho phép đạt đến nhiệt độ sôi. Với bộ hâm bằng thép, có thể cho phép nước bốc hơi đến một tỷ lệ nào đó, có thể lắp đường tái tuần hoàn từ balông về đầu vào bộ hâm tạo thành vòng tuần hoàn tự nhiên, tuy không mạnh lắm nhưng vẫn có tác dụng bảo vệ bộ hâm.

Bộ quá nhiệt là rất đáng quan tâm, vì khi nhóm lò, lưu lượng hơi đi qua bộ quá nhiệt hầu như bằng không trong khi khối nóng vẫn đi qua liên tục làm cho bộ quá nhiệt dễ bị quá nóng. Khi khởi động, phải mở van xả bộ quá nhiệt để xả ra ngoài đảm bảo hơi đi qua bộ quá nhiệt có một tốc độ nhất định, có thể đến $2 \div 3$ m/s, với một lưu lượng xả ban đầu khoảng 10%, và cuối giai đoạn nhóm lò khoảng 15% năng suất hơi định mức. Tuy vậy, tốc độ vẫn nhỏ, hệ số toả nhiệt nhỏ, nên độ chênh nhiệt độ giữa vách ống và hơi vẫn lớn, có khi đến 270°C , nên có nơi đã xả với lưu lượng lớn hơn, nhưng để đỡ lãng phí có thể đưa qua bộ giảm ôn, giảm áp để có thể sử dụng được vào mục đích khác.

Đối với bộ quá nhiệt nằm ngang, có thể nạp đầy nước cấp hoặc nước ngưng để làm mát, rất có hiệu quả nhưng không dùng được đối với bộ quá nhiệt kiểu đứng vì không xả được.

Như vậy, yếu tố quyết định đến thời gian nhóm lò là tốc độ tăng nhiệt độ cho phép của các phần tử lò và khả năng làm mát bộ quá nhiệt và bộ hâm nước. Với các lò hiện nay, tốc độ tăng nhiệt độ cho phép khoảng $60 \div 90^{\circ}\text{C}/\text{h}$, có lò đã cải tiến có thể tăng đến $150^{\circ}\text{C}/\text{h}$, cá biệt có thể đến $220 \div 280^{\circ}\text{C}/\text{h}$, nên thời gian khởi động lò thông thường khoảng $2 \div 4$ giờ với lò trung áp, $4 \div 5$ giờ với lò cao áp, $8 \div 12$ giờ với lò siêu cao áp, nhưng những lò hiện đại đã cải tiến để giảm xuống bằng $1,5 \div 2$ giờ.

6.3.2 Vận hành ổn định

Nhiệm vụ của công việc này là thoả mãn kịp thời nhu cầu của hộ sử dụng về lưu lượng và thông số hơi, đồng thời lò hơi làm việc đảm bảo tính kinh tế, kỹ thuật và an toàn. Các thao tác có thể là thủ công hoặc tự động.

1. Điều chỉnh lưu lượng hơi

Khi nhu cầu về hơi thay đổi, nếu không kịp thời điều chỉnh thì thông số của hơi thay đổi, trước hết là áp suất. Nếu nhu cầu tăng lên thì áp suất giảm, nhu cầu giảm thì áp suất tăng, do vậy phải điều chỉnh để cho lượng hơi sinh ra phải vừa đủ lượng hơi yêu cầu. Khi yêu cầu giảm thì tương ứng phải giảm lượng hơi sinh ra, muốn vậy phải giảm lượng nhiên liệu đưa vào, tất nhiên cũng phải giảm lượng không khí cung cấp cho quá trình cháy. Các xung lượng để điều chỉnh là lưu lượng hơi và tốc độ thay đổi áp suất hơi. Các xung lượng này tác động lên bộ điều chỉnh lượng nhiên liệu và không khí đưa vào lò.

2. Điều chỉnh quá trình cháy

Như trên đã nói, khi yêu cầu về lưu lượng và thông số hơi thay đổi thì yêu cầu về nhiệt lượng sinh hơi thay đổi, phải thay đổi lượng nhiên liệu và không khí cung cấp vào. Mỗi loại nhiên liệu, mỗi phương thức đốt, yêu cầu một hệ số không khí thừa thích hợp, được đánh giá qua trị số của thành phần RO_2 hoặc O_2 có trong khói. Cho nên người ta còn lấy thêm xung lượng thành phần oxy hoặc RO_2 có trong khói để điều chỉnh lượng không khí cấp vào phù hợp với lượng nhiên liệu.

3. Điều chỉnh nhiệt độ hơi quá nhiệt

Khi lưu lượng hơi thay đổi, lượng nhiên liệu và không khí thay đổi thì nhiệt độ hơi quá nhiệt cũng sẽ thay đổi. Để điều chỉnh nhiệt độ hơi quá nhiệt thường điều chỉnh lượng nhiệt của hơi thải ra trong bộ giảm ôn, thường lấy hai xung lượng là tốc độ thay đổi nhiệt độ hơi và chính nhiệt độ hơi sau bộ quá nhiệt.

4. Điều chỉnh mức nước trong balông

Mức nước trong balông phản ánh sự tương quan giữa mức nước cấp vào và lượng hơi sinh ra. Thường điều chỉnh lưu lượng nước cấp vào dưới tác động của các xung lượng như mức nước, lưu lượng hơi và nhiều khi cả lưu lượng nước cấp nữa.

6.3.3 Ngừng lò

Quá trình ngừng lò cũng phải theo đúng quy trình nếu không vẫn có thể ảnh hưởng đến lò hơi, về kinh tế, kỹ thuật, cũng như an toàn. Quy trình ngừng lò phụ thuộc vào tính chất ngừng lò: bình thường hay sự cố, ngừng lò để dự phòng nóng hay dự phòng lạnh hoặc sửa chữa. Ở đây vẫn cần chú ý tác động của áp suất và nhiệt độ. Khi ngừng lò sự cố, để giảm bớt tác hại, lò phải ngừng nhanh nhất nên phụ tải của lò giảm đột ngột, khó chủ động điều chỉnh mọi mối quan hệ phức tạp, khó tránh khỏi những hư hại nhất định. Còn khi ngừng lò bình thường, thì trước hết phải cắt việc cung cấp nhiên liệu. Với lò đốt than công việc phức tạp hơn. Nếu lò than phun, dừng lò không lâu, thì ngừng cấp than, chờ hết than và bột than trong máy cấp than và máy cấp bột thì dừng vận hành. Khi không còn bột than trong

máy nghiền, ống dẫn bột và vòi phun than thì dừng máy nghiền, máy cấp bột và quạt gió cấp một, nếu dừng lò dài ngày, phải dừng hết bột than rồi mới dừng để phòng khả năng tự đốt cháy của bột than. Sau khi ngừng cấp than, thì có thể ngừng quạt gió nhưng phải chạy quạt khói thêm khoảng 5 phút để thổi hết những chất cháy được, không để lưu lại ở các góc chết tránh nổ sau này, nhất là khi nhóm lò lại.

Đối với lò ghi xích, dừng cấp than vào phễu, giảm dần tốc độ ghi, giảm bớt cấp gió, khi phễu hết than thì cho dừng ghi xích để tránh lộ mặt ghi trong buồng lửa còn nhiệt độ cao. Tiếp đến ngừng quạt gió, nhưng vẫn còn thông gió tự nhiên để cháy hết nhiên liệu trên ghi. Chờ nhiên liệu cháy hết, lại cho xích chạy để thổi tro xỉ và tiếp tục cho chạy một thời gian, có thể đến khoảng 1 giờ để làm mát ghi. Nếu chỉ ngừng ngắn hạn dự phòng nóng thì không cho ghi chạy và cấp gió mà vẫn giữ lớp nhiên liệu cháy âm ỉ trên ghi coi như ủ lò để có thể nhóm lửa nhanh.

Sau khi tắt nhiên liệu tắt dần phụ tải thì cũng giảm dần nước cấp giữ mức nước bình thường. Khi tắt hoàn toàn phụ tải, trong buồng lửa vẫn còn nhiệt quán tính, vẫn cần bốc hơi, nên cấp nước hơi cao hơn mức nước thường một ít, lúc đó áp suất hơi và có thể cả nhiệt độ hơi quá nhiệt cũng tăng thì cần thải hơi qua van xả bộ quá nhiệt rồi cấp thêm nước, có thể mở cả van xả cạn nhưng không được để lò hơi nguội quá nhanh, có thể phải kéo dài từ 30 ÷ 50 phút.

Nếu dự phòng nóng thì phải có người theo dõi, giữ cho mức nước, áp suất và nhiệt độ trong phạm vi cho phép.

Nếu ngừng lò để sửa chữa thì phải làm nguội với một tốc độ thích hợp, tùy theo hình dạng, kích thước lò hơi kể cả tường lò và bảo ôn; với loại hơi loại nhỏ và vừa cần khoảng 18 ÷ 24 giờ, lò hơi loại lớn cần khoảng 36 ÷ 48 giờ thì đưa nước giảm đến nhiệt độ 70 ~ 80°C và có thể xả hết ra ngoài.

6.4 MỘT SỐ VẤN ĐỀ VỀ SỬ DỤNG LÒ HƠI

Lò hơi là một thiết bị làm việc dưới áp suất và nhiệt độ cao, nên phải chú ý tuân theo những quy định khoa học và chặt chẽ. Các tiêu chuẩn Việt nam 6004 ÷ 6008 ban hành năm 1995 đã quy định các yêu cầu kỹ thuật, an toàn về thiết kế, kết cấu, chế tạo, lắp đặt sử dụng và sửa chữa cùng các quy trình vận hành phải được tuân thủ nghiêm khắc. Ở đây muốn nêu một vài điều có tính chất nguyên tắc về sử dụng nồi hơi như vấn đề bảo vệ bề mặt truyền nhiệt, vấn đề bảo vệ môi trường và vấn đề ứng dụng máy vi tính trong công nghệ lò hơi.

6.4.1 Vấn đề bảo vệ bề mặt truyền nhiệt

Các bề mặt truyền nhiệt là những bộ phận chính, quyết định tính kinh tế, kỹ thuật và an toàn của lò hơi, nên phải được quan tâm bảo vệ, chủ yếu là chống ăn mòn, mài mòn và bám bẩn các bề mặt truyền nhiệt về phía khói cũng như phía nước.

1. Chống ăn mòn hoá học và điện hoá

Bề mặt truyền nhiệt tiếp xúc với nhiều chất có tác dụng hoá học với kim loại ở các nhiệt độ khác nhau như oxy trong nước và không khí, có thể oxy hoá, hơi nước ở một nhiệt độ nào đó có thể ăn mòn sắt; nước lò là một dung dịch có tính chất acid hoặc kiềm cũng có thể ăn mòn hoặc làm hỏng kim loại. Khi đốt nhiên liệu có nhiều lưu huỳnh thì phải hết sức thận trọng, vì khi cháy sinh ra SO_3 lại làm tăng nhiệt độ đọng sương của khói, tạo thành acid H_2SO_4 ăn mòn kim loại. Một loại ăn mòn khác là xỉ lỏng của loại nhiên liệu có nhiều lưu huỳnh và trong tro có nhiều vanadi, nhiều oxyt và chlorua kiềm (K_2O , Na_2O , KCl , $NaCl$). Người ta cho rằng vanadi oxyt V_2O_5 có nhiệt độ nóng chảy tương đối thấp, khoảng $675^\circ C$ nhưng còn có thể giảm đến $550 \div 580^\circ C$ nếu cùng có Na_2SO_4 và K_2SO_4 được tạo thành bởi sự kết hợp giữa K_2O , Na_2O với SO_3 khi cháy lưu huỳnh. Thí nghiệm cho thấy, khi V_2O_5 bám lên bề mặt có nhiệt độ trên $550^\circ C$ trong 2000 giờ có thể ăn mòn bề mặt sâu khoảng 1 mm, mặt khác muối sulfat phức hợp của K, Na và Fe [$(K, Na)_3Fe(SO_4)_3$] cũng làm cho bề mặt truyền nhiệt bị ăn mòn rất nhanh. Có rất nhiều biện pháp chống ăn mòn. Có thể khử bớt những chất có hại trước khi đưa vào lò hơi, thí dụ khử khí O_2 , khử bớt độ acid hoặc độ kiềm trong nước cấp, khử lưu huỳnh trong nhiên liệu, v.v... Có thể dùng những biện pháp để giảm bớt những chất có hại hình thành, thí dụ như đối với hệ số không khí thừa nhỏ, giảm được oxy tự do, lượng SO_3 tạo thành sẽ giảm, đã có thực nghiệm thấy rằng khi đốt dầu có S, nếu giảm hệ số không khí thừa từ 1,2 xuống 1,05 thì hàm lượng SO_3 giảm khoảng 55%, nhiệt độ đọng sương giảm được $25 \div 30^\circ C$.

Người ta cũng đã thêm vào nhiên liệu hoặc đường khói những chất phụ gia để làm giảm bớt những chất xúc tác, làm tăng những chất kìm hãm ăn mòn như cho CaO vào nhiên liệu, NH_3 , v.v... vào đường khói. Một biện pháp cũng được dùng nhiều là tránh không cho nhiệt độ bề mặt truyền nhiệt đạt đến giá trị có tác dụng ăn mòn mạnh, thí dụ như không để nhiệt độ khói thải giảm quá thấp, làm tăng nhiệt độ bề mặt như thêm bộ sấy không khí từ nguồn nhiệt ngoài hoặc tái tuần hoàn khói, v.v... Người ta cũng không để nhiệt độ dàn ống lên quá cao, trên $350^\circ C$ là không nên và không thể cao đến $550^\circ C$, tránh ăn mòn nhiệt độ cao. Người ta cũng chọn vật liệu thích hợp như dùng gang thay thép ở phạm vi nhiệt độ thấp hoặc cao, đã thử nghiệm dùng biện pháp tráng men một số bề mặt, v.v... Cũng cần chú ý là bề mặt truyền nhiệt không chỉ bị ăn mòn khi vận hành mà còn cả khi nghỉ và cũng không kém phần nguy hiểm.

2. Chống mài mòn

Bề mặt truyền nhiệt thường cũng bị mài mòn, chủ yếu là do tro xỉ bay theo khói, nhất là khi đốt than phun hoặc đốt tầng lỏng nhiệt độ thấp thải tro. Thí nghiệm đã cho thấy có bề mặt truyền nhiệt trong lò hơi tầng lỏng đã bị mài mòn tới $0,8 \div 1 \text{ mm}$ chỉ trong 100 ngày vận hành. Mức độ mài mòn phụ thuộc vào nồng độ, đặc tính của tro và nhất là tốc độ của dòng khói. Thường bị mài mòn nhiều ở những dãy ống phía trước, với ống bị khói cắt ngang, bị mài mòn nhanh nhất ở góc từ $30 \div 50^\circ$, những dãy ống phía ngoài vòng lượn cong của đường khói, đối với dòng khói chảy dọc ống thì ở đoạn gần miệng vào, v.v...

Có nhiều biện pháp chống mài mòn. Trước hết là chọn tốc độ dòng khói thích hợp, vì tốc độ cao thì mài mòn nhiều, trở lực lớn nhưng hệ số toả nhiệt lớn có lợi cho truyền nhiệt, còn tốc độ thấp thì ngược lại, lại còn làm cho tro bụi dễ đóng lại trên đường ống dẫn. Có thể tham khảo một vài số liệu kinh nghiệm, thí dụ với bộ hâm nước bằng gang chọn khoảng $3 \div 5 \text{ m/s}$, bằng thép $8 \div 11 \text{ m/s}$, bộ sấy không khí chọn $9 \div 15 \text{ m/s}$, bộ quá nhiệt thép thường $10 \div 14 \text{ m/s}$, dùng thép hợp kim có thể chọn đến $15 \div 20 \text{ m/s}$, v.v... Người ta cũng dùng những thanh thép che chắn ở những nơi dễ bị mài mòn. Khi thiết kế cũng cần tính đến việc thay thế sửa chữa thuận tiện những bộ phận bị hỏng do mài mòn... tận dụng tách ra và có thể thu hồi tro bụi ở những nơi dòng khói thay đổi đột ngột chiếu hướng hoặc tiết diện.

3. Chống bám bẩn bề mặt truyền nhiệt

Trong quá trình vận hành bề mặt truyền nhiệt không thể không bị bám bẩn, cả ở phía khói lẫn phía nước. Bám bẩn ở hai phía đều có chung tác hại là làm tăng nhiệt trở, làm giảm hiệu suất và năng suất, còn có ảnh hưởng đến tuần hoàn tự nhiên, riêng bám bẩn phía nước còn làm tăng nhiệt độ, có thể tạo nên biến dạng, hư hỏng các bề mặt truyền nhiệt. Làm bẩn về phía nước, chủ yếu là do chất lượng nước. Cố gắng giảm loại cặn cứng có hệ số dẫn nhiệt thấp, làm cho cặn cặn lắng lại dưới dạng bùn xả ra ngoài, nếu không xả hết thì có thể đóng lại dưới dạng cặn thứ cấp, xốp, dễ làm sạch. Khi đã có cặn thì phải dễ dàng làm sạch, có thể bằng cơ khí hoặc hoá chất như đã nói trong phần chất lượng nước.

Về phía khói, có thể bám xỉ và đóng tro bụi. Xỉ bám chắc hơn, ban đầu là do tro trong buồng lửa có nhiệt độ cao, nóng chảy và bốc hơi, hơi của xỉ lỏng gặp bề mặt dàn ống nước có nhiệt độ thấp sẽ ngưng tụ rồi đông đặc, tạo thành một lớp màng rất chắc, khi đã bám xỉ, mặt ngoài có nhiệt độ cao có thể ở dạng dẻo hoặc lỏng càng dễ bám thêm. Ở vùng nhiệt độ thấp tro hoặc xỉ đông đặc có thể đóng lại ở các chỗ có tốc độ dòng thấp.

Để chống hiện tượng bám xỉ, người ta có thể khống chế nhiệt độ không cho xỉ chảy lỏng, trong buồng lửa đốt than phun nhiệt độ khói ra khỏi buồng lửa thường không quá 1050°C , trong buồng lửa đốt tầng lỏng thải tro, nhiệt độ không quá 850°C . Để tránh hiện tượng bám tro, thường không để tốc độ dòng khói giảm

xuống quá thấp. Khi đã có bám tro hoặc bám xỉ quá phạm vi cho phép thì phải làm sạch. Có thể làm sạch theo các nguyên tắc như dùng động năng của dòng hơi, dòng không khí hoặc dòng nước, dùng đặc tính co giãn nhiệt hoặc dùng lực cơ học. Người ta có thể dùng nước có áp suất khoảng $3 \div 5 \text{ bar}$ phun vào lớp xỉ nóng, bị co giãn đột ngột, xỉ sẽ bị rơi ra. Người ta cũng dùng không khí nén, áp suất khoảng 6 bar đã có thể thổi nhưng hiệu quả kém, chỉ có hiệu quả rõ rệt khi áp suất lên đến $25 \div 30 \text{ bar}$. Hơi nước được dùng nhiều hơn cả, khi dùng hơi có áp suất khoảng $25 \div 30 \text{ bar}$ thì tốc độ hơi có thể lên tới 1000 m/s và hiệu quả rất cao. Nhược điểm chung của loại này là phạm vi hoạt động tương đối nhỏ, cần đặt nhiều thiết bị.

Về phương pháp cơ học, người ta có thể dùng lực rơi tự do của những hòn bi nặng khoảng $0,5 \text{ kg}$, đường kính $3 \div 5 \text{ mm}$ làm sạch tro bụi bám trong ống thẳng đứng như trong bộ sấy không khí. Người ta còn dùng phương pháp dao động, sinh ra lực quán tính của lớp tro thẳng lực liên kết giữa chúng với nhau và với thành ống, nhất là khi ống đặt đứng như trong bộ quá nhiệt. Người ta đã dùng máy dao động điện cơ hoặc điện từ, tác động lên ống dao động có tần số khoảng 50 Hz , tức 3000 lần trong 1 phút với biên độ khoảng $0,3 \div 0,4 \text{ mm}$ để làm sạch tro xỉ bám trên bộ quá nhiệt.

6.4.2 Vấn đề bảo vệ môi trường

Vấn đề môi trường đang được mọi nơi mọi ngành quan tâm, trong lò hơi cũng vậy, ở đây cần chú ý mấy vấn đề chính là giảm bớt tro bụi, các chất khí thải có hại đối với con người và tầng khí quyển cũng như tiếng ồn.

Mỗi nước cũng cần quy định mức độ cho phép của khí thải, thí dụ như nồng độ bụi ở các nước bằng $50 \text{ mg/m}^3\text{tc}$, nồng độ SO_x ở các nước Châu Âu bằng 400, Mỹ bằng $585 \text{ mg/m}^3\text{tc}$, nồng độ NO_x ở Đức 400 $\text{mg/m}^3\text{tc}$, ở Pháp 650 $\text{mg/m}^3\text{tc}$, v.v...

1. Bộ khử bụi

Khi sản phẩm cháy ra khỏi buồng lửa bao giờ cũng mang theo một lượng tro bụi hoặc hạt nhiên liệu chưa cháy hết, nhiều hay ít tùy thuộc vào loại nhiên liệu, cách đốt cũng như đặc điểm của lò hơi, nhiều hơn cả là lò hơi đốt tầng lỏng thải tro nhiệt độ thấp, rồi đến lò đốt than phun thải xỉ khô, v.v... Tro bụi thải ra có ảnh hưởng xấu đối với công nhân vận hành, với cư dân, cây cối ở vùng xung quanh, đến chất lượng như lương thực, thực phẩm, giấy, dệt, v.v... của các xí nghiệp lân cận, do vậy cần tìm biện pháp giảm tro bụi đến mức tối thiểu. Có thể dùng cách thải xỉ lỏng trong lò phun bột than để giảm tỷ lệ tro bay xuống còn khoảng $10 \div 15\%$, có thể dùng gió cấp hai để đỡ ngọn lửa xuống, kéo dài đường đi của khối nhất là khi cấp nhiên liệu bằng máy hút cơ khí hoặc khí nén, v.v... nhưng thường dùng hơn cả là bộ khử bụi và ống khói có đủ chiều cao. Nguyên tắc chung của bộ

khử bụi là tách các hạt chất rắn ra khỏi dòng khối, lắng vào một nơi nào đó rơi thải ra ngoài hoặc đưa về buồng lửa để tiếp tục đốt kiệt. Lực tách tro bụi thường dùng là lực quán tính, lực ly tâm, trọng lực hoặc lực điện, v.v...

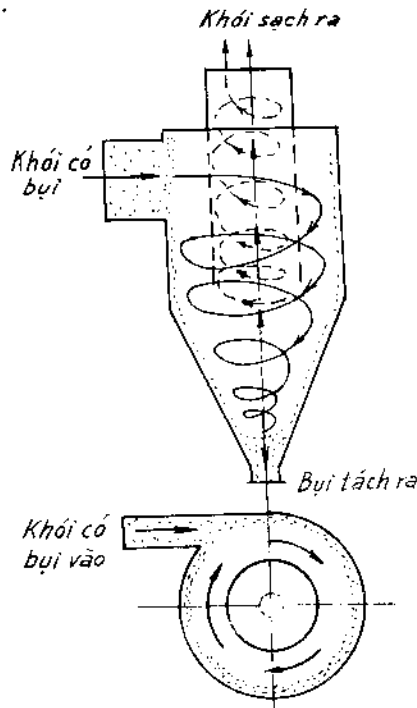
Ở đây giới thiệu qua về bộ khử bụi kiểu xoáy (xyclon), dùng kết hợp lực ly tâm, lực quán tính với trọng lực để tách tro bụi ra cho rơi xuống đáy, có thể xả liên tục hay định kỳ (hình 6-3). Có bộ khử bụi đơn có bộ khử bụi ghép, có loại khô có loại ướt, nhưng nguyên lý cơ bản không khác nhau nhiều. Cho dòng có bụi đi vào hộp ngoài theo chiều tiếp tuyến với tốc độ khá cao, khoảng 20 m/s rồi đi ra theo ống nhỏ lồng phía trên, nhờ lực quán tính, lực ly tâm và trọng lực, những hạt tro bụi đủ lớn lắng xuống theo tốc độ ω có thể tính theo công thức:

$$\omega = \frac{1}{18} d^2 \frac{\rho_t - \rho_k}{g \cdot v} \frac{\omega^2}{R}, \text{ m/s} \quad (6-15)$$

trong đó:

d - đường kính trung bình của hạt tro bụi, m ; ρ_t, ρ_k - khối lượng riêng của tro và của khí; v - độ nhớt; g là gia tốc trọng trường; ω - tốc độ tiếp tuyến của hạt, m/s ; R - bán kính trung bình của vòng xoáy, m .

Ta thấy hạt có kích thước cũng như khối lượng riêng càng lớn độ nhớt càng nhỏ, thì tốc độ lắng càng lớn. Chú ý là tốc độ lắng tỷ lệ với tốc độ tiếp tuyến bình phương, nên khi lò hơi vận hành với phụ tải thấp thì hiệu quả bộ khử bụi càng giảm, mặt khác tốc độ lắng giảm khi bán kính vòng xoáy lớn, vì vậy dùng bộ khử bụi đơn, có bán kính R lớn hiệu quả kém hơn bộ khử bụi ghép gồm nhiều xyclon nhỏ ghép lại. Cũng từ công thức (6-15) ta thấy những loại nhiên liệu nhẹ như bã mía khó khử sạch hơn và cũng khó khử hết những hạt có kích thước d rất nhỏ như mỡ hóng, v.v... , do vậy phải dùng ống khói có đủ chiều cao để phân tán ra phạm vi rộng hơn, hoặc dùng bộ khử bụi bằng điện có thể tách được những hạt có kích thước nhỏ hơn nhiều, hiệu suất cũng rất cao.



Hình 6-3. Bộ khử bụi kiểu xoáy.

2. Giảm bớt khí độc hại

Chủ yếu là giảm các oxyt NO_x và SO_x .

a. Giảm SO_x

Có thể tiến hành trước, trong và sau khi đốt. Trước khi đốt có thể khử lưu huỳnh bằng phương pháp thuỷ lực hoặc sinh vật, nói chung giá thành cao mà cũng chỉ có thể khử được khoảng 50% khí dùng thuỷ lực.

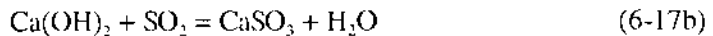
Trong khi đốt, người ta có thể đưa đá vôi trực tiếp vào buồng lửa, bị nhiệt phân theo phản ứng:



CaO tiếp xúc với SO_2 trong khói, sẽ có phản ứng:



Kinh nghiệm cho thấy, phản ứng tiến hành tốt nhất trong phạm vi nhiệt độ $820 \div 850^\circ\text{C}$, nhiệt độ càng cao hiệu quả càng giảm, khoảng 1200°C giảm rõ rệt, người ta cho rằng lúc đó CaO bị dính kết, làm mất lỗ xốp, SO_2 khó tiếp xúc với CaO, hơn nữa đến khoảng 1350°C thì CaSO_4 lại bị phân huỷ trở lại thành SO_2 . Do vậy phương pháp này rất có hiệu quả với lò hơi đốt tầng sôi thải tro có nhiệt độ buồng lửa khoảng 850°C ; nếu có tái tuần hoàn, thời gian đá vôi lưu lại trong buồng lửa dài nên hiệu quả càng cao, có thể đạt 90% trong khi ở buồng lửa than phun thông thường chỉ có thể đạt khoảng 50%. Phương pháp khử SO_x trong khi đốt đơn giản, rẻ tiền, đã được dùng nhiều. Phương pháp khử sau khi đốt cũng đã tương đối thành thực, cho thêm vào những chất hấp thụ hoặc cho khói đi qua các chất hấp thụ SO_2 cũng cho hiệu quả cao, nhưng khá đắt tiền, có thể bằng khoảng 30% tiền chế tạo lắp đặt lò hơi. Còn có phương pháp phun thêm nước thành những hạt nhỏ khoảng $50 \mu\text{m}$ vào buồng hoạt hoá đặt giữa bộ sấy không khí và bộ khử bụi. Ở đây có phản ứng:



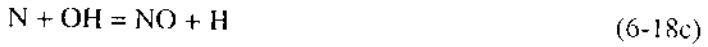
Nhờ phản ứng hoạt hoá đã làm tăng bề mặt tiếp xúc, hơn nữa đã dễ nghiền vôi thành bột có khoảng 80% hạt kích thước dưới $25 \mu\text{m}$, nhưng cần lưu ý là phun nước nhưng phải đảm bảo nhiệt độ khói thải cao hơn nhiệt độ đọng sương trên 10°C .

b. Giảm NO_x

Giảm NO_x , tên chung của NO , NO_2 đôi khi cả N_2O cũng là một nhiệm vụ quan trọng. NO_x được tạo thành từ nitơ trong không khí theo phản ứng nhiệt và phản ứng tức thời cũng như từ thành phần nitơ trong nhiên liệu. Biện pháp gồm hai nhóm: xử lý trong quá trình cháy và xử lý sau khi đốt đã hình thành, trước mắt

quan tâm nhiều về biện pháp xử lý trong khi đốt, còn phương pháp xử lý sau khi đốt còn quá tốn kém.

Cơ chế hình thành NO_x nhiệt có thể biểu thị bằng các phản ứng:



Thực nghiệm cho thấy dưới 1500°C , NO_x nhiệt hình thành rất ít nhưng trên 1500°C , cứ tăng 100°C thì tốc độ phản ứng tăng $6 \div 7$ lần. Cơ chế hình thành NO_x tức thời có thể lý giải như sau: khi các khí clova hydro trong chất bốc của nhiên liệu bị nhiệt phân thành gốc CH tự do, gặp nitơ trong không khí tạo thành HCN và N rồi phản ứng với oxy rất nhanh, chỉ trong khoảng 60 ms , tạo thành NO_x . Thực nghiệm cũng cho thấy, dưới 1500°C , thành phần NO_x tức thời cũng rất nhỏ. Cơ chế hình thành NO_x nhiên liệu có thể là do thành phần nitơ trong nhiên liệu bị oxy hoá tạo thành. Nitơ trong nhiên liệu thường bị nhiệt phân thành N , CN , HCN , ở khoảng $600 \div 800^\circ\text{C}$, nên trong buồng lửa dễ dàng bị oxy hoá, là thành phần chủ yếu, chiếm khoảng $60 \sim 80\%$ tổng NO_x . Thực nghiệm cho thấy NO_x nhiên liệu ít phụ thuộc vào nhiệt độ mà chủ yếu là hệ số không khí thừa. Kết quả nghiên cứu cho thấy, khi đốt nhiên liệu có $0,1\%$ Nitơ, nếu toàn bộ chuyển thành NO_x thì nồng độ trong khói có thể đến 130 ppm , nhưng trong khi đốt thực tế trong lò than phun chỉ hình thành khoảng $20 \div 25\%$, nếu hệ số không khí thừa giảm đến $0,7$ thì hầu như không tạo thành NO_x nữa.

Dựa theo các cách giải thích trên, ta có thể tìm biện pháp giảm NO_x theo một số nguyên tắc sau:

- Giảm bớt hệ số không khí thừa và giảm nồng độ khí oxy.
- Giảm bớt nhiệt độ cháy trong buồng lửa.
- Rút ngắn thời gian khói lưu lại trong phạm vi nhiệt độ cao.
- Dùng thiết bị đốt ít SO_x .

Tuy nhiên trong các nguyên tắc làm giảm NO_x thì có những nguyên tắc đồng thời làm giảm hiệu quả của quá trình cháy nhiên liệu, nên cần cân nhắc kỹ càng, chọn phương án thoả đáng. Trong kỹ thuật hiện nay thường dùng biện pháp sau: phương pháp tái tuần hoàn khói, phương pháp đốt phân cấp và phương pháp dùng vòi phun giảm NO_x .

Phương pháp tái tuần hoàn khói là phương pháp được sử dụng nhiều hiện nay, ta dùng quạt tái tuần hoàn hút khói trước bộ sấy không khí đưa vào buồng hỗn hợp với không khí rồi đưa vào buồng lửa, như vậy vừa đạt mục đích giảm nhiệt độ vừa giảm nồng độ oxy, nên hiệu quả tương đối tốt, với hệ số tái tuần hoàn khoảng $15 \div 20\%$, lượng NO_x trong lò than phun giảm được khoảng 25% . Nhưng khi chọn hệ

số tái tuần hoàn không hợp lý thì quá trình cháy không ổn định, nên thường chọn khoảng 10 ÷ 20%.

Phương pháp đốt phân cấp đầu tiên dùng ở Mỹ vào những năm 50 và vẫn còn được dùng rộng rãi để giảm bớt NO_x trong các buồng lửa đốt than phun. Ban đầu cho đốt với hệ số không khí thừa bằng khoảng 0,8 gọi là "đốt nhiên liệu giàu" ở cấp một, sau đó đến giai đoạn đốt cấp hai hệ số không khí thừa lớn hơn 1 để cung cấp đủ không khí cho quá trình cháy mà giảm được NO_x tạo thành khoảng 50%. Cần lưu ý là khi "đốt nhiên liệu giàu" thiếu oxy có thể tạo thành môi trường hoàn nguyên, làm giảm nhiệt độ nóng chảy của tro gây nên bám xỉ.

Cũng dựa trên nguyên tắc trên, người ta đã thiết kế vòi phun giảm NO_x. Vòi phun SM của Đức dùng gió cấp một và cấp hai chính đạt hệ số không khí thừa khoảng 0,8 ÷ 0,9, bố trí thêm miệng gió cấp hai phụ để cấp đủ gió, nồng độ NO_x trong khói khoảng 400 ÷ 650 mg/m³tc. Một loại vòi khác của hãng B & W của Mỹ dùng vòi phun có gió cấp một chiếm 15 ÷ 20%, gió cấp hai chính 35 ~ 45%, còn lại do gió cấp hai phụ, đã giảm nhiệt độ ở cách vòi phun 1,2 m từ 1600°C xuống còn 1400°C, giảm được khoảng 16% NO_x, đồng thời tránh được đóng xỉ. Vòi phun PM của Nhật kết hợp cả đốt phân cấp với nhiên liệu giàu, nghèo và tái tuần hoàn khói, nồng độ NO_x thải ra đạt 100 ÷ 200 ppm.

3. Giám tiếng ồn

Cũng cần quy định mức độ cho phép của tiếng ồn đối với cư dân xung quanh, thí dụ ở Pháp quy định phía trong nhà của cư dân xung quanh, mức cường độ âm không quá 35 dB vào ban ngày và 30 dB vào ban đêm. Ta biết mức cường độ âm được tính theo:

$$L = 10 \lg \frac{I}{I_0}, \text{ dB} \quad (6-19)$$

trong đó:

I - cường độ âm, tức là năng lượng được sóng âm truyền đi trong một đơn vị thời gian qua một đơn vị diện tích đặt vuông góc với phương truyền âm, W/m²;

I₀ - mức cường độ âm nhỏ nhất mà tai có thể nghe được ở tần số âm chuẩn là 1000 Hz.

Tai con người có thể hoạt động được từ phạm vi ngưỡng nghe 0 dB đến ngưỡng đau 130 dB.

Người ta có thể đo bằng máy đo tiếng ồn (sônômet), vì sóng âm truyền dao động cơ học có tần số từ 16 ÷ 20000 Hz (có sách cho là từ 40 ÷ 15000 Hz) trong các môi trường khí, lỏng, rắn nhưng không truyền được trong chân không.

Trong nhà lò có thể có tiếng ồn trong quá trình cháy của nhiên liệu, quá trình vận hành của quạt gió, quạt khói, bơm nước, tiếng nước chảy, các hiện tượng do thủy kích, do dãn nở dài về nhiệt, v.v...

Có nhiều cách giảm tiếng ồn, trước hết là đối với các thiết bị chuyển động, phải cân chỉnh cân bằng để gây ra tiếng ồn nhỏ nhất, sau đó là hạn chế sự lan truyền tiếng ồn ra xung quanh. Để giảm tiếng ồn truyền trong không khí, thường phải có tường chắn theo nguyên tắc, tường càng nặng thì sự truyền âm càng yếu, nhưng khi tường nặng quá $500 \div 600 \text{ kg/m}^2$ thì có thể làm tường hai lớp. Cũng cần hạn chế sự truyền âm trong vật rắn, bằng cách thường dùng là nối bằng những vật liệu mềm, để đàn hồi để giảm tốc độ truyền âm, vì ta biết tốc độ truyền âm trong không khí 20°C là 343 m/s , còn trong thép cacbon đến 6100 m/s , trong cao su bằng 1479 m/s .

6.5 SƠ QUA VỀ TÌNH HÌNH PHÁT TRIỂN CÔNG NGHỆ Lò HƠI

6.5.1 Động lực thúc đẩy công nghệ lò hơi phát triển

Động lực hơi nước bắt đầu được sử dụng cho đến nay đã gần hai thế kỷ, nó đã đang và sẽ còn đóng vai trò hết sức to lớn trong sự phát triển của xã hội, con người. Bên cạnh lò hơi dùng nhiên liệu hữu cơ như than, dầu, khí đốt, v.v... đã có thêm lò hơi dùng năng lượng nguyên tử, dùng bức xạ mặt trời, dùng địa nhiệt, v.v... Tất cả các dạng lò hơi đó, kể cả lò hơi cổ điển dùng nhiên liệu hữu cơ đang được nghiên cứu, cải tiến để phù hợp với nhu cầu năng lượng ngày càng tăng mà nguồn dự trữ nhiên liệu thì có hạn, khai thác ngày càng khó, giá cả ngày càng tăng, hơn nữa mức độ ảnh hưởng đến môi trường, khí quyển cũng ngày càng lớn. Mặt khác sự phát triển của các khoa học và công nghệ khác cũng yêu cầu và tạo điều kiện cho công nghệ lò hơi có thể phát triển được.

6.5.2 Một vài xu thế phát triển lò hơi hiện nay

Ở đây chỉ nêu lên đối với loại lò hơi đốt nhiên liệu hữu cơ.

1. Thoả mãn nhu cầu về năng suất và thông số hơi với hiệu quả kinh tế cao nhất

Công nghệ lò hơi nhằm phục vụ hai nhu cầu lớn là cấp nhiệt và cung cấp động lực để chuyển nhiệt năng thành cơ năng, điện năng; cả hai đều cố gắng đạt hiệu quả kinh tế cao nhất, trước hết là giảm chi phí đầu tư như giảm khối lượng và giá thành kim loại, chọn công nghệ rẻ tiền và sau là nâng cao hiệu suất, giảm tiêu hao nhiên liệu và chi phí vận hành.

Với lò hơi cấp nhiệt, năng suất và thông số hơi tùy thuộc vào yêu cầu của hệ sử dụng, không nhất thiết phải chọn thông số cao, năng suất lớn. Đối với lò hơi động lực thì việc nâng cao năng suất và thông số hơi đến một mức hợp lý, có thể đạt hiệu quả kinh tế cao, nên xu thế chung là nâng cao năng suất và thông số hơi. Ở Mỹ từ 1953 đã dùng lò hơi cho tổ máy 125 MW, năng suất khoảng 500 T/h, thông số áp suất 310 bar, nhiệt độ 621/566/538°C, năm 1960 thử dùng lò hơi với thông số 345 bar, 649/566/566°C nhưng vận hành gặp nhiều khó khăn, phải giảm xuống, hiện nay dùng phổ biến 241 bar, 538/538°C. Ở Nhật từ 1967 dùng nhiều lò hơi với thông số 241 bar, 538/538°C hoặc 538/552/566°C. Ở Nga năm 1963 bắt đầu dùng cho tổ máy 300 MW với lò hơi 1000 T/h, 250 bar, 545/545°C, năm 1971 dùng lò hơi 2650 T/h, 545/545°C cho tổ máy 800 MW.

Ở Trung Quốc, từ năm 1957 đã tự thiết kế chế tạo lò hơi 230 T/h, thông số trung bình cho tổ máy 50 MW, hiện nay đã thiết kế chế tạo lò hơi 1000 ÷ 2000 T/h thông số 250 bar, 541/569°C, không kể khoảng 40 vạn lò hơi công suất nhỏ, trung bình, với mục đích cấp nhiệt. Ở nước ta mới có một vài nơi sử dụng lò hơi khoảng 500 T/h áp suất khoảng 100 bar, nhiệt độ 510°C nhưng cũng đều là nhập khẩu, trong nước chỉ mới thiết kế chế tạo được lò hơi dưới 20 T/h, thông số thấp. Với điều kiện hiện nay cần và có thể nghiên cứu thiết kế chế tạo tất cả các loại lò hơi cấp nhiệt cũng như lò hơi động lực với thông số trung bình.

2. Hoàn thiện quá trình cháy

Quá trình cháy có ảnh hưởng rất lớn đến điều kiện kinh tế, kỹ thuật, an toàn và vệ sinh môi trường, nhất là đối với loại nhiên liệu có nhiều nhất ở nước ta là antraxit.

Với lò hơi động lực, công suất lớn thì dùng đốt phun là chủ yếu tuy hiệu suất khá cao, nhưng nó có tác động xấu đến môi trường, nên vẫn phải được nghiên cứu giải quyết. Vài ba chục năm lại đây, người ta đã và đang nghiên cứu cách đốt tầng lỏng, nhất là đốt tầng lỏng có tái tuần hoàn đạt khá cả hiệu suất nhiệt và giảm các chất khí có hại như SO_x, NO_x một cách đáng kể, nhưng cho đến nay chỉ mới có hiệu quả với lò hơi trong các tổ máy dưới 200 MW, nhiều nước đang tích cực nghiên cứu, ở Trung Quốc đã có không ít thành quả về cách đốt này, kể cả với lò hơi cấp nhiệt. Ở nước ta, lò hơi cấp nhiệt khá nhiều, phần lớn đốt theo tầng, cũng cần và có thể nghiên cứu cải tiến để đốt có hiệu quả hơn. Ở Mỹ năm 1981 cũng đã có bằng sáng chế về loại ghi thổi gió ngang có thể nghiên cứu áp dụng được.

3. Sử dụng kết hợp

Có nhiều cách sử dụng kết hợp như kết hợp cấp nhiệt với động lực. Dùng lò hơi năng suất lớn thông số cao để sản xuất cơ năng, điện năng, dùng hơi trích hoặc hơi thải để cấp nhiệt sẽ nâng cao được hiệu quả kinh tế, có thể tiết kiệm được khoảng 30 ÷ 40% nhiên liệu so với sản xuất điện và nhiệt riêng biệt.

Một dạng kết hợp đã được sử dụng và đang tiếp tục nghiên cứu là dùng chu trình hỗn hợp khí - hơi. Nếu dùng tổ lò máy hơi thông số 242 bar, chỉ đạt hiệu suất nhiệt cao nhất khoảng 38,8% mà vận hành, bảo quản sửa chữa khá khó khăn, trong khi dùng tua bin khí nhiệt độ vào 1100 ÷ 1260°C lấy khối thải chạy lò hơi áp suất khoảng 86 ÷ 120 bar thì hiệu suất có thể lên đến 45 ÷ 52%, nhưng nguồn nhiên liệu lỏng và khí cạn dần và đắt nên đã thiết kế hệ thống tua bin khí chạy bằng than.

Đã có nhiều thử nghiệm, trước hết là chu trình khí hoá liên hợp của Mỹ IGCC (Integrated Gasification Combined Cycle Power Station). Trước hết đưa than nhũ tương và một ít oxy vào bình khí hoá thải xỉ lỏng, đem khí than đi lọc bụi, khử lưu huỳnh rồi đưa vào chạy tua bin khí, khí thải chạy lò hơi cấp cho tua bin hơi cũng phát điện. Phải tốn nhiều năng lượng, nên hiệu suất đạt khoảng 33%, nhưng khử lưu huỳnh đến 99% và thu được lưu huỳnh nguyên chất có thể làm nguyên liệu công nghiệp. Nếu thay bình khí hoá than nhũ tương bằng bột than với kỹ thuật khử bụi và lưu huỳnh ở nhiệt độ cao, đưa nhiệt độ vào tua bin khí lên đến 1300°C đồng thời dùng hơi trên tới hạn có quá nhiệt trung gian, hệ thống IGCC có thể nâng hiệu suất lên đến 42 ÷ 44%. Tuy nhiên còn nhiều công nghệ và thiết bị phức tạp, đắt tiền, dự kiến có thể thương mại hoá vào năm 2000.

Những năm gần đây, người ta kết hợp buồng đốt tăng lỏng cao áp với tua bin khí, đã bước đầu có thể đưa ra sử dụng, nhưng vì nhiệt độ buồng lửa chỉ hạn chế từ 830 ÷ 900°C nên tổng hiệu suất mới đạt khoảng 40 ÷ 42%. Để nâng cao nhiệt độ trong tua bin khí, người ta dùng buồng đốt tăng lỏng cao áp để đốt phần cốt của bình luyện cốc theo kỹ thuật tăng lỏng, còn phần chất bốc từ bình luyện cốc đưa đốt thêm để nâng nhiệt độ trong tua bin khí lên đến 1200 ÷ 1300°C, do vậy tổng hiệu suất cả hệ thống có thể lên đến 45 ÷ 46%. Cũng đã có nghiên cứu những trung tâm vừa cấp điện, vừa cấp nhiệt và cả khí đốt, dự kiến có thể đưa vào sản xuất khoảng đầu thế kỷ 21.

6.5.3 Máy tính với công nghệ lò hơi

Lò hơi là trái tim của các nhà máy nhiệt điện, là bộ phận quan trọng của nhiều nhà máy xí nghiệp, có ảnh hưởng quyết định về mặt kinh tế, kỹ thuật cũng như an toàn. Công việc thiết kế, chế tạo cũng như vận hành lò hơi hết sức phức tạp, nặng nề, khó khăn nên phải tận dụng công nghệ tin học đang phát triển nhanh chóng và đã thâm nhập vào hầu hết các ngành khoa học và công nghệ. Cần sử dụng máy tính để thu nhập trao đổi thông tin, để tiến hành thiết kế, chế tạo, thử nghiệm, đo đạc và điều khiển vận hành lò hơi.

1. Ứng dụng máy tính vào công việc thiết kế

Khi thiết kế hoàn chỉnh một hệ thống cấp nhiệt, thường phải thực hiện các bài tính như:

- Tính nhiệt thiết bị sinh hơi.
- Tính thủy động thiết bị sinh hơi.
- Tính khí động.
- Tính sức bền các chi tiết của thiết bị sinh hơi và mạng nhiệt
- Tính toán chế độ nước và chất lượng hơi.
- Tính động học và thiết bị sinh hơi.
- Tính thủy lực của mạng nhiệt.
- Tính cách nhiệt và tổn thất nhiệt của hệ thống cấp nhiệt.

Tính nhiệt là bài tính hết sức quan trọng, làm cơ sở cho các bài tính khác, nội dung của nó rất phong phú, bao trùm hầu hết các kỹ thuật gặp trong ngành nhiệt như tính về cháy, về truyền nhiệt cả bức xạ, đối lưu, dẫn nhiệt, v.v... Không chỉ khối lượng tính toán nhiều, phức tạp, mà ngoài những công thức chặt chẽ về lý thuyết phải dùng rất nhiều số liệu, công thức, bảng biểu và đồ thị xây dựng trên cơ sở thực nghiệm hoặc kết hợp thực nghiệm với lý thuyết, nếu tính bằng thủ công tốn rất nhiều thời gian, kết quả khó chính xác mà cũng khó tính được nhiều phương án để so sánh chọn lựa. Cách đây mấy thập kỷ, người ta đã dùng máy tính cho bài tính nhiệt, rồi dần dần đến các bài tính khác như thủy động, khí động, sức bền, v.v... nên công việc tính toán thiết kế đã nhẹ nhàng hơn nhiều, cần kiệm thời nắm bắt để có thể theo kịp các nước.

2. Dùng máy tính để điều khiển vận hành lò hơi

Ở nhiều nước đã dùng máy tính để điều khiển vận hành lò hơi, đã giảm bớt được số người vận hành, cường độ lao động, đáp ứng kịp thời nhu cầu của hộ sử dụng một cách nhanh chóng, an toàn, kinh tế, nâng cao được hiệu suất và có thể tiết kiệm được khoảng từ 3 ÷ 8% nhiên liệu.

Hệ thống máy tính điều khiển vận hành lò hơi, ngoài lò hơi và máy tính ra còn các thiết bị phụ như thiết bị ngoại vi và thiết bị phụ trợ. Thiết bị ngoại vi làm nhiệm vụ cầu nối giữa lò hơi và máy tính, nó có hai chức năng cơ bản: chuyển các thông số trạng thái lò hơi, tình hình vận hành của các cơ cấu chấp hành thành tín hiệu mà máy tính có thể nhận biết được để xử lý, thứ hai là tiếp thu lệnh điều khiển từ máy tính, chuyển thành tín hiệu cho cơ cấu chấp hành điều khiển lò hơi.

Tuỳ theo yêu cầu và mức độ phát triển, đã dùng một số phương pháp điều khiển lò hơi như sau:

Phương pháp đầu tiên là qua máy tính đo đạc, kiểm tra xử lý các thông tin để hiện thị, ghi chép hoặc cảnh báo với người vận hành về các thông số như áp suất, nhiệt độ, mức nước, lưu lượng hơi, lượng ôxy trong khói, v.v... và có thể tính ra hiệu suất nhiệt của lò hơi. Phương pháp tiếp theo là dùng hệ thống chỉ đạo vận

hành, nghĩa là trên cơ sở các số liệu đã ghi ở trên, máy tính còn tính toán và để xuất phương án tối ưu để người vận hành tham khảo, lựa chọn.

Tiến thêm một bước là dùng hệ thống giám sát khống chế (SCC), nghĩa là không chỉ đề xuất phương án mà trực tiếp qua hệ thống điều khiển tự động để lò hơi làm việc ở chế độ tối ưu, thoả mãn nhu cầu hệ tiêu dùng. Phương pháp thứ tư là hệ thống điều khiển trực tiếp bằng số, nghĩa là dùng máy tính thay cho hệ thống tự động điều khiển, trực tiếp vận hành. Với cơ sở dùng nhiều lò hơi, còn dùng phương pháp phân cấp điều khiển, trong hệ thống có một máy điều khiển trung ương, chỉ huy các máy con điều khiển các lò hơi vận hành cho phù hợp.

Ta có thể dùng máy tính thay cho các cơ cấu và công nghệ vận hành, nhưng nội dung điều khiển vẫn không thay đổi, vẫn phải có hệ thống điều chỉnh mức nước, hệ thống điều chỉnh lưu lượng và thông số hơi cũng như điều chỉnh quá trình cháy.

MẠNG NHIỆT

7.1 CÁC HỆ THỐNG MẠNG NHIỆT

Trong công nghiệp có nhiều ngành cần được cung cấp nhiệt lượng dưới dạng hơi nước. Ngoài ra nhiệt còn được sử dụng (dưới dạng hơi và nước nóng) cho các nhu cầu về sấy sưởi, thông gió... Mạng nhiệt là hệ thống các đường ống dẫn (hơi và nước) từ nguồn cấp nhiệt đến các hộ tiêu thụ nhiệt bằng cách trực tiếp hoặc qua các thiết bị trung gian.

Nguồn cấp nhiệt là hơi được trích ra từ các tuabin cấp nhiệt đặt trong các trung tâm nhiệt điện, cũng có thể là lò hơi công nghiệp. Hiện nay, ngoài ra cũng còn dùng khí thoát của tuabin khí để cấp nhiệt.

Tuỳ theo chất mang nhiệt của mạng nhiệt người ta chia ra: mạng hơi và mạng nước.

Mạng nước lại chia ra: mạng một đường ống, mạng hai đường ống (có mạng 3 đường ống nhưng ít gặp).

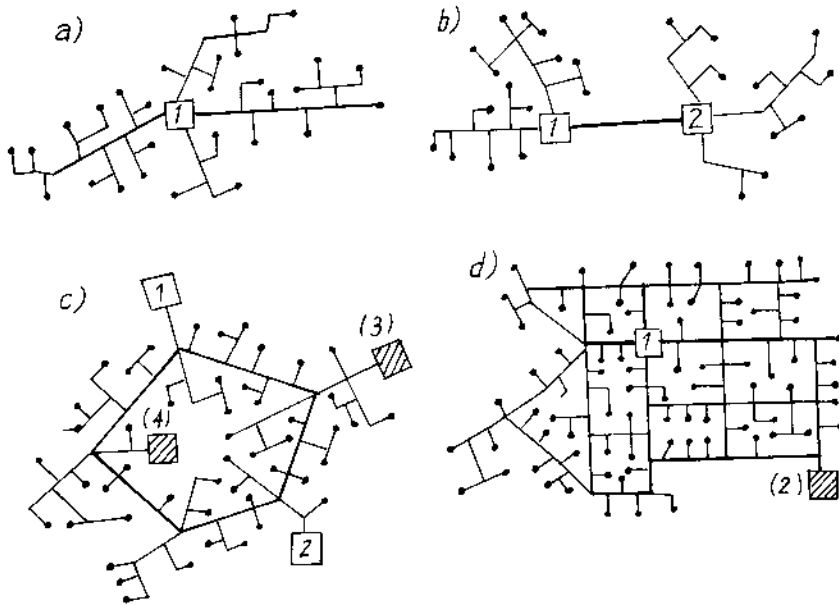
Mạng một đường ống hợp lý nên dùng khi khoảng cách giữa các hộ tiêu thụ và nhà máy nhiệt điện khá lớn.

Thường phổ biến là mạng hai đường ống, trong đó một đường (gọi là đường cấp) nước nóng sẽ tới các hộ tiêu thụ, còn đường thứ hai (gọi là đường trở về) là nước nguội quay lại nhà máy.

Mạng hơi có hai loại: loại không có nước ngưng trở về (mạng một đường ống) và loại có nước ngưng trở về (mạng hai đường ống).

Các kiểu bố trí mạng nhiệt tiêu biểu được vẽ ở hình 7-1. Đơn giản nhất và vốn đầu tư ít nhất là kiểu hướng tâm (hình 7-1a). Song nhược điểm lớn nhất của nó là khi nhánh nào đó bị sự cố thì tất cả các hộ tiêu thụ nối với nó sẽ bị ngừng cấp nhiệt. Việc nối dự phòng giữa các đường ống bằng đường vòng sẽ khắc phục một phần nhược điểm ấy. Đường vòng này tuy chưa bảo đảm được công suất cực đại đối với

miền có nhánh bị hỏng nhưng có thể cấp nhiệt được một phần nhất định. Các kiểu bố trí vòng (hình 7-1 c) và bố trí bàn cờ (hình 7-1 d) sẽ không có nhược điểm như trên vì đoạn bị hỏng sẽ được tách ra. Tuy nhiên vốn đầu tư tăng lên và vận hành sẽ phức tạp hơn. Ở hệ thống với hai nguồn nhiệt, khi mắc hướng tâm theo hình 7-1 b, nếu nguồn 1 nghỉ thì trong giai đoạn chuyển đoạn nối giữa hai nguồn sẽ đảm bảo vận hành dự phòng. Đoạn này trong trường hợp bình thường sẽ ngắt.



Hình 7-1. Bố trí mạng nhiệt:

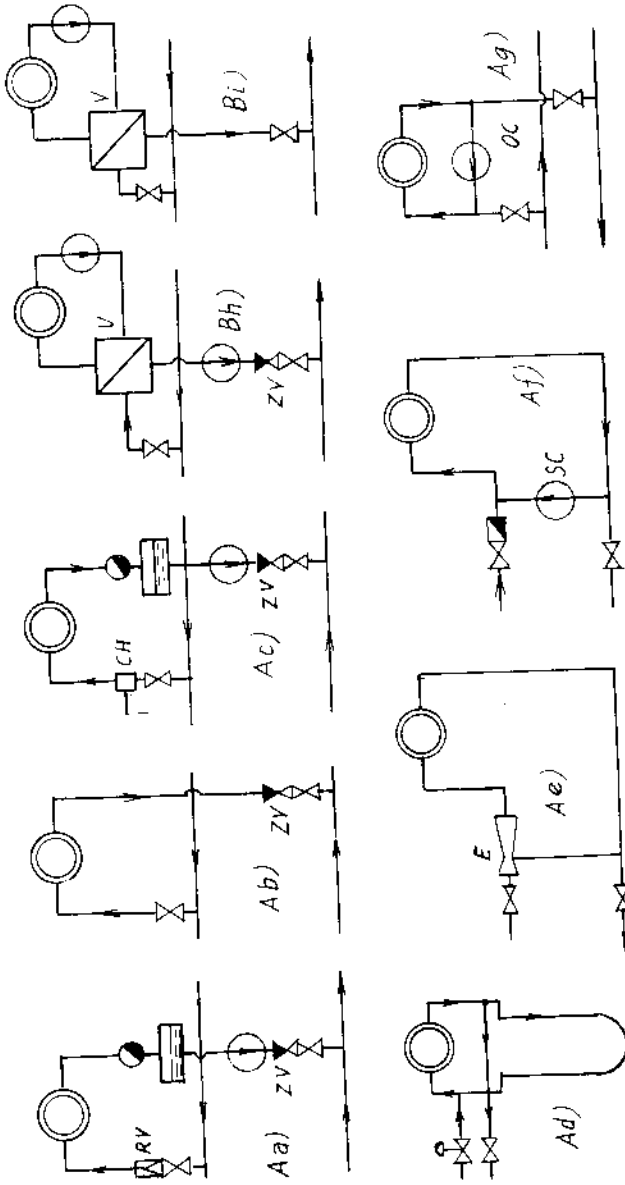
- a) Kiểu hướng tâm với một nguồn nhiệt;
- b) Kiểu hướng tâm với hai nguồn nhiệt và ống nối;
- c) Kiểu vòng với hai nguồn chính và hai nguồn dự phòng;
- d) Kiểu bàn cờ với một nguồn chính và một nguồn dự phòng.

7.2 CÁCH NỐI HỘ TIÊU THỤ VỚI MẠNG NHIỆT

Việc nối hộ tiêu thụ với mạng nhiệt có thể bằng cách trực tiếp hoặc qua bình trao đổi nhiệt kiểu bề mặt, cụ thể là theo các nguyên tắc sau:

A. Nối phụ thuộc về mặt áp lực (nối trực tiếp)

1. Không thay đổi thông số của môi chất mang nhiệt (hình 7-2).
2. Với sự thay đổi thông số của môi chất mang nhiệt.



Hình 7-2. Các sơ đồ nguyên lý nổi hệ tiêu thụ với mang nhiệt:

A) Nối phụ thuộc về mặt áp lực: a. Với việc giảm áp lực hơi bằng van tiết lưu KV; b. Không thay đổi thông số nhiệt của nước; c. Với việc giảm nhiệt độ trong bộ giảm ôn kiểu phun CH; d. Với việc giảm nhiệt độ bằng kiểu hỗn hợp đặc biệt S; e. Với việc giảm nhiệt độ và áp lực nước bằng ejectơ hỗn hợp E; f. Với việc giảm nhiệt độ của nước bằng bơm hỗn hợp SC; g. Với việc giảm nhiệt độ bằng bơm OC phía hệ tiêu thụ. B) Nối độc lập về mặt áp lực: i. Với đường cấp nước nóng; h. Với đường cấp hơi.

- a) Với việc hạ thấp áp lực (bằng van tiết lưu) (hình 7-2a).
- b) Với việc giảm nhiệt độ (bằng thiết bị giảm ôn bề mặt hoặc phun vào, hình 7-2c hoặc bằng kiểu hỗn hợp đặc biệt, hình 7-2d).
- c) Với sự thay đổi áp lực và nhiệt độ (nhờ ejector hỗn hợp, hình 7-2e hoặc nhờ bơm hỗn hợp, hình 7-2f, g).

B. Nối độc lập về mặt áp lực (qua bình trao đổi nhiệt kiểu bề mặt) (hình 7-2 h, i)

Ưu điểm lớn nhất của việc nối phụ thuộc về mặt áp lực của hệ tiêu thụ là vốn đầu tư giảm đi và khử bỏ được độ chênh nhiệt độ do có thiết bị trao đổi nhiệt gây ra. Do đó một mặt giảm được đối áp hoặc áp lực hơi trích, mặt khác giảm được tổn thất nhiệt của mạng. Nhược điểm của nối độc lập này là áp lực lớn hơn trong các thiết bị của hệ tiêu thụ, do đó nặng hơn và đắt hơn vì phải tăng cường độ bền. Kiểu nối này cũng sẽ gặp khó khăn hơn đối với việc bảo dưỡng và điều khiển. Việc nối độc lập về mặt áp lực được thực hiện nhờ các bình trao đổi nhiệt. Các ưu điểm hoặc nhược điểm của nó lại là các nhược điểm hoặc ưu điểm của việc nối phụ thuộc.

7.3 TÍNH TOÁN THUYẾT LỰC MẠNG NHIỆT

7.3.1 Nhiệm vụ tính toán thuyết lực

Tính toán thuyết lực là khâu rất quan trọng khi thiết kế mạng nhiệt, bao gồm:

- a. Xác định đường kính ống dẫn;
- b. Xác định giáng áp;
- c. Xác định cột áp ở các điểm của mạng.

Những kết quả tính toán thuyết lực sẽ giúp cho việc giải các bài toán sau: xác định vốn đầu tư, tiêu hao kim loại ống; xác lập các đường đặc tính của bơm tuần hoàn và bơm bổ sung, số lượng bơm; chọn được các bộ điều chỉnh; xác định chế độ vận hành.

Để tính toán thuyết lực ta cần biết trước sơ đồ mạng nhiệt, địa hình, vị trí của mạng và các phụ tải.

7.3.2 Các công thức chính

Đối với chất lỏng không chịu nén chuyển động trong ống dẫn ta có phương trình sau (viết cho 1 kg):

$$Z_1 g + \frac{\omega_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} = Z_2 g + \frac{\omega_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} + \frac{\delta p}{\rho} \quad (7-1)$$

Z_1 và Z_2 - chiều cao hình học của ống dẫn ở tiết diện 1 và 2 so với mặt ngang, m ;

ω_1 và ω_2 - tốc độ chuyển động của chất lỏng ở tiết diện 1 và 2, m/s ;

p_1 và p_2 - áp suất của chất lỏng ở tiết diện 1 và 2, Pa ;

ρ - khối lượng riêng của chất lỏng, kg/m^3 ;

g - gia tốc rơi tự do = $9,81 m^2/s$;

$\frac{\omega^2}{2}$ - động năng của 1 kg chất lỏng ở tiết diện đã cho;

$\frac{p}{\rho}$ - thế năng của 1 kg chất lỏng ở tiết diện đã cho, J/kg ;

$\frac{\delta p}{\rho}$ - tổn thất thế năng của 1 kg chất lỏng do ma sát và trở kháng cục bộ trên đoạn

ống 1 - 2, J/kg . (*)

Trong tính toán thuỷ lực mạng nhiệt người ta còn sử dụng khái niệm cột áp toàn phần H_0 :

$$H_0 = Z + \frac{\omega^2}{2g} + \frac{p}{\gamma} = Z + \frac{\omega^2}{2g} + H \quad (7-2)$$

ở đây: p - áp suất trong ống dẫn, Pa ; $\frac{p}{\gamma} = H$ - cột áp đo áp, m ; γ - trọng lượng riêng của chất lỏng, N/m^3 .

Khi tính thường bỏ qua đại lượng $\frac{\omega^2}{2g}$ vì nó nhỏ và ít thay đổi, do vậy ta thường lấy:

$$H_0 = Z + \frac{p}{\gamma} = Z + H \quad (7-3)$$

Từ (7-3) ta có: $H = H_0 - Z$, tức là cột áp đo áp bằng hiệu giữa cột áp toàn phần và chiều cao hình học của trục ống dẫn. Giáng áp và tổn thất cột áp trong mạng có quan hệ như sau:

(*) Tổn thất này chuyển thành nhiệt dẫn tới làm tăng entanpi của chất lỏng khi chuyển dòng trong ống.

$$\delta H = \frac{\delta p}{\gamma} \quad (7-4)$$

hay
$$h = \frac{R}{\gamma} \quad (7-5)$$

ở đây: δH - tổn thất cột áp, m ; δp - giáng áp, Pa ; h và R - suất tổn thất cột áp (đại lượng không thứ nguyên) và suất giáng áp, Pa/m .

Giáng áp ở đường ống gồm hai phần: giáng áp đường dài và giáng áp cục bộ:

$$\delta p = \delta p_{dd} + \delta p_{cb}$$

ở đây: δp_{dd} - giáng áp đường dài, δp_{cb} - giáng áp cục bộ.

Giáng áp đường dài δp_{dd} (còn gọi là tổn thất đường dài) là giáng áp ở các đoạn ống thẳng. Giáng áp cục bộ δp_{cb} (còn được gọi là tổn thất cục bộ) là giáng áp ở các van, chỗ cong, nghẽn, ...

Giáng áp đường dài

Trong các ống dẫn môi chất thì:

$$\delta p_{dd} = R_{dd} \cdot l \quad (7-7)$$

ở đây: p_{dd} - giáng áp đường dài, Pa ; R_{dd} - suất giáng áp, tức là giáng áp của một mét ống, Pa/m ; l - chiều dài ống dẫn, m .

Ta có phương trình Đaxi:

$$R_{dd} = \lambda \frac{\omega^2}{2} \frac{\rho}{d} = 0,812\lambda \frac{G^2}{d^5 \rho} \quad (7-8)$$

ở đây: λ - hệ số ma sát thủy lực (đại lượng không thứ nguyên); ω - tốc độ môi chất, m/s ; ρ - khối lượng riêng của một chất, kg/m^3 ; d - đường kính trong của ống, m ; G - lưu lượng khối lượng, kg/s .

Hệ số ma sát thủy lực λ phụ thuộc chủ yếu vào đặc tính của vách ống (nhẵn hoặc nhám) và vào chế độ chuyển động của chất lỏng (chảy tầng hay chảy rối). Đối với các ống nhẵn, có một số công thức để tính hệ số ma sát như sau:

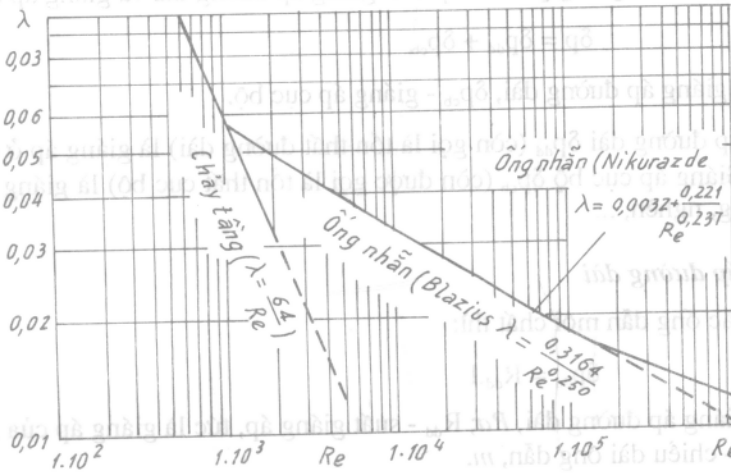
$$Re < 2300 \text{ (chảy tầng): } \lambda = \frac{64}{Re} \text{ (công thức Poazei)}$$

$$2300 \leq Re \leq 10^4: \lambda = \frac{0,3164}{Re^{0,25}} \text{ (công thức Blazius)}$$

$$Re < 10^5 : \lambda = 0,0032 + \frac{0,221}{Re^{0,237}} \text{ (công thức Nikuradze)}$$

$$Re \geq 10^5 : \lambda = \frac{1}{(1,82 \lg Re - 1,64)^2} \text{ (công thức Altshul)}$$

Người ta cũng biểu diễn quan hệ giữa hệ số ma sát của ống nhẵn với số Reynolds Re trên đồ thị (hình 7-3).



Hình 7-3. Sự phụ thuộc của hệ số ma sát thủy lực của ống nhẵn vào số Reynolds.

Thường mạng nhiệt dùng các ống không nhẵn (nhám) bằng thép. Bề mặt nhám do các phần nhô lên có độ cao k (hình 7-4).



Hình 7-4. Mặt cắt của ống nhám.

Thông số đặc trưng đầu tiên của độ nhám là chiều cao của phần nhô lên, gọi là độ nhám tuyệt đối của ống. Thường nó bằng từ 0,05 đến 2 mm. Thông số đặc trưng

thứ hai là tỷ số giữa độ nhám tuyệt đối đối với bán kính ống k/r , gọi là độ nhám tương đối.

Khi Re nhỏ, hệ số ma sát thủy lực λ sẽ có giá trị lớn nhất. Khi Re tăng λ sẽ giảm và với một giá trị Re_{th} nào đó thì λ sẽ đạt giá trị cực tiểu. Khi Re tăng tiếp λ sẽ không đổi.

Ở miền quá độ, tức là khi $2300 < Re < Re_{th}$, hệ số ma sát thủy lực sẽ phụ thuộc cả vào độ nhám tương đối k_{td}/r lẫn số Re . Còn khi $Re > Re_{th}$ hệ số λ chỉ phụ thuộc vào k_{td}/r mà không phụ thuộc vào số Re nữa (*).

A. D. Altsul đã đưa ra công thức sau từ năm 1951:

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{k_{td}}{d} + \frac{68}{Re} \right)^{0,25} \quad (7-9)$$

Khi $k_{td} = 0$ công thức Altsul sẽ thành công thức Blazius. Khi $Re = \infty$ công thức Altsul sẽ thành công thức Sifrixon:

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{k_{td}}{d} \right)^{0,25} \quad (7-10)$$

Nếu lấy sự sai khác của hệ số λ theo công thức Altsul và công thức Sifrixon là 3% thì từ điều kiện $\frac{\lambda_A}{\lambda_S} - 1 = 0,03$ ta thu được:

$$Re_{th} = 568 \frac{d}{k_{td}} \quad (7-11)$$

ở đây λ_A và λ_S là các trị số của λ tính theo (7-9) và (7-10).

Vì thế khi $Re < 568 \frac{d}{k_{td}}$ thì cần tính λ theo (7-9), còn khi $Re \geq 568 \frac{d}{k_{td}}$ thì

tính λ theo (7-10). Khi $Re \geq Re_{th}$ thì giáng áp sẽ tỷ lệ bình phương với lưu lượng. Trong mạng nhiệt thường thường $Re > Re_{th}$, vì thế mạng nhiệt thường làm việc ở miền bình phương. Ta có thể chuyển công thức (7-8) cho giáng áp đường dài ở miền bình phương sang dạng thuận tiện hơn trong tính toán.

Suất giáng áp, P_{ad}/m :

$$R_{ad} = \frac{A_R G^2}{\rho d^{5,25}} \quad (7-12)$$

Đường kính ống dẫn, m :

(*) Độ nhám tương đương tương đối của ống dẫn thực là độ nhám đều đặn nhân tạo tương đối của vách hình trụ mà hệ số λ của nó trong miền $Re > Re_{th}$ cũng như là của ống dẫn thực.

$$d = \frac{A_d G^{0,38}}{(R_{dd} \rho)^{0,19}} \quad (7-13)$$

Lưu lượng qua ống, kg/s:

$$G = A_G (R_{dd} \rho)^{0,5} d^{2,625} \quad (7-14)$$

Đối với mạng nước, khi $\rho = \text{const}$, các công thức trên sẽ là:

$$R_{dd} = \frac{A_R^n G^2}{d^{5,25}} \quad (7-15)$$

$$d = \frac{A_d^n G^{0,38}}{R_{dd}^{0,19}} \quad (7-16)$$

$$G = A_G^n R_{dd}^{0,5} d^{2,625} \quad (7-17)$$

Các giá trị của hệ số A và A^n cho ở bảng phụ lục 7-1.

Giáng áp cục bộ

Giáng áp cục bộ tổng ở tất cả các trở kháng cục bộ được xác định theo công thức:

$$\delta p_{cb} = \sum \xi \frac{\omega^2}{2} \rho = 0,812 \sum \xi \frac{G^2}{\rho d^4}, Pa \quad (7-18)$$

ở đây: $\sum \xi$ - tổng các hệ số trở lực cục bộ; ξ - đại lượng không thứ nguyên.

Ta hình dung một đoạn ống thẳng đường kính d mà giáng áp đường dài của nó bằng giáng áp cục bộ thì độ dài của đoạn ống này gọi là độ dài tương đương của trở kháng cục bộ. Như vậy:

$$\delta p_{cb} = R_{dd} l_{td} \quad (7-19)$$

$$\sum \xi \frac{\omega^2}{2} \rho = \lambda \frac{\omega^2}{2} \frac{\rho}{d} l_{td} \quad (7-18)$$

Ta tìm được độ dài tương đương của trở kháng cục bộ:

$$l_{td} = \sum \xi \frac{d}{\lambda}, m \quad (7-20)$$

Khi thế các giá trị của λ theo công thức Sifrinxon vào (7-20) ta được:

$$l_{td} = A_l \sum \xi d^{1,25}, m \quad (7-21)$$

Hệ số trở kháng cục bộ giới thiệu trong phụ lục 7-2.

Tỉ số giáng áp cục bộ của ống với giáng áp đường dài gọi là phần tổn thất cục bộ, ký hiệu là α :

$$\alpha = \frac{\delta p_{cb}}{\delta p_{dd}} = \frac{l_{td}}{l} \quad (7-22)$$

Ta có công thức tính α :

$$\alpha = 1,15 A_{\alpha} \cdot \frac{\sum \xi}{l} \sqrt{\frac{G}{\delta p}} \quad (7-23)$$

ở đây: $A_{\alpha} = \frac{5,1}{k_{td}^{0,19}}$

Khi trong ống là nước thì $\alpha = 1,15 A_{\alpha} \cdot \frac{\sum \xi}{l} \sqrt{\frac{G}{\delta p}}$ (7-23a)

Giáng áp tổng

Giáng áp tổng - gồm giáng áp đường dài và giáng áp cục bộ - được tính theo công thức:

$$\delta p = \delta p_{dd} + \delta p_{cb} = \delta p_{dd} \left(1 + \frac{\delta p_{cb}}{\delta p_{dd}}\right) = R_{dd} \cdot l (1 + \alpha) = R_{dd} (1 + l_{td}) \quad (7-24)$$

ta rút ra được:

$$R_{dd} = \frac{\delta p}{l(1 + \alpha)} \quad (7-25)$$

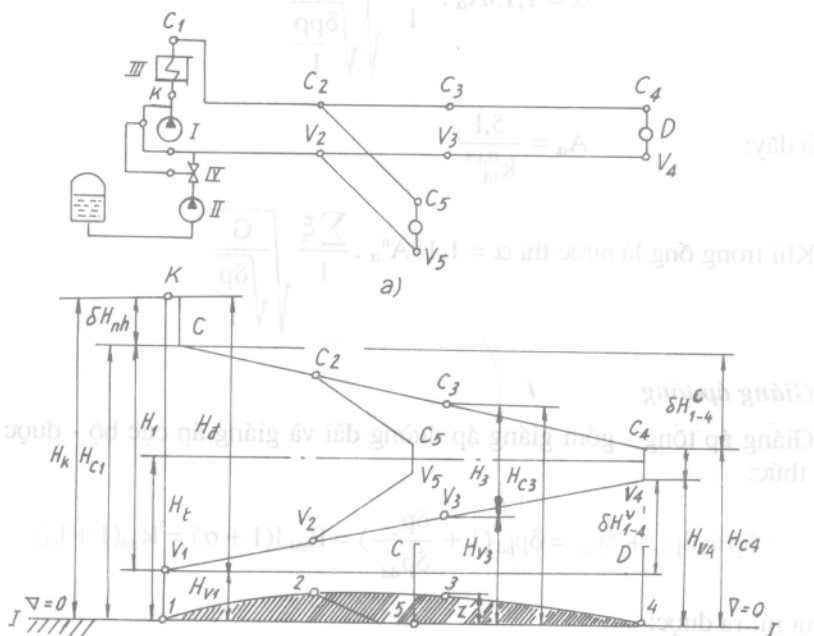
7.3.3 Đồ thị đo áp

Dựa trên tính toán thủy lực mạng nhiệt ta lập đồ thị đo áp, đó là đồ thị phân bố áp suất dọc theo chiều dài ống dẫn (hình 7-5).

Khi xây dựng đồ thị này thì theo tung độ ta đặt đại lượng cột áp tính từ trục hoành (lấy làm mặt phẳng chuẩn). Trên đồ thị cũng vẽ profil địa hình (mặt cắt) và độ cao toà nhà hộ tiêu thụ.

Hình 7-5 biểu diễn đồ thị đo áp của hệ thống cấp nước nóng hai đường ống và sơ đồ nguyên lý. Mức I-I lấy làm mức tính cột áp (mức 0); C1-C4 là đồ thị cột áp

đường cấp của mạng; V1-V4 là đồ thị cột áp đường trở về của mạng; H_{V1} là cột áp toàn phần ở ống góp về của nguồn cấp nhiệt; H_d là cột áp của bơm mạng I; H_t là cột áp toàn phần của bơm bổ sung hay là cột áp tĩnh toàn phần trong mạng; H_k là cột áp toàn phần ở điểm K trên đầu đẩy của bơm I; δH_{nh} là tổn thất cột áp nước mạng trong thiết bị nhiệt III; H_{C1} là cột áp toàn phần ở ống góp cấp nguồn cấp nhiệt; $H_{C1} = H_k - \delta H_{nh}$. Cột áp ở điểm bất kỳ nào của mạng, ví dụ ở điểm 3, sẽ là: H_{C3} là cột áp toàn phần ở điểm 3 của đường cấp, H_{V3} là cột áp toàn phần ở điểm 3 của đường về.



Hình 7-5. Đồ thị đo áp của mạng nước hai đường ống.

Nếu độ cao trắc địa của trục ống so với mặt chuẩn ở điểm này là Z_3 thì cột áp đo áp ở điểm 3 của đường cấp sẽ là $H_{C3} - Z_3$ còn cột áp đo áp ở đường về là $H_{V3} - Z_3$. Cột áp sử dụng ở điểm 3 sẽ bằng hiệu giữa cột áp đo áp của đường cấp và đường về hoặc là hiệu cột áp toàn phần $H_3 = H_{C3} - H_{V3}$.

Khi dừng bơm mạng I, trong mạng nhiệt sẽ có áp suất tĩnh H_t do bơm bổ sung tạo nên.

Khi tính thủy lực mạng hơi thì có thể không cần tính đến profil ống dẫn hơi do hơi có khối lượng riêng nhỏ.

Đối với mạng nước, để hệ thống cấp nhiệt làm việc tin cậy thì về áp suất cần những yêu cầu sau:

1. Không được vượt quá áp suất cho phép ở các thiết bị của nguồn cấp nhiệt và hệ tiêu thụ (áp suất dư cho phép trong ống thép và các van của mạng thường là $1,6 \div 2,5 \text{ MPa}$).

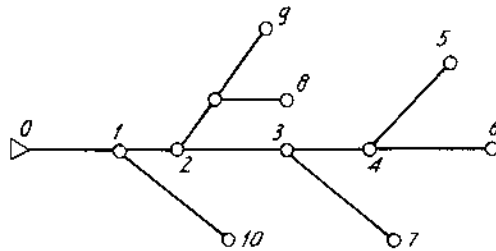
2. Đảm bảo áp suất dư trong tất cả các phần tử của hệ thống cấp nhiệt để nhằm ngăn ngừa sự xâm thực của bơm và không cho khí lọt vào hệ thống cấp nhiệt. Nếu không sẽ làm ăn mòn thiết bị và mất tuần hoàn của nước. Áp suất dư cực tiểu lấy bằng $0,05 \text{ MPa}$.

3. Đảm bảo nước không sôi ở các chế độ thủy động của hệ thống cấp nhiệt, tức là khi nước tuần hoàn trong hệ thống.

Ở tất cả các điểm trong hệ thống cấp nhiệt cần phải giữ được áp suất lớn hơn áp suất bão hòa của hơi nước ứng với nhiệt độ của nước trong hệ thống.

7.3.4 Phương pháp tính thủy lực mạng phân nhánh

Số liệu ban đầu để tính thường là: sơ đồ mạng nhiệt, thông số của môi chất, lưu lượng và chiều dài đoạn ống. Đại lượng phải tìm là đường kính ống. Do ban đầu chưa biết hàng loạt đại lượng nên phải giải bài toán bằng phương pháp gần đúng liên tục. Tính toán thường chia thành hai giai đoạn: tính sơ bộ và tính kiểm tra.



Hình 7-6. Sơ đồ mạng nhiệt phân nhánh.

Sau đây đưa ra phương pháp tính mạng phân nhánh trên hình 7-6.

Tính toán sơ bộ

1. Ta chọn đường ống tính toán chính, tức là hướng từ trạm tới một trong các hệ tiêu thụ mà có suất giáng áp nhỏ nhất. Nếu suất giáng áp giữa trạm và các hệ tiêu thụ đều như nhau thì chọn đường ống xa nhất.

2. Ta bắt đầu tính từ phần đầu (đoạn đầu) của đường ống tính toán chính. Phần tổn thất cục bộ α của đoạn này được cho trước hoặc xác định theo (7-23). Ta xác định suất giáng áp của đoạn này khi quy ước chọn phần tổn thất cục bộ trên tất cả các đường ống bằng phần tổn thất cục bộ ở đoạn đó. Nếu ở hình 7-6 đường ống tính toán là 0-1-2-3-4-6, thì suất giáng áp đường dài ở đoạn 0-1 sẽ là:

$$R_{0-1} = \frac{\delta p_{0-1}}{l_{0-1}(1+\alpha)} = \frac{\delta p_{0-6}}{l_{0-6}(1+\alpha)}$$

hoặc:

$$R_{0-1} = \frac{\delta H_{0-1}\gamma}{l_{0-1}(1+\alpha)} = \frac{\delta H_{0-6}\gamma}{l_{0-6}(1+\alpha)}$$

ở đây: δp_{0-1} , δp_{0-6} - giáng áp toàn phần ở đường ống tính toán và ở đoạn đầu; δH_{0-1} , δH_{0-6} - các tổn thất cột áp tương ứng; l_{0-1} , l_{0-6} - các chiều dài tương ứng.

3. Ta xác định sơ bộ đường kính d_{0-1} từ điều kiện quy luật trở kháng bình phương theo (7-13) hoặc (7-16).

Tính kiểm tra

1. Ta chọn đường kính của đoạn đầu d'_{0-1} theo số tay về ống.
2. Dựa theo (7-12) hoặc (7-15) ta xác định suất giáng áp đường dài R'_{0-1} .
3. Dựa theo (7-20) hoặc (7-21) ta xác định độ dài tương đương của trở kháng cục bộ trên đoạn 0-1.
4. Ta xác định giáng áp toàn phần trên đoạn 0-1.

$$\delta p'_{0-1} = R'_{0-1} l_{0-1} (1 + \alpha')$$

hoặc:

$$\delta H'_{0-1} = R'_{0-1} l_{0-1} (1 + \alpha')/\gamma$$

ở đây:

$$\alpha = \frac{l_{td}}{l_{0-1}}$$

5. Ta xác định áp suất của hơi hoặc cột áp của nước ở điểm cuối cùng của đoạn khảo sát $p'_1 = p_0 - \delta p'_{0-1}$ hoặc $H'_1 = H_0 - \delta H'_{0-1}$.

Cứ như thế, ta tiến hành tính toán tất cả các đoạn khác của đường ống tính toán. Ta bắt đầu tính mỗi đoạn tiếp theo bằng cách xác định suất giáng áp đường dài. Chẳng hạn, ta bắt đầu tính đoạn 1-2:

$$R_{1-2} = \frac{\delta p_{1-2}}{l_{1-2}(1+\alpha)} = \frac{\delta p_{1-6}}{l_{1-6}(1+\alpha)}$$

hoặc:

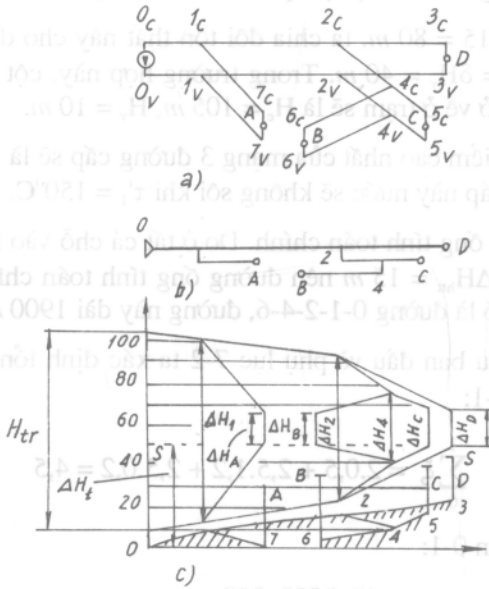
$$R_{1-2} = \frac{\delta H_{1-2}\gamma}{l_{1-2}(1+\alpha)} = \frac{\delta H_{1-6}\gamma}{l_{1-6}(1+\alpha)}$$

ở đây: $\delta p_{1-6} = p'_1 - p_6$ và $\delta H_{1-6} = H'_1 - H_6$.

Bài tập ví dụ:

Hãy tính thủy lực mạng nhiệt hai đường nước và vẽ đồ thị đo áp. Sơ đồ mạng nhiệt vẽ ở hình 7-7 a và b, còn hình dáng (profil) trắc địa của mạng và chiều cao hộ tiêu thụ vẽ ở hình 7-7 c. Có 4 thiết bị sưởi nổi với mạng theo sơ đồ phụ thuộc và có lưu lượng sau:

Tên thiết bị	A	B	C	D
Lưu lượng nước, kg/s	27,8	13,9	55,6	13,9



Hình 7-7. Các sơ đồ (a, b) và đồ thị đo áp của mạng nước hai đường ống (c).

Nhiệt độ trung bình của nước trong mạng là $\tau_{tb} = 75^{\circ}\text{C}$. Trọng lượng riêng trung bình của nước $\gamma_{tb} = 9550 \text{ N/m}^3$. Nhiệt độ tính toán của nước trong đường cấp $\tau'_1 = 150^{\circ}\text{C}$.

Tại tất cả chỗ vào hộ tiêu thụ cần phải đảm bảo cột áp sử dụng $\Delta H_{htt} \geq 15 \text{ m}$. Cột áp sử dụng ở ống góp của trạm $H_{tr} = 95 \text{ m}$.

Chiều dài của các đoạn ống như sau:

Đoạn ống	0-1	1-2	2-3	1-7	2-4	4-5	4-6
Chiều dài, m	250	650	500	500	400	300	600

Trên đường ống có các trở kháng cục bộ sau đây:

Các van chặn ở đầu và ở cuối mỗi đoạn trên đường cấp và đường trở về, cứ mỗi km đường ống có 10 cái phân nhánh với góc 90° và 10 bù đệm.

Giải:

Theo trật tự tính sơ bộ:

1. Ta chọn cột áp tĩnh của mạng $H_t = 50 m$ (đường SS). Với cột áp tĩnh này, áp suất dư ở các điểm cao nhất của thiết bị sưởi được bảo đảm còn cột áp tĩnh đo áp ở các điểm thấp nhất (thiết bị A) không vượt quá giá trị cho phép.

2. Ta dự kiến dạng của đồ thị cột áp. Tổn thất cột áp trong mạng:

$H_{tr} - \Delta H_{bn} = 95 - 15 = 80 m$. ta chia đôi tổn thất này cho đường cấp và đường trở về, tức là lấy $\delta H_c = \delta H_v = 40 m$. Trong trường hợp này, cột áp toàn phần trong đường cấp và đường trở về ở trạm sẽ là $H_c = 105 m$, $H_v = 10 m$.

Cột áp đo áp tại điểm cao nhất của mạng 3 đường cấp sẽ là $H_{c3} = 105 - 40 - 25 = 40 m$. Với cột áp đo áp này nước sẽ không sôi khi $\tau'_t = 150^\circ C$.

3. Ta chọn đường ống tính toán chính. Do ở tất cả chỗ vào hộ tiêu thụ cần bảo đảm cùng một cột áp $\Delta H_{bn} = 15 m$ nên đường ống tính toán chính sẽ là đường nối trạm với hộ xa nhất, đó là đường 0-1-2-4-6, đường này dài $1900 m$.

4. Dựa trên số liệu ban đầu và phụ lục 7-2 ta xác định tổng các hệ số trở lực cục bộ $\sum \xi$ trên đoạn 0-1:

$$\sum_0^1 \xi = 2,0,5 + 2,5 \cdot 1,2 + 2,5 \cdot 0,2 = 4,5$$

Giáng áp trên đoạn 0-1:

$$\delta p_{0-1} = \frac{40 \cdot 9550 \cdot 250}{1900} = 50200 Pa$$

Lưu lượng nước trên đoạn 0-1:

$$G = 27,8 + 13,9 + 55,6 + 13,9 = 111,2 kg/s$$

Theo (7-23a) và phụ lục 7.1 xác định được phần trở kháng cục bộ trên đoạn này:

$$\alpha = 1,15 \cdot 8,32 \cdot \frac{4,5}{250} \sqrt{\frac{111,2}{\sqrt{\frac{50200}{250}}}} = 0,22$$

5. Xác định sơ bộ suất giáng áp đường dài và đường kính đoạn 0-1:

$$R_{0-1} = \frac{\delta p_{0-1}}{l_{0-1} (1 + \alpha)} = \frac{50200}{250 \cdot 1,22} = 164 \text{ Palm}$$

$$d_{0-1} = 117 \cdot 10^{-3} \cdot 111,2^{0,38} / 164^{0,19} = 0,266 \text{ m} = 266 \text{ mm.}$$

Tính kiểm tra

1. Ta chọn đường kính trong gần nhất:

$$d'_{0-1} = 309 \text{ mm}$$

2. Theo (7-15) hoặc theo phụ lục 7-1 xác định R'_{dd} :

$$R'_{dd} = 13,64 \cdot 10^{-6} \cdot 111,2^2 / 0,309^{5,25} = 79 \text{ Palm}$$

3. Theo (7-21) xác định l_{dd} của đoạn 0-1:

$$l_{dd} = 60,7 \cdot 4,5 \cdot 0,039^{1,25} = 48 \text{ m}$$

4. Theo (7-24) xác định được giáng áp đoạn 0-1:

$$\delta p'_{0-1} = 79 \cdot (250 + 48) = 23600 \text{ Pa}$$

5. Tổn thất cột áp trên đoạn 0-1:

$$\delta H'_{0-1} = \frac{\delta p'_{0-1}}{\gamma} = \frac{23600}{9550} = 2,45 \text{ m}$$

6. Do tổn thất cột áp trên đoạn 0-1 ở đường cấp và đường trở về là như nhau nên cột áp sử dụng ở điểm I của mạng nhiệt:

$$\Delta H'_I = H_c - 2\delta H'_{0-1} = 95 - 2 \cdot 2,45 = 90,1 \text{ m}$$

Tương tự ta tính cho các đoạn còn lại. Kết quả là:

Đoạn	G	R_{dd}	d	d'	R'_{dd}	l_{dd}	$\delta p'$	$\delta H'$	H'
	kg/s	Palm	mm	mm	Palm	m	Pa	m	m
0-1	111,2	164	266	309	79	48	23600	2,45	90,1
1-2	83,4	187	238	259	115	75,5	83500	8,75	72,6
2-4	69,5	235	208	207	249	66	108000	11,2	50,2
4-6	13,9	260	110	125	149	74	95000	9,95	30,3

Các nhánh khác cũng tiến hành tính toán tương tự.

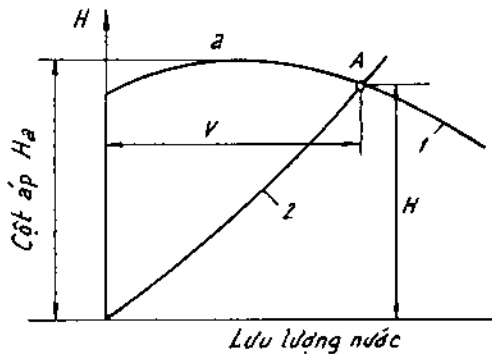
7.4 CHẾ ĐỘ THUYẾT LỰC CỦA MẠNG NHIỆT

7.4.1 Đặc tính thuyết lực của hệ thống

Mạng nhiệt nước là một hệ thống phức tạp về mặt thuyết lực, ở đó các khâu riêng biệt khi hoạt động lại phụ thuộc lẫn nhau. Do đó cần phải biết các đặc tính thuyết lực của mạng và bơm.

Chế độ thuyết lực của hệ thống đó được xác định bởi điểm cắt của các đường đặc tính thuyết lực của bơm và mạng.

Trên hình 7-8: đường cong 1 là đường đặc tính của bơm; đường cong 2 là đường đặc tính của mạng; giao điểm A của chúng sẽ xác định chế độ thuyết lực của hệ thống; H là cột áp của bơm, bằng tổn thất cột áp ở hệ thống kín; V là năng suất của bơm, bằng lưu lượng nước trong hệ thống.



Hình 7-8. Đặc tính thuyết lực của bơm và mạng.

Đặc tính thuyết lực của bơm là sự phụ thuộc của cột áp H hoặc giáng áp Δp do bơm tạo ra với năng suất V của bơm. Các đường đặc tính của bơm thường được xác định bởi nhà chế tạo hoặc do thí nghiệm.

Khi số vòng quay của bánh xe công tác không đổi thì đoạn làm việc của đường đặc tính bơm li tâm có thể biểu diễn theo quan hệ:

$$H = H_0 - S_0 V^2 \quad (7-26)$$

ở đây: H_0 - cột áp quy ước của bơm khi lưu lượng $V = 0$; S_0 - trở kháng trong quy ước của bơm, $m.s^2/m^6$.

Khi số vòng quay thay đổi thì đường đặc tính cũng thay đổi. Lưu lượng thể tích (năng suất), cột áp và công suất bơm quan hệ với số vòng quay như sau:

$$\frac{n_1}{n_2} = \frac{V_1}{V_2} = \sqrt[3]{\frac{H_1}{H_2}} = \sqrt[3]{\frac{N_1}{N_2}} \quad (7-27)$$

trong đó: V_1, H_1, N_1 - năng suất, cột áp và công suất ở vòng quay n_1 ; V_2, H_2, N_2 - ở vòng quay n_2 .

Khi số vòng quay không đổi thì công suất cần cho bơm sẽ là:

$$N = N_{dm} \left[x + \frac{V}{V_{dm}} (1 - x) \right] \quad (7-28)$$

ở đây: V_{dm}, N_{dm} - năng suất và công suất bơm ở chế độ định mức (khi hiệu suất cực đại); N - công suất bơm ở năng suất V ; $x = \frac{N_{kt}}{N_{dm}}$ - hệ số không tải; N_{kt} - công suất bơm khi không tải ($V = 0$).

Hệ số không tải của các bơm li tâm ở trong khoảng:

$$0,2 \leq x \leq 0,5$$

Công suất bơm tiêu thụ ở chế độ định mức được tính theo công thức:

$$N_{dm} = \frac{V_{dm} \cdot \Delta p_{dm}}{\eta_{tbb}} \cdot W \quad (7-29)$$

ở đây: Δp_{dm} - giáng áp của bơm tạo nên ở chế độ định mức, Pa ; V_{dm} - năng suất bơm, m^3/s ; η_{tbb} - hiệu suất thiết bị bơm (tích của hiệu suất bơm η_b với hiệu suất động cơ điện η_{dc}).

Do tổn thất cột áp ở mạng nhiệt thường theo quy luật bình phương nên đặc tính mạng nhiệt là đường cong bậc hai.

$$\Delta H = S_{lt} V^2 \quad (7-30)$$

hoặc: $\Delta p = S V^2 \quad (7-31)$

ở đây: ΔH - tổn thất cột áp, m ; Δp - giáng áp, Pa ; V - lưu lượng nước, m^3/s ; S_{lt} - trở kháng của mạng được biểu thị qua đơn vị cột áp (tổn thất cột áp khi $V = 1$), $m \cdot s^2/m^6$; $S = S_{lt} \cdot \rho \cdot g = S_{lt} \cdot \gamma$ - trở kháng của mạng được biểu diễn qua đơn vị áp suất (giáng áp khi $V = 1$), $Pa \cdot s^2/m^6$; ρ - khối lượng riêng của nước, kg/m^3 ; $g = 9,81 m/s^2$ - gia tốc rơi tự do; γ - trọng lượng riêng của nước, N/m^3 .

Từ việc giải (7-8), (7-10), (7-18), (7-22), (7-30) và (7-31) ta tìm được:

$$S = A_R (1 + I_{td}) \cdot \rho / d^{5,25} \quad (7-32a)$$

$$S_{lt} = A_R (1 + I_{td}) / g d^{5,25} \quad (7-32b)$$

ở đây: $A_R = 0,0894 \cdot k_{td}^{0,25} \cdot m^{0,25}$.

Từ (7-32) ta thấy trở kháng mạng S phụ thuộc vào kích thước hình học của nó, vào độ nhám tuyệt đối của bề mặt trong ống dẫn, vào độ dài tương đương của trở lực cục bộ và mật độ môi chất nhưng không phụ thuộc vào lưu lượng môi chất. Để tìm trở kháng S ta chỉ cần biết lưu lượng nước V của một chế độ nào đó và giáng áp ứng với lưu lượng này.

Thường ở trạm có một số bơm cùng làm việc. Để xác định chế độ của chúng ta cần phải xây dựng đường đặc tính tổng. Nếu bơm mắc song thì đặc tính tổng được xây dựng bằng cách cộng các năng suất khí cùng một cột áp. Đặc tính tổng của nhóm n bơm mắc song mà có cùng đặc tính sẽ được mô tả bởi phương trình:

$$H_{ss} = H_0 - S_0 (\sum V)^2 \quad (7-33)$$

trong đó: H_0 là cột áp nhóm bơm; S_0 là trở kháng trong quy ước của nhóm bơm, $S_0 = S_i/n^2$; $\sum V$ là năng suất tổng của nhóm bơm.

Việc xây dựng đặc tính tổng của các bơm mắc nối tiếp sẽ được thực hiện bằng cách cộng các cột áp khí cùng một lưu lượng. Đặc tính tổng của nhóm n bơm mắc nối tiếp mà có cùng đặc tính sẽ được mô tả bởi phương trình:

$$H_{nt} = n(H_0 - S_0 V^2) \quad (7-34)$$

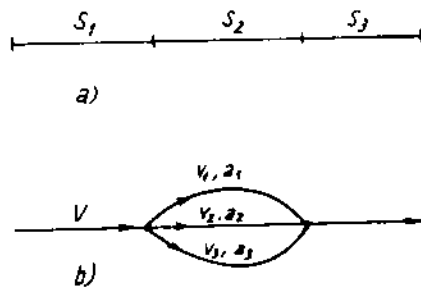
Việc xác định đặc tính tổng của mạng có thể tiến hành bằng cả phương pháp đồ thị lẫn phương pháp giải tích. Phương pháp cộng đồ thị các đặc tính của các đoạn trong mạng cũng tương tự như việc cộng đồ thị các đặc tính bơm. Thực tế việc cộng các đặc tính trong mạng bằng việc giải tích sẽ tiện hơn. Xuất phát từ sự phụ thuộc bậc hai giữa tổn thất áp suất và lưu lượng nước, ta có quy tắc sau: trở kháng tổng bằng tổng số học các trở kháng của các đoạn mắc nối tiếp.

Ta có s_1 , s_2 và s_3 là các trở kháng của 3 đoạn nối tiếp của mạng (hình 7-9a). Trở kháng tổng của các đoạn này sẽ là:

$$S = S_1 + S_2 + S_3 \quad (7-35)$$

Nếu các đoạn mắc song thì để tính tổng đặc tính ta sử dụng chỉ số thủy lực khác: độ dẫn, là đại lượng tỉ lệ nghịch với căn bậc hai trở kháng:

$$a = \frac{1}{\sqrt{S}} = \frac{V}{\sqrt{\Delta p}} \quad (7-36)$$



Hình 7-9. Mắc nối tiếp (a) và song song (b) của các đoạn của mạng nhiệt.

Ta có a_1 , a_2 và a_3 là các độ dẫn của 3 đoạn mắc song của mạng (hình 7-9b). Độ dẫn tổng của các đoạn này sẽ bằng tổng số học của chúng:

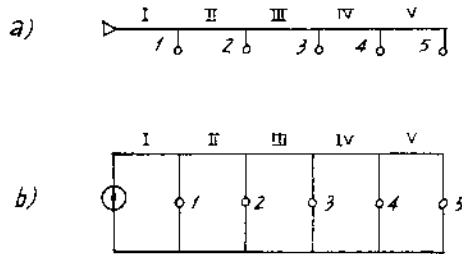
$$a = a_1 + a_2 + a_3 \quad (7-37)$$

Như vậy việc cộng các đặc tính của các đoạn trong mạng sẽ theo quy tắc sau: khi mắc nối tiếp thì ta cộng các trở kháng, khi mắc song song thì ta cộng các độ dẫn.

7.4.2 Chế độ thủy lực của hệ thống kín

Một trong những điều kiện quan trọng để hệ thống cấp nhiệt làm việc bình thường là đảm bảo được cột áp sử dụng ở trước hệ tiêu thụ đủ để cấp cho nó lưu lượng nước tương ứng với phụ tải nhiệt.

Hình 7-10 biểu diễn sơ đồ mạng nhiệt một đường ống (a) và hai đường ống (b).



Hình 7-10. Sơ đồ mạng nhiệt một đường ống (a) và hai đường ống (b).

Lưu lượng nước tổng ký hiệu bằng chữ V không có chỉ số, còn lưu lượng nước qua hệ tiêu thụ - là chữ V có chỉ số bằng số của hệ tiêu thụ.

Lưu lượng nước tương đối qua hệ tiêu thụ, tức là tỷ số của lưu lượng qua hệ tiêu thụ với lưu lượng tổng, được ký hiệu bằng chữ \bar{V} có chỉ số.

Lưu lượng nước ở hệ tiêu thụ 1 có thể tìm được từ phương trình:

$$S_1 V_1^2 = S_{1,5} V^2 \quad (7-38)$$

ở đây: S_1 - trở kháng hệ tiêu thụ 1, kể cả nhánh; $S_{1,5}$ - trở kháng mạng nhiệt với tất cả các nhánh và hệ tiêu thụ từ 1 đến 5.

Từ (7-38) ta tìm được:

$$\bar{V}_1 = \frac{V_1}{V} = \sqrt{\frac{S_{1,5}}{S_1}} \quad (7-39)$$

Ta tìm được lưu lượng nước qua hệ tiêu thụ 2 nhờ phương trình:

$$S_2 V_2^2 = S_{2,5} (V - V_1)^2 \quad (7-40)$$

ở đây: S_2 - trở kháng của hệ tiêu thụ 2; $S_{2,5}$ - trở kháng của mạng nhiệt với tất cả các nhánh và hệ tiêu thụ từ 2 đến 5.

Ta có thể xác định hiệu lưu lượng $V - V_1$ từ phương trình:

$$S_{10,5}(V - V_1)^2 = S_{1,5}V^2 \quad (7-41)$$

ở đây: $S_{10,5} = S_{10} + S_{2,5}$; S_{10} - trở kháng đoạn ống II, từ đó:

$$(V - V_1)^2 = V^2 \frac{S_{1,5}}{S_{10,5}} \quad (7-42)$$

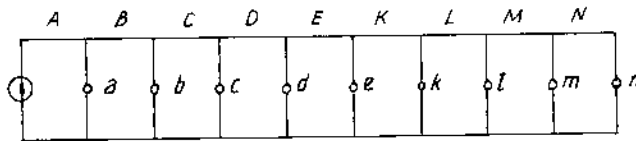
Từ (7-40) và (7-42) ta tìm được:

$$\bar{V}_2 = \sqrt{\frac{S_{1,5}}{1} \frac{S_{2,5}}{S_{10,5}} \frac{1}{S_2}} \quad (7-43)$$

Tương tự ta tìm được lượng nước qua hệ tiêu thụ 3:

$$\bar{V}_3 = \sqrt{\frac{S_{1,5}}{1} \frac{S_{2,5}}{S_{10,5}} \frac{S_{3,5}}{S_{10,5}} \frac{1}{S_3}} \quad (7-44)$$

ở đây: $S_{3,5}$ - trở kháng của mạng nhiệt với tất cả các nhánh và hệ tiêu thụ từ 2 đến 5; $S_{10,5} = S_{10} + S_{2,5}$; S_{10} - trở kháng của đoạn ống III.



Hình 7-11. Sơ đồ mạng nhiệt.

Nếu mạng nhiệt nối n hệ tiêu thụ (hình 7-1) thì lưu lượng nước tương đối qua hệ m bất kỳ sẽ là:

$$\bar{V}_m = \sqrt{\frac{S_{a \cdot n}}{1} \frac{S_{b \cdot n}}{S_{B \cdot n}} \frac{S_{c \cdot n}}{S_{C \cdot n}} \dots \frac{S_{m \cdot n}}{S_{M \cdot n}} \frac{1}{S_m}} \quad (7-45)$$

Từ (7-45) ta suy ra:

1. Lưu lượng nước tương đối qua hệ tiêu thụ chỉ phụ thuộc vào trở kháng của mạng và hệ tiêu thụ chứ không phụ thuộc vào lưu lượng nước tuyệt đối trong mạng.

2. Nếu trong mạng có n hộ tiêu thụ thì tỉ số lưu lượng nước qua các hộ tiêu thụ d và m (ở đây $d < m$) sẽ chỉ phụ thuộc vào trở kháng hệ thống, bắt đầu từ khâu d đến cuối mạng chứ không phụ thuộc vào trở kháng mạng trước khâu d (hình 7-11).

$$\frac{V_m}{V_d} = \sqrt{\frac{S_{en} \cdot S_{kn} \cdot S_{ln} \cdot S_{mn} \cdot S_d}{S_{En} \cdot S_{Kn} \cdot S_{Ln} \cdot S_{Mn} \cdot S_m}} \quad (7-46)$$

Khi thay đổi trở kháng ở đoạn nào đó của mạng thì ở tất cả các hộ tiêu thụ nằm giữa đoạn này và điểm cuối của mạng lưu lượng nước sẽ thay đổi tỷ lệ. Trong phân mạng mà lưu lượng thay đổi tỷ lệ, ta xác định mức độ thay đổi lưu lượng φ chỉ ở một hộ tiêu thụ là đủ. φ là tỉ số giữa lưu lượng nước ở các hộ tiêu thụ sau khi ngắt hộ tiêu thụ ở điểm x của mạng với lưu lượng nước ở các hộ tiêu thụ trước khi ngắt hộ tiêu thụ ở điểm x .

Lưu lượng nước tổng ở mạng nhiệt (hình 7-11):

$$V = \sqrt{\frac{H}{S_{An}}} \quad (7-47)$$

trong đó: H - cột áp ở ống góp của trạm, m ; S_{An} - trở kháng tổng của mạng nhiệt, $m.s^2/m^5$; $S_{An} = S_A + S_m$.

7.4.3 Tính toán phân chia dòng ở mạng vòng

Mạng nhiệt có thể tạo thành hệ thống nhiều vòng. Tính toán phân chia dòng ở các hệ thống như vậy sẽ là bài toán phức tạp, có thể giải bằng máy tính hoặc phương pháp mô hình hoá.

Nguyên tắc tính phân chia dòng ở mạng nhiều vòng được dựa trên các phương trình Kiésosol. Tùy theo mức độ đặt các bộ điều chỉnh tự động cho hệ thống cấp nhiệt trong thực tế ta gặp hai điều kiện tính toán khác nhau.

1. Cho trước lưu lượng nước ở hộ tiêu thụ V và trở kháng các đoạn của mạng vòng S_{vg} , yêu cầu xác định sự phân chia lưu lượng nước trên các đoạn của mạng vòng.

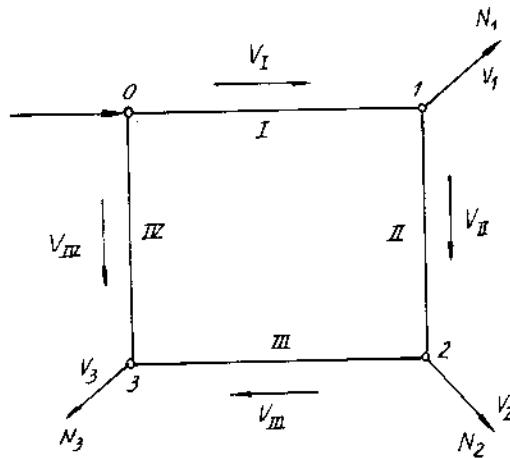
2. Cho trước giáng áp sử dụng Δp_{vg} hoặc cột áp sử dụng ΔH_{vg} ở chỗ đưa nước tới mạng vòng và trở kháng của tất cả các đoạn của hệ thống cấp nhiệt S , yêu cầu xác định lưu lượng nước ở hệ thống cấp nhiệt và sự phân chia nước theo các đoạn của mạng vòng.

Điều kiện thứ nhất đặc trưng cho hệ thống cấp nhiệt có bộ điều chỉnh lưu lượng ở chỗ nối hộ tiêu thụ; điều kiện thứ hai - là cho hệ thống không có bộ điều chỉnh lưu lượng nước.

Tính toán phân chia dòng ở mạng vòng có bộ điều chỉnh lưu lượng

Sơ đồ của mạng gồm 1 vòng được biểu diễn trên hình 7-12.

Nước đi từ trạm vào nút O và được phân chia ra theo các đoạn I - IV giữa các hộ tiêu thụ: 1, 2 và 3. Các lưu lượng nước V_1 , V_2 và V_3 ở các hộ tiêu thụ được cho trước và được giữ không đổi nhờ các bộ điều chỉnh lưu lượng. Lưu lượng tổng của nước $V = V_1 + V_2 + V_3$. Đòi hỏi phải tính sự phân chia lưu lượng nước theo các đoạn.



Hình 7-12. Sơ đồ mạng một vòng.

Ta quy ước:

a) dòng nước đi vào nút được coi là dương, còn dòng nước ra khỏi nút được coi là âm.

b) tổn thất cột áp của dòng chảy trong đường viên (côngtua) theo chiều kim đồng hồ được coi là dương, còn tổn thất cột áp của dòng chảy trong đường viên ngược chiều kim đồng hồ được coi là âm. Với quy ước trên, bằng cách sau đây ta có thể viết phương trình Kiécsof áp dụng cho mạng nhiệt.

Phương trình Kiécsof thứ nhất: tổng đại số các lưu lượng nước ở nút bất kỳ bằng 0:

$$\sum V = 0 \quad (7-48)$$

Phương trình Kiécsof thứ hai: tổng đại số các tổn thất cột áp của một côngtua kín bất kỳ bằng 0:

$$\sum SV^2 = 0 \quad (7-49)$$

Chúng ta tiến hành tính toán mạng nhiệt (hình 7-12) dựa trên các phương trình Kiécsof.

Ta đưa ra một sự phân chia bất kỳ lưu lượng nước trên các đoạn thoả mãn phương trình Kiécsof thứ nhất:

$$V_I = V_1 + V_{II}; V_{II} = V_2 + V_{III}; V_{IV} = V - V_I = V_3 - V_{III}; \quad (7-50)$$

(chỉ số La mã chỉ lưu lượng ở các đoạn ống, chỉ số Ả rập chỉ lưu lượng ở các nhánh tới hộ tiêu thụ).

Theo phương trình Kiécsof thứ hai ta xác định sai số khép các tổn thất cột áp (giáng áp) trong vòng I-II-III-IV:

$$\delta p = \sum SV^2 = S_I V_I^2 + S_{II} V_{II}^2 + S_{III} V_{III}^2 - S_{IV} V_{IV}^2 \quad (7-51)$$

ở đây: S_I, S_{II}, S_{III} và S_{IV} - các trở kháng của các đoạn ống tương ứng.

Sai số khép mà dương thì chứng tỏ rằng đã bị quá tải ở các đoạn có lưu lượng theo chiều kim đồng hồ và đã bị non tải ở các đoạn có lưu lượng ngược chiều kim đồng hồ.

Để làm cho sai số khép của tổn thất cột áp bằng 0, ta cần phải đưa lưu lượng hiệu chỉnh δV vào trong tính toán. Lưu lượng hiệu chỉnh cần phải được trừ khỏi lưu lượng đã chọn sơ bộ ở các đoạn quá tải và cần phải cộng thêm vào lưu lượng đã chọn sơ bộ ở các đoạn non tải. Lưu lượng hiệu chỉnh có thể được xác định theo phương trình (7-51), nếu trong đó ta lấy $\delta p = 0$ và đưa đại lượng hiệu chỉnh vào phần phải của phương trình. Trong trường hợp này phương trình sẽ có dạng:

$$S_I(V_I - \delta V)^2 + S_{II}(V_{II} - \delta V)^2 + S_{III}(V_{III} - \delta V)^2 - S_{IV}(V_{IV} + \delta V)^2 = 0 \quad (7-52)$$

Khi giải phương trình này và bỏ qua các phân tử có chứa $(\delta V)^2$ vì khá nhỏ ta sẽ được:

$$\delta V = \frac{\delta p}{(2 \sum SV)} \quad (7-53)$$

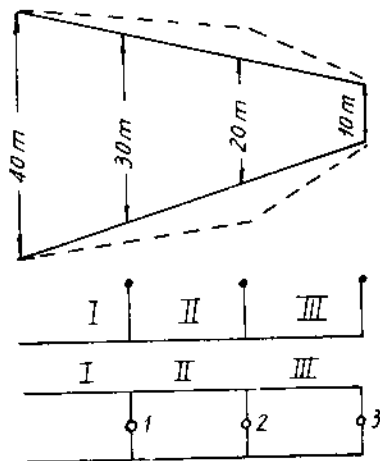
trong đó: $\sum SV = S_I V_I + S_{II} V_{II} + S_{III} V_{III} + S_{IV} V_{IV}$; $\sum SV$ là đại lượng luôn dương; dấu của δV luôn trùng với dấu của δp .

Sau khi ta đã xác định giá trị δV , ta xác định rõ thêm các lưu lượng ở các đoạn và lại tiến hành tính kiểm tra. Thường thì sau lần hiệu chỉnh thứ hai ta sẽ có được kết quả hoàn hảo.

Bài tập ví dụ

Sơ đồ mạng nước với ba hộ tiêu thụ và đồ thị cột áp cho nó ở chế độ định mức khi lượng nước ở mỗi hộ tiêu thụ là $V_1 = V_2 = V_3 = 0,1 \text{ m}^3/\text{s}$ được biểu diễn trên hình 7-13.

Hãy xác định lưu lượng nước ở các hộ tiêu thụ và xây dựng đồ thị cột áp khi ngắt hộ tiêu thụ 2. Khi tính ta chấp nhận rằng cột áp của bơm trạm đối với cả hai chế độ sẽ giữ không đổi và bằng 40 m.



Hình 7-13. Cho bài tập ví dụ.

Giải

Ta xác định các trở kháng của các đoạn của mạng và các độ dẫn của các hộ tiêu thụ theo các đại lượng ΔH và H đối với chế độ định mức.

Đoạn	$V, m^3/s$	$\Delta H, m$	$S = \Delta H/V^2, m.s^2/m^6$	$a = V/\sqrt{\Delta H}, m^3/s.m^{0,5}$
I	0,3	10	111	0,0182
II	0,2	10	250	
III	0,1	10	1000	
1	0,1	30	3000	
2	0,1	20	2000	
3	0,1	10	1000	

Các trở kháng và độ dẫn của các đoạn mạng sau khi ngắt hộ tiêu thụ 2:

$$S_{II-3} = S_{II} + S_{II} + S_3 = 250 + 1000 + 1000 = 2250 \text{ m.s}^2/\text{m}^6$$

$$a_{II-3} = \frac{1}{\sqrt{S_{II-3}}} = \frac{1}{\sqrt{2250}} = 0,0210 \text{ m}^3/\text{s.m}^{0,5}$$

$$a_{1,3} = a_1 + a_{II-3} = 0,0182 + 0,0210 = 0,0392 \text{ m}^3/\text{s.m}^{0,5}$$

$$S_{1,3} = \frac{1}{a_{1,3}^2} = \frac{1}{0,0392^2} = 652 \text{ m.s}^2/\text{m}^6$$

Trở kháng tổng của mạng sau khi ngắt hộ tiêu thụ 2:

$$S_{I-3} = S_I + S_{1,3} = 111 + 652 = 763 \text{ m.s}^2/\text{m}^6$$

Lưu lượng nước tổng sau khi ngắt hộ tiêu thụ 2:

$$V' = \sqrt{\frac{\Delta H'}{S_{I-3}}} = \sqrt{\frac{40}{763}} = 0,229 \text{ m}^3/\text{s}$$

Các lưu lượng nước ở các hộ tiêu thụ 1 và 3:

$$V_1 = V' \sqrt{\frac{S_{1,3}}{S_I}} = 0,229 \sqrt{\frac{652}{3000}} = 0,107 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V_3 = V' - V_1 = 0,229 - 0,107 = 0,112 \text{ m}^3/\text{s}$$

Các tổn thất cột áp ở các đoạn mạng và ở các hộ tiêu thụ:

$$\Delta H'_1 = S_1 V_1^2 = 3000 \cdot 0,107^2 = 34,3 \text{ m}$$

$$\Delta H'_{II} = 250 \cdot 0,122^2 = 3,7 \text{ m}$$

$$\Delta H'_2 = \Delta H'_1 - \Delta H'_{II} = 34,3 - 3,7 = 30,6 \text{ m}$$

$$\Delta H'_3 = 1000 \cdot 0,122^2 = 14,9 \text{ m}$$

Dựa theo các đại lượng tìm được ta xây dựng đồ thị cột áp cho chế độ mới (đường chấm chấm trên hình 7-13).

7.5 TÍNH TOÁN ĐỘ BỀN CỦA ỐNG

7.5.1 Chiều dầy ống dẫn

Chiều dầy ống dẫn được xác định theo công thức:

$$s = \frac{p}{2\varphi\sigma_{cp} + p} d_n + c, \text{ mm} \quad (7-54)$$

ở đây: p là áp suất môi chất trong ống, MPa ; σ_{cp} , MPa là ứng suất cho phép trong kim loại ống; d_n , mm là đường kính ngoài của ống; φ là hệ số bền, kể đến kim loại và mức thép, có mối hàn hay không; c , mm là phần thêm.

Phần thêm của chiều dày ống sẽ bằng:

$$c = a.(s - c), \text{ mm} \quad (7-55)$$

hoặc
$$c = \frac{a}{a+1} s, \text{ mm} \quad (7-56)$$

Đối với ống thẳng, tùy theo độ cho phép của chiều dày ống s trong giới hạn từ 15 đến 5%, giá trị a sẽ thay đổi từ 0,18 đến 0,05; khi đó thì:

$$c = \frac{0,18}{1,18} .s \approx 0,153.s$$

và:
$$c = \frac{0,05}{1,05} .s \approx 0,0475.s; \text{ trung bình } c \approx 0,1.s$$

Đối với ống cong, tùy theo độ cho phép của chiều dày ống từ 15% đến 0 và bán kính cong tương đối của ống R/d_n :

$$1,9 \leq \frac{R}{d_n} \leq 3,5$$

Giá trị của a sẽ thay đổi trong khoảng từ 0,20 đến 0,03. Công thức (7-54) chỉ đúng với điều kiện:

$$\frac{s - c}{d_n} = \frac{p}{2\varphi\sigma_{cp} + p} \leq 0,25$$

Phần thêm c cần phải không nhỏ hơn 0,5 mm . Chiều dày cực tiểu của ống s sẽ phụ thuộc vào đường kính ngoài:

$d_n, \text{ mm}$	≤ 38	≤ 51	≤ 70	≤ 90	≤ 108
$s, \text{ mm}$	1,75	2,0	2,5	3,0	3,5

7.5.2 Xác định ứng suất trong kim loại ống

Ở chế độ chảy ổn định của môi chất sẽ có những lực khác nhau tác động lên bề mặt ống dẫn, gây nên những ứng suất tương ứng. Áp suất trong của môi chất gây nên ứng suất quy dẫn σ_{qd} .

$$\sigma_{qd} = \frac{P[d_n - (s - c)]}{2\varphi(s - c)}, MPa \quad (7-57)$$

Lực kéo hoặc nén dọc ngoài P_n gây nên ứng suất kéo hoặc nén:

$$\sigma_{kn} = \frac{P_n}{f} \quad (7-58)$$

ở đây: f là diện tích tiết diện vành của ống, m^2 .

Ứng suất uốn do mômen ngẫu lực uốn ngoài M_u^n , MNm , tác dụng lên mặt phẳng trục dọc của ống:

$$\sigma_u = \frac{M_u^n}{\varphi_u W}, MPa \quad (7-59)$$

ở đây: W - mômen cản của tiết diện ngang của ống:

$$W = \frac{2I}{d_n}, m^3$$

Trong biểu thức này mômen quán tính chiều trục của tiết diện ngang của ống I , m^4 , sẽ là:

$$I = \frac{\pi}{64} (d_n^4 - d_1^4)$$

Hệ số bền của chỗ nối hàn ngang khi uốn φ_u đối với ống bằng thép cán ostenit nhiều crôm ta lấy bằng 0,6; thép rèn ostenit ta lấy bằng 0,7; đối với ống bằng thép perlit mà cán thì ta lấy bằng 0,8 v.v...

Đối với đường ống trong không gian, trong kim loại còn phát sinh ứng suất xoắn phụ τ , MPa , do mômen M_x^n trùng với mômen uốn tác dụng ở mặt phẳng vuông góc với trục dọc của ống (như vậy, $M_{xz}^n = M_{uxy}^n$; ở đây x, y, z là các trục tọa độ của ống trong không gian đó):

$$\tau = \frac{M_x^n}{2W} \quad (7-60)$$

Ứng suất tương đương tổng trong kim loại ống dẫn do các phụ tải bên ngoài kể trên (lực chiều trục P_n , mômen uốn M_u và mômen xoắn M_x^n) được tính theo công thức:

$$\sigma_{td}^n = \sqrt{(\sigma_{kn} + 0,8\sigma_u)^2 + 3\tau^2}, MPa \quad (7-61)$$

Dựa theo các công thức (7-58) ÷ (7-61) người ta cũng xác định các ứng suất tương ứng do các phụ tải gây nên bởi sự tự bù của ống dẫn; các chữ "n" ở các đại lượng tương ứng được thay bằng "tb".

Người ta kiểm tra ứng suất tương đương trong ống dẫn gây nên bởi tự bù theo quan hệ:

$$\sigma_{td}^{tb} \leq 0,87\sigma_{cp} \sqrt{2 - \left(\frac{\sigma_{ud}}{\sigma_{cp}}\right)^2} - \sigma_{td}^n \quad (7-62)$$

Nếu điều kiện này không thoả mãn thì ta phải có sự hiệu chỉnh đối với bản thiết kế đường ống (thay đổi tuyến đường, bố trí lại ổ đỡ cố định, thay đổi mác thép ...). Các giá trị của ứng suất cho phép σ_{cp} được xác định bởi độ bền lâu dài σ'_{ld} tùy theo nhiệt độ kim loại (khi nhiệt độ cao), bởi giới hạn bò σ'_{bo} (khi nhiệt độ tăng cao) và bởi độ bền đứt tạm thời σ^{20}_{bd} (ở nhiệt độ 20°C) với độ dự trữ bền tương ứng n: $n_{bd} = n_{bo} = 1,5$ và $n_{bd} = 2,6$; tức là đối với σ_{cp} ta chọn giá trị nhỏ nhất trong các giá trị:

$$\frac{\sigma'_{bd}}{1,5}; \frac{\sigma'_{bo}}{1,5} \text{ hay } \frac{\sigma^{20}_{bd}}{2,6}$$

7.6 TÍNH TOÁN TỔN THẤT NHIỆT CỦA ỐNG DẪN

Ở các ống dẫn đặt trong môi trường có nhiệt độ t_{m1} thấp hơn nhiệt độ của môi trường làm việc t_{m2} thì sẽ có tổn thất nhiệt. Tổn thất nhiệt của ống bọc cách nhiệt là lượng nhiệt truyền từ môi chất (có nhiệt độ t_{m2}) qua vách ống và lớp cách nhiệt đến môi trường xung quanh, thường là không khí hoặc là đất có nhiệt độ t_{m1} . Nếu chiều dài ống là L , m , đường kính trong d_i , m , và đường kính ngoài d_n , m , thì chiều dày lớp cách nhiệt s_{iz} , m , có hệ số dẫn nhiệt λ_{iz} , $W/m.K$, và các hệ số truyền nhiệt α_i hoặc α_n , $W/m^2.K$, ở phía môi chất hoặc môi trường bên ngoài, ta có thể xác định được dòng nhiệt tổn thất theo phương trình:

$$Q_z = q_z.L = \frac{\pi L(t_{m2} - t_{m1})}{\frac{1}{\alpha_i d_i} + \frac{1}{2\lambda_n} \ln \frac{d_n}{d_i} + \frac{1}{2\lambda_{iz}} \ln \frac{d_n + 2s_{iz}}{d_n} + \frac{1}{\alpha_n (d_n + 2s_{iz})}}, W \quad (7-63)$$

trong đó: $\lambda_0, W/m.K$, là hệ số dẫn nhiệt của vật liệu ống. Vì các số hạng thứ nhất và thứ hai ở mẫu số bé hơn số hạng thứ ba và thứ tư hàng trăm, hàng nghìn lần nên có thể bỏ đi mà kết quả không sai lệch nhiều và ta được:

$$Q_z = q_z \cdot L = \frac{\pi L (t_{mc} - t_{mt})}{\frac{1}{2\lambda_{iz}} \ln \frac{d_n + 2s_{iz}}{d_n} + \frac{1}{\alpha_n (d_n + 2s_{iz})}} = \frac{\pi L (t_{mc} - t_{mt})}{2\lambda_{iz} \ln \frac{d_{iz}}{d_n} + \frac{1}{\alpha_n d_{iz}}}, W \quad (7-63)$$

Nếu λ_{iz} thay đổi theo nhiệt độ thì trong các phương trình (7-63) và (7-64) đối với hơi và nước nóng ta có thể tính với giá trị trung bình $\bar{\lambda}_{iz}$ đối với nhiệt độ $\bar{t}_{iz} = \frac{t_{mc} + t_{mt}}{2}$, vì độ giảm nhiệt độ ở lớp giới hạn của nước hoặc hơi bão hoà chỉ bằng khoảng $1,5 \div 3^\circ C$ (do giá trị cao của α_n) và làm tăng nhiệt độ ở vách ống thép ($t_{je} = \frac{q_z}{2\lambda_{je}} \cdot \frac{d_n - d_t}{d_n - d_t}$) khoảng từ 10^{-1} đến $10^0 C$.

Đối với việc đặt trong chất có khối lượng ρ , và hàm lượng nước $w, kg/kg$, ta có thể xác định được giá trị của λ_z từ đồ thị a) hình 7-14, trong khi α_n đối với việc đặt trong không khí $w_k, m/s$, và vào cách thổi cũng như vào nhiệt độ của không khí t_k . Đối với không khí đứng yên hoặc là khi chảy dọc thì ta có thể xác định α_n từ biểu thức:

$$\alpha_n = 9,2 + 0,006(t_{im} - t_k), W/m^2.K \quad (7-65)$$

Còn khi không khí thổi vuông góc và có tốc độ $w_k \leq 5 m/s$ thì ta xác định λ_n từ biểu thức:

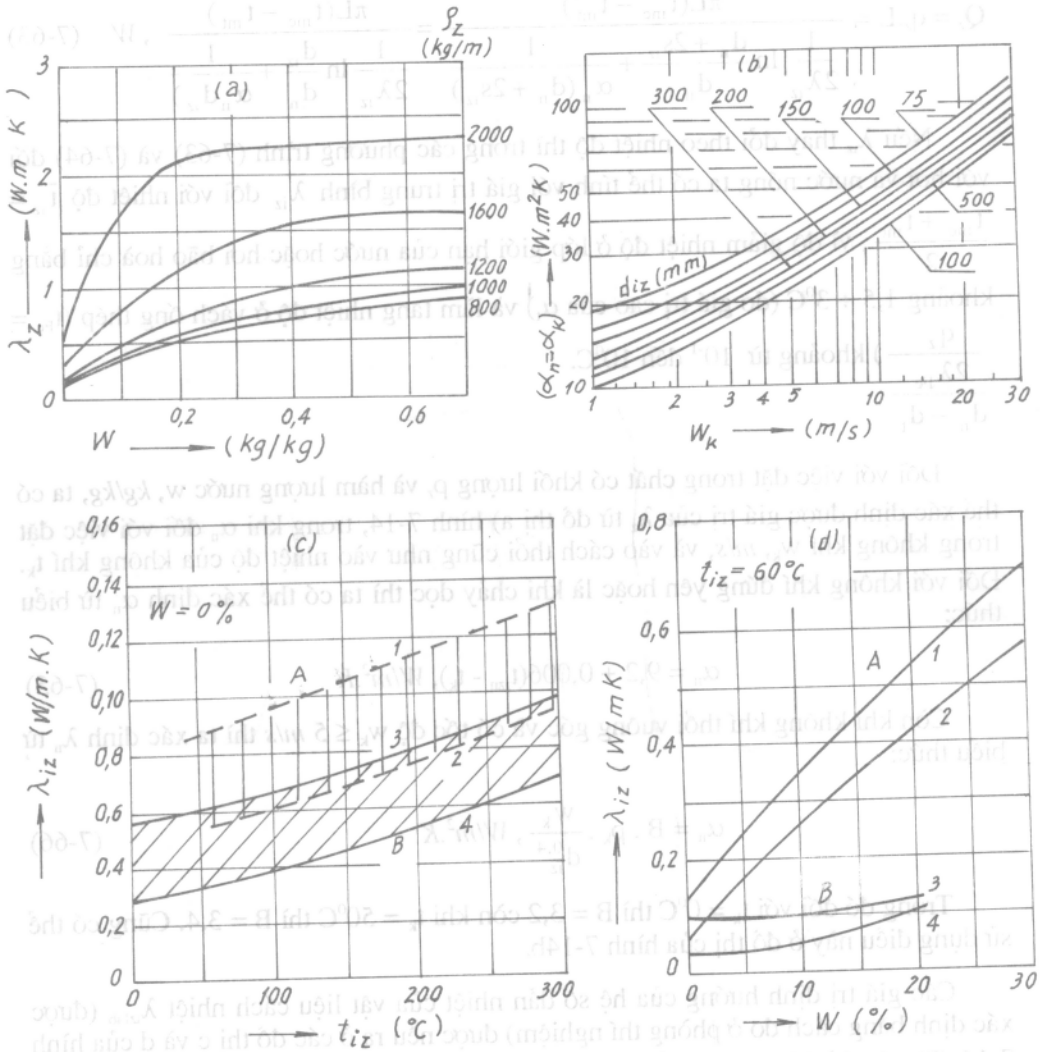
$$\alpha_n = B \cdot \rho_k \cdot \frac{w_k}{d_{iz}^{0,4}}, W/m^2.K \quad (7-66)$$

Trong đó đối với $t_k = 0^\circ C$ thì $B = 3,2$ còn khi $t_k = 50^\circ C$ thì $B = 3,4$. Cũng có thể sử dụng điều này ở đồ thị của hình 7-14b.

Các giá trị định hướng của hệ số dẫn nhiệt của vật liệu cách nhiệt $\lambda_{z,tab}$ (được xác định bằng cách đo ở phòng thí nghiệm) được nêu ra ở các đồ thị c và d của hình 7-14. Từ các đồ thị này có thể thấy rằng sự thay đổi của khối lượng rời $\rho_r, kg/m^3$ và hàm lượng nước $w, kg/kg$, (độ ẩm) đã ảnh hưởng như thế nào. Nói chung là độ ẩm và khối lượng rời mà tăng thì λ_z tăng, tức là khả năng cách nhiệt của chúng bị giảm. Vì thế ta cần tính lại $\lambda_{z,tab}$ ra điều kiện vận hành:

$$\lambda_{iz} = (1,15 \div 1,5)\lambda_{z,tab}, W/m.K \quad (7-67)$$

Bởi vậy bằng cách lác nén và thấm nước sẽ làm cho các lỗ không khí và khe rãnh bị điền đầy và giảm đi, điều này làm xấu độ dẫn nhiệt của cách nhiệt đi nhiều. Độ dẫn nhiệt trung bình của thép bằng khoảng $\lambda_{Fe} = 50 \text{ W/m.K}$.



Hình 7-14. Lựa chọn λ_z đối với đất (a), α_n đối với không khí (b) và chọn λ_{izlab} cho một số vật liệu cách nhiệt ở nhiệt độ t_{iz} (c), khối lượng ρ_r , rời và hàm lượng nước w (d):

A. Bê tông bọt: 1 - $\rho_r = 500$; 2 - $\rho_r = 300 \text{ kg/m}^3$; B. Thủy tinh cách nhiệt: 3 - $\rho_r = 250 + 300$; 4 - $\rho_r = 100 + 1500 \text{ kg/m}^3$.

Tổn thất nhiệt của ống dẫn đặt trong kênh có khoảng trống không khí có thể được tính theo công thức (7-63) trên cơ sở nhiệt độ không khí trong kênh lấy bằng $t_k = t_{kk}$ (nhiệt độ không khí trong kênh). Thường $t_{kk} = 30 \div 40^\circ\text{C}$. Có thể sử dụng công thức này cả khi trong kênh đặt nhiều ống dẫn và cả khi môi chất khác nhau và nhiệt độ khác nhau. Ta tính các tổn thất đối với từng ống độc lập với nhau, với cùng nhiệt độ không khí t_{kk} . Có thể giảm được sai sót do sự không chính xác của việc chọn t_{kk} bằng cách tính lặp lại, hơn nữa, kênh sẽ được coi như ống đặt trong đất với không khí như là môi chất mang nhiệt. Ở trạng thái ổn định, tất cả lượng nhiệt mà bằng tổn thất nhiệt từ ống đến không khí trong kênh, sẽ được dẫn đi qua vách kênh vào đất. Từ sự cân bằng các lượng nhiệt đó, có thể xác định (bằng phương pháp gần đúng) nhiệt độ của không khí trong kênh t_{kk} , nếu như biết nhiệt độ đất t_z . Khi đó tổn thất nhiệt của kênh đến đất có thể được tính từ công thức:

$$Q_{zk} = \frac{\pi L(t_{kk} - t_z)}{\frac{1}{\alpha_k d_{e1}} + \frac{1}{2\lambda_k \ln \frac{d_{e2}}{d_{e1}}} + \frac{1}{2\lambda_z \ln \frac{4h}{d_{e2}}}}, W \quad (7-68)$$

Trong đó hệ số truyền nhiệt $\alpha_k, W/m^2.K$, ở phía không khí bên trong kênh sẽ được xác định từ phương trình (7-65) hoặc (7-66). Độ sâu của kênh h được tính bằng m . Đường kính tương đương trong d_{e1}, m , và ngoài d_{e2}, m , phụ thuộc vào tiết diện ngang $S_{k1,2}, m^2$, và chu vi $O_{k1,2}, m$, của kênh bên trong (1) và ngoài (2):

$$d_{e1,2} = \frac{4S_{k1,2}}{O_{k1,2}}, m \quad (7-69)$$

Vì hệ số dẫn nhiệt của bê tông (thường kênh làm bằng bê tông) có giá trị $\lambda_k = 0,84 \div 1,45 W/m.K$ hầu như trùng với hệ số dẫn nhiệt của đất $\lambda_z = 0,8 \div 1,8 W/m.K$ nên ta có thể coi tường kênh là đất ($\lambda_k = \lambda_z$) và đơn giản hoá phương trình (7-68) thành phương trình:

$$Q_{zk} = \frac{\pi L(t_{kk} - t_z)}{\frac{1}{\alpha_k d_{e1}} + \frac{1}{2\lambda_z \ln \frac{4h}{d_{e2}}}}, W \quad (7-70)$$

Nhiệt độ của không khí bên trong kênh được rút ra từ sự cân bằng tổn thất Q_z theo phương trình (7-64) và Q_{zk} theo biểu thức (7-70) tức là từ điều kiện:

$$Q_z = Q_{zk}, W \quad (7-71)$$

như vậy ta có:

$$t_{vk} = t_{mc} - (t_{mc} - t_z) \frac{\frac{1}{2\lambda_{iz}} \ln \frac{d_n + 2s_{iz}}{d_n} + \frac{1}{\alpha_{kk}(d_n + 2s_{iz})}}{\frac{1}{2\lambda_{iz}} \ln \frac{d_n + 2s_{iz}}{d_n} + \frac{1}{\alpha_{kk}(d_n + 2s_{iz})} + \frac{1}{\alpha_k d_{el}} + \frac{1}{2\lambda_z} \ln \frac{4h}{d_{el}}}, ^\circ C \quad (7-72)$$

Khi tính toán định hướng có thể giả thiết $\alpha_k \approx \alpha_{kk} \approx 10 \div 12 \text{ W/m}^2 \cdot K$ và $t_z = 30^\circ C$. Khi phán đoán không đúng nhiệt độ đất t_z thì Q_z có thể sai vài phần trăm.

Tổn thất nhiệt của các ống dẫn có cách nhiệt được đặt thẳng đứng và trong đất sẽ được xác định từ phương trình:

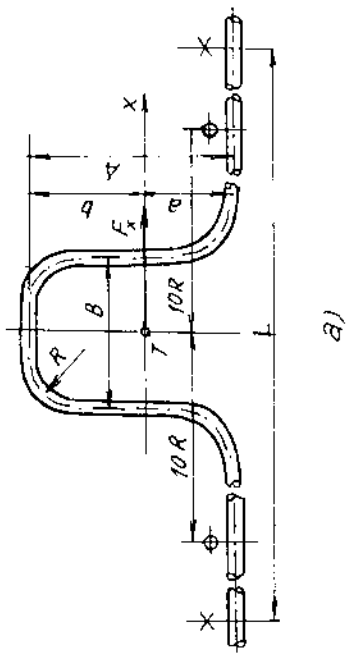
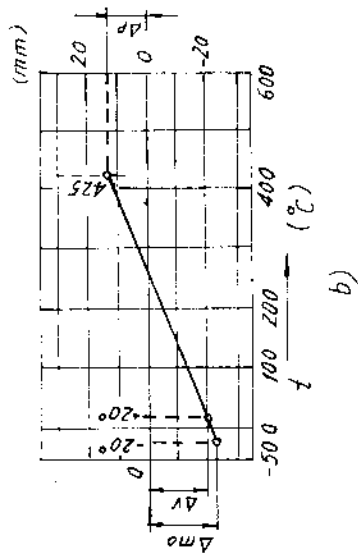
$$Q_z = q_z L \approx \frac{\pi L (t_{mc} - t_z)}{\frac{1}{2\lambda_{iz}} \ln \frac{d_n + 2s_{iz}}{d_n} + \frac{1}{2\lambda_z} \ln \frac{4h}{d_n + 2s_{iz}}}, W \quad (7-73)$$

7.7 BÙ DẪN NỞ NHIỆT - Ổ ĐỖ

Sự dẫn nở vì nhiệt khi nóng lên hoặc co lại khi nguội đi sẽ gây nên trong ốn những lực bổ sung mà đôi khi có thể làm vượt quá giới hạn cho phép của ứng suất đối với vật liệu làm ống và do đó gây tổn hại cho nó. Vì thế cần phải cân bằng sự dẫn nở vì nhiệt, điều này có thể thực hiện được hoặc bằng các giải pháp cấu trúc đặc biệt về hình dạng ống hoặc bằng cách sử dụng các loại bù. Các bộ phận dùng để tự bù của đường ống có thể có các dạng L, Z, P, S hoặc U như có thể thấy trên hình 7-15.

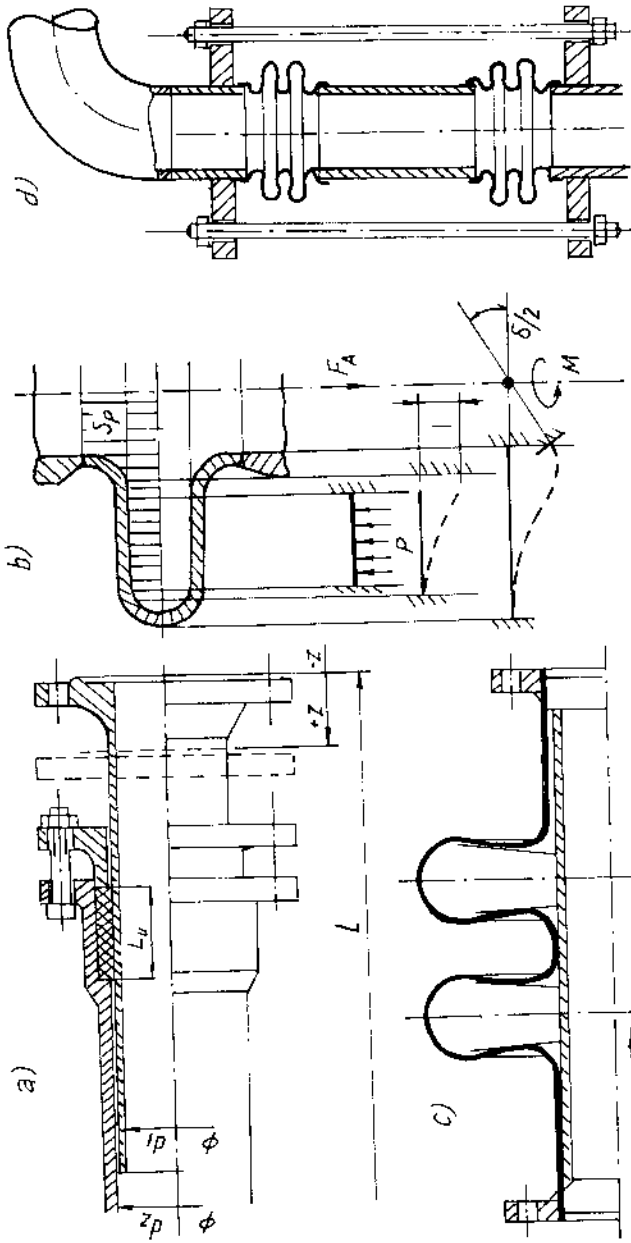
Các bộ phận bù được làm theo dạng chữ omega (Ω) hoặc dạng chữ U hoặc dạng bù hướng trục. Nhóm thứ nhất (hình 7-?) về thực chất là dạng chữ U với các bộ phận uốn theo tiêu chuẩn. Quá trình tính toán cũng được chuẩn hoá.

Bù hướng trục có hai loại: hoặc có gioăng đệm hoặc không có chèn (đệm). Đó là các loại bù kiểu thấu kính, kiểu hình sóng hoặc kiểu khớp nối (hình 7-17). Bù kiểu đệm (hình 7-17a) có khả năng cân bằng lớn với đường kính ngoài nhỏ, vì vậy nó rất thích hợp khi dẫn nở nhiều. Phải chú ý đến độ kín và điều này đã hạn chế nhiệt độ làm việc của môi chất $\leq 250^\circ C$. Ngoài ra cũng rất cần phải giữ cho đồng trục của ống nối. Các loại kiểu bù thấu kính, kiểu hình sóng và kiểu khớp nối (hình 7-17 b, c, d) thì không có bù chèn. Phần tử cơ bản của chúng là các phần đàn hồi (hình 7-17b) mà ứng suất tiếp tuyến có thể được xác định tương tự như ở bình vỏ mỏng tròn xoay. Mỗi phần tử đàn hồi có thể chịu được dẫn dài đến 1 cm. Nếu độ dẫn dài lớn thì ta phải làm nhiều "sóng" cạnh nhau. Để tránh việc không giữ được đối xứng (các sóng đi chệch khỏi trục) người ta có thể định vị bằng cơ cấu đặc biệt (hình 7-17 d).



Hình 7-16. Bù kiểu U:

a) Bản vẽ kích thước; b) Đồ thị biến dạng.

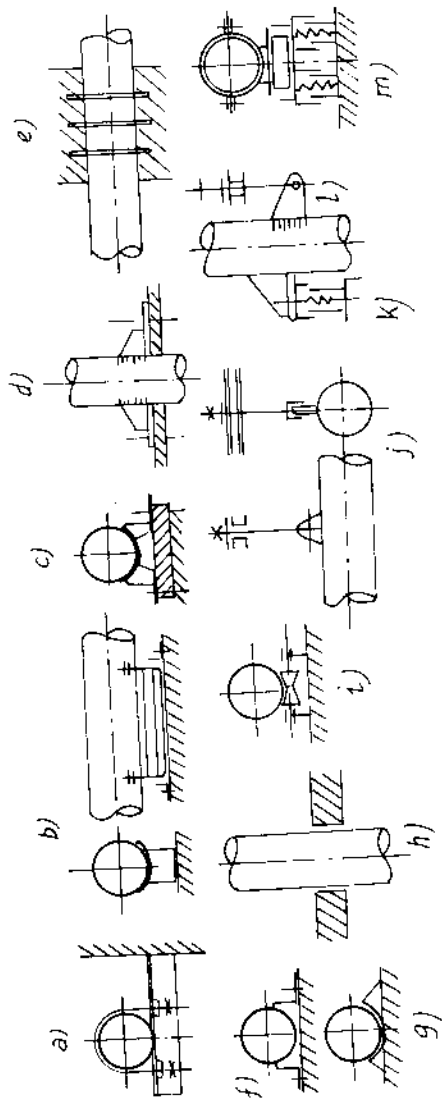


Hình 7-17. Các thiết bị bụi:

a - bụi đệm; b- bụi hình thấu kính; c - bụi hình sóng; d - bụi hình khớp nối.

Ổ đỡ và giá treo ống dẫn được dùng để thu nhận trọng lượng của nó và đồng thời để bảo đảm sự chuyển đổi tự do của các điểm trung gian của ống khi nhiệt độ thay đổi. Hình 7-18 biểu diễn sơ đồ cấu tạo của các ổ đỡ và giá treo ống dẫn. Tùy theo cấu trúc và công dụng của ổ đỡ người ta chia ra 4 loại: ổ đỡ cố định (còn gọi là ổ đỡ chết); ổ đỡ định hướng (ổ đỡ trượt, ổ đỡ trượt lăn); giá treo cứng; giá treo và ổ đỡ lò xo. Ổ đỡ cố định không cho phép dịch chuyển hoặc xoay ở chỗ lắp. Ổ đỡ định hướng cho phép dịch chuyển theo hướng bất kỳ của mặt phẳng ngang. Giá treo lò xo và ổ đỡ lò xo bảo đảm dịch chuyển theo hướng bất kỳ. Các loại và cấu trúc ổ đỡ được tiêu chuẩn hoá.

Ổ đỡ cố định ngoài tải trọng trọng lượng còn phải thu nhận ứng lực và mômen do tự bù dãn nở nhiệt. Ổ đỡ trượt do ma sát mà tạo thêm ứng lực phụ trong ống dẫn - lực này đạt tới 15 đến 20% trọng lượng đặt lên ổ đỡ.



Hình 7-18. Sơ đồ cấu tạo của các ổ đỡ và giá treo ống dẫn.

a, b, c, d, e - ổ đỡ cố định; f, g, h - ổ đỡ định hướng; a, c, d, f, g, i - các giá đỡ;
j, l - giá treo; k, l, m - ổ đỡ có lò xo.

Phụ lục 1.1 Một số đơn vị đo lường

Đại lượng	Đơn vị chính	Tính đổi một số đơn vị thường gặp
1. Nhiệt độ	$^{\circ}C$	$= T^{\circ}K - 273 = 5/9.(t^{\circ}F - 32)$
2. Chiều dài	m	$1\ in = 0,0254\ m = 12\ ft = 1/3\ yard$
3. Khối lượng	kg	$= 2,2046\ lb\ (pound) = 10^{-3}\ ton\ (metric)$
4. Thể tích	$m^3 = 10^3\ lit$	$1\ gal = 3,785\ lit$
5. Lực	$N\ (Newton)$	$= 1\ kg.m/s^2 = 10^5\ dyn = 0,22481\ lbf$
6. Áp suất	$N/m^2 = Pa\ (Pascal)$	$= 10^3\ mPa = 10^3\ kPa = 10^5\ bar = 10^6\ Mpa$ $= (1/9,81)\ mmHg = (1/133,32)\ mmHg$ $= (1/9,81).10^{-5}\ at = (1/6895)\ psi$
7. Năng lượng	$kJ = 10^3\ J$ $(1\ J = Ws$ $= N.m = 10^7\ erg)$	$= (1/4,187)\ kcal = (1/1,055)\ Btu$ $= (1/3600)\ kW.h$
8. Nhiệt dung riêng	$kJ/kg.K$	$1\ kcal/kg.K = 1\ Btu/lb.^{\circ}F = 4,187\ kJ/kg.K$
9. Công suất	$kW = 10^3\ W$	$1\ W = (1/1,163)\ kcal/h$ $= (1/0,293)\ Btu/h = (1/745,7)\ HP$

Phụ lục 1.2 Nước và hơi bão hoà (theo áp suất)

p , bar	t , °C	v' , $m^3/kg.10^{-6}$	v'' , m^3/kg	ρ'' , kg/m^3	i' , kJ/kg	i'' , kJ/kg	r , kJ/kg	s' , $kJ/kg.độ$	s'' , $kJ/kg.độ$
0,10	6,92	1000,1	129,9	0,00770	29,32	2513	2484	0,1054	8,975
0,015	13,038	1000,7	87,90	0,01138	54,75	2525	2470	0,1958	8,827
0,020	17,514	1001,4	66,97	0,01493	73,52	2533	2459	0,2609	8,722
0,025	21,094	1002,1	54,24	0,01843	88,50	2539	2451	0,3124	8,647
0,030	24,097	1002,8	45,66	0,02190	101,04	2545	2444	0,3546	8,576
0,035	26,692	1003,5	39,48	0,02533	111,86	2550	2438	0,3908	8,521
0,040	28,979	1004,1	34,81	0,02873	121,42	2554	2433	0,4225	8,473
0,045	31,033	1004,7	31,13	0,03211	1300,00	2557	2427	0,4507	8,431
0,050	32,88	1005,3	28,19	0,03547	137,83	2561	2423	0,4761	8,393
0,060	36,18	1006,4	23,74	0,04212	151,50	2567	2415	0,5207	8,328
0,070	39,03	1007,5	20,53	0,04871	163,43	2572	2409	0,5591	8,274
0,080	41,54	1008,5	18,10	0,05525	173,9	2576	2401	0,5927	8,227
0,090	43,79	1009,4	16,20	0,06172	183,3	2580	2397	0,6225	8,186
0,10	45,84	1010,3	14,68	0,06812	191,9	2584	2392	0,6492	8,149
0,11	47,72	1011,1	13,40	0,07462	199,7	2588	2388	0,6740	8,116
0,12	49,45	1011,9	12,35	0,08097	207,0	2591	2384	0,6966	8,085
0,13	51,07	1012,6	11,46	0,08726	213,8	2594	2380	0,7174	8,057
0,14	52,58	1013,3	10,69	0,09354	220,1	2596	2376	0,7368	8,031
0,15	54,00	1014,0	10,02	0,09980	266,1	2599	2373	0,7550	8,007
0,20	60,08	1017,1	7,647	0,1308	251,4	2609	2358	0,8321	7,907
0,25	64,99	1019,9	6,202	0,1612	272,0	2618	2346	0,8934	7,830
0,30	69,12	1022,2	5,226	0,1913	289,3	2625	2336	0,9441	7,769
0,40	75,88	1026,4	3,994	0,2504	317,7	2636	2318	1,0261	7,670
0,50	81,35	1029,9	3,239	0,3087	340,6	2645	2304	1,0910	7,593
0,6	85,95	1033,0	2,732	0,3661	360,0	2653	2293	1,1453	7,531
0,7	89,97	1035,9	2,364	0,4230	376,8	2660	2283	1,1918	7,479
0,8	93,53	1038,5	2,087	0,4792	391,8	2665	2273	1,2330	7,434
0,9	96,72	1040,9	1,869	0,5350	405,3	2670	2265	1,2696	7,394
1,0	99,64	1043,2	1,694	0,5903	417,4	2675	2258	1,3026	7,360
1,1	102,32	1045,2	1,550	0,6453	428,9	2679	2250	1,3327	7,328
1,2	104,81	1047,2	1,429	0,6999	439,4	2683	2244	1,3606	7,298
1,3	107,14	1049,2	1,325	0,7545	449,2	2687	2238	1,3866	7,271
1,4	109,33	1051,0	1,236	0,8080	458,5	2690	2232	1,4109	7,246
1,5	111,38	1052,7	1,159	0,8627	467,2	2693	2226	1,4336	7,223
1,6	113,32	1054,3	1,091	0,9164	475,4	2696	2221	1,4550	7,202
1,7	115,17	1055,9	1,031	0,9699	483,2	2699	2216	1,4752	7,182
1,8	116,94	1057,5	0,9773	1,023	490,7	2702	2211	1,4943	7,163
1,9	118,62	1059,1	0,9290	1,076	497,9	2704	2206	1,5126	7,145
2,0	120,23	1060,5	0,8854	1,129	504,8	2707	2202	1,5302	7,127
2,1	121,78	1061,9	0,8459	1,182	511,4	2709	2198	1,5470	7,111
2,2	123,27	1063,3	0,8098	1,235	517,8	2711	2193	1,5630	7,096
2,3	124,71	1064,6	0,7768	1,287	524,0	2713	2189	1,5783	7,081

Phụ lục 1.2 Tiếp theo

p , bar	t , °C	v' , $m^3/kg \cdot 10^{-6}$	v'' , m^3/kg	ρ'' , kg/m^3	i' , kJ/kg	i'' , kJ/kg	r , kJ/kg	s' , $kJ/kg \cdot độ$	s'' , $kJ/kg \cdot độ$
2,4	126,09	1065,9	0,7465	1,340	529,8	2715	2185	1,5929	7,067
2,5	127,43	1067,2	0,7185	1,392	535,4	2717	2182	1,6071	7,053
2,6	128,73	1068,5	0,6925	1,441	540,9	2719	2178	1,621	7,040
2,7	129,98	1069,7	0,6684	1,406	546,2	2721	2175	1,634	7,027
2,8	131,20	1070,9	0,6461	1,548	551,4	2722	2171	1,647	7,015
2,9	132,39	1072,1	0,6253	1,599	556,5	2724	2167	1,660	7,003
3,0	133,54	1073,3	0,6057	1,651	561,4	2725	2165	1,672	6,992
3,1	134,66	1074,4	0,5873	1,703	566,3	2727	2161	1,683	6,981
3,2	135,75	1075,4	0,5701	1,754	571,1	2728	2157	1,695	6,971
3,3	136,82	1076,5	0,5539	1,805	575,7	2730	2154	1,706	6,961
3,4	137,86	1077,6	0,5386	1,857	580,2	2731	2151	1,717	6,951
3,5	138,88	1078,6	0,5241	1,908	584,5	2732	2148	1,728	6,941
3,6	139,87	1079,7	0,5104	1,959	588,7	2734	2145	1,738	6,932
3,7	140,84	1080,7	0,4975	2,010	592,8	2735	2142	1,748	6,923
3,8	141,79	1081,7	0,4852	2,061	596,8	2736	2139	1,758	6,914
3,9	142,71	1082,7	0,4735	2,113	600,8	2737	2136	1,768	6,905
4,0	143,62	1083,6	0,4624	2,163	604,7	2738	2133	1,777	6,897
4,1	144,51	1084,5	0,4518	2,213	608,5	2740	2131	1,786	6,889
4,2	145,39	1085,5	0,4416	2,264	612,3	2741	2129	1,795	6,881
4,3	146,25	1086,5	0,4319	2,315	616,1	2742	2126	1,804	6,873
4,4	147,09	1087,4	0,4227	2,366	619,8	2743	2123	1,812	6,865
4,5	147,92	1087,4	0,4227	2,366	619,8	2743	2123	1,812	6,865
5,0	151,84	1092,7	0,3747	2,669	640,1	2749	2109	1,860	6,822
6,0	158,84	1100,7	0,3156	3,169	670,5	2757	2086	1,931	6,761
7,0	164,96	1108,1	0,2728	3,666	697,2	2764	2067	1,992	6,709
8,0	170,42	114,9	0,2403	4,161	720,0	2769	2048	2,016	6,663
9,0	175,35	1121,3	0,2149	4,654	742,8	2774	2031	2,094	6,623
10	179,88	1127,3	0,1946	5,139	762,7	2778	2015	2,138	6,587
11	184,05	1133,1	0,1775	5,634	781,1	2781	2000	2,179	6,554
12	187,95	1138,5	0,1633	6,124	798,3	2785	1987	2,216	6,523
13	191,60	1143,8	0,1512	6,614	814,5	2787	1973	2,251	6,495
14	195,04	1149,0	0,1408	7,103	830,0	2790	1960	2,284	6,469
15	198,28	1153,9	0,1317	7,593	844,6	2792	1947	2,314	6,445
16	210,36	1158,6	0,1238	8,080	858,3	2793	1935	2,344	6,422
17	204,30	1163,2	0,1167	8,569	871,6	2795	1923	2,371	6,400
18	207,10	1167,8	0,1104	9,058	884,4	2796	1912	2,397	6,379
19	212,37	1176,6	0,1047	9,549	896,6	2798	1901	2,422	6,359
20	212,37	1176,6	0,09958	10,04	908,5	2799	1891	2,447	6,340
21	214,84	1180,9	0,9492	10,54	919,8	2800	1880	2,470	6,322
22	217,24	1185,1	0,9068	11,03	930,9	2801	1870	2,492	6,305
23	219,55	1189,2	0,8679	11,52	941,5	2801	1860	2,514	6,288
24	221,77	1193,2	0,8324	12,01	951,8	2802	1850	2,534	6,272

Phụ lục 1.2 Tiếp theo

p, bar	t, °C	v', m ³ /kg.10 ⁻⁶	v'', m ³ /kg	ρ', kg/m ³	i', kJ/kg	i'', kJ/kg	r, kJ/kg	s', kJ/kg.độ	s'', kJ/kg.độ
25	223,93	1197,2	0,07993	12,51	961,8	2802	1840	2,554	6,256
26	266,03	1201,2	0,07688	13,01	971,7	2803	1831	2,573	6,242
27	228,06	1205,0	0,07406	13,50	981,3	2803	1822	2,592	6,227
28	230,04	1208,8	0,07141	14,00	990,4	2803	1813	2,611	6,213
29	231,96	1212,6	0,06895	14,50	999,4	2803	1804	2,628	6,199
30	233,83	1216,3	0,0665	15,00	1008,3	2084	1796	2,646	6,186
32	237,44	1223,8	0,06246	16,01	1025,3	2803	1778	2,679	6,161
34	240,88	1231,0	0,05875	17,02	1041,9	2803	1761	2,710	6,137
36	244,16	1238,0	0,05543	18,04	1057,5	2802	1745	2,740	6,113
38	247,31	1245,0	0,05246	19,06	1072,7	2802	1729	2,769	6,091
40	250,33	125,20	0,04977	20,00	1087,5	2801	1713	2,796	6,070
42	253,24	1258,8	0,04732	21,13	1101,7	2800	1698	2,823	6,049
44	256,05	1265,6	0,04508	22,18	1115,3	2798	1683	2,849	6,029
46	258,75	1272,4	0,04305	23,23	1128,8	2797	1668	2,874	6,010
48	261,37	1279,0	0,04118	24,29	1141,8	2706	1654	2,898	5,991
50	263,91	1285,7	0,03944	25,35	1154,4	2794	1640	2,921	5,973
55	269,94	1302,1	0,03564	28,06	1184,9	2790	1604,6	2,976	5,930
60	275,50	1318,5	0,03243	30,84	1213,9	2785	1570,8	2,027	5,890
65	280,83	1334,7	0,02973	33,64	1241,3	2779	1537,5	3,076	5,851
70	285,80	1351,0	0,02737	36,54	1267,4	2772	1504,9	3,122	5,814
75	290,50	1367,3	0,02532	39,49	1292,7	2766	1472,8	3,166	5,779
80	294,98	1383,8	0,02352	42,52	1317,0	2758	1441,1	3,028	5,754
85	299,24	1400,5	0,02192	45,62	1340,8	2751	1409,8	3,248	5,711
90	303,32	1417,4	0,02048	48,83	1363,7	2743	1379,3	3,287	5,678
95	307,22	1434,5	0,01919	52,11	1385,9	2734	1348,4	3,324	5,646
100	310,96	1452,1	0,01803	55,46	1407,7	2725	1317,0	3,360	5,615
110	318,04	1489	0,01598	62,58	1450,2	2705	1255,4	3,430	5,553
120	324,63	1527	0,01426	70,13	1491,1	2685	1193,5	3,496	5,492
130	330,81	1567	0,01277	78,30	1531,5	2662	1130,8	3,561	5,432
140	336,63	1611	0,01149	87,03	1570,8	2638	1066,9	3,623	5,372
150	342,11	1658	0,01035	99,62	1610	2611	1001,1	3,684	5,310
160	347,32	1710	0,009318	107,3	1650	2582	932,0	3,746	5,247
170	352,26	1768	0,008382	119,3	1690	2548	858,3	3,807	5,177
180	356,96	1837	0,007504	133,2	1732	2510	778,2	3,871	5,107
190	361,44	1921	0,00668	149,7	1776	2466	690	3,938	5,027
200	365,71	2040	0,00585	170,9	1827	2410	583	4,015	4,928
210	369,79	2210	0,00498	200,7	1888	2336	448	4,108	4,803
220	373,7	2730	0,00367	272,5	2016	2168	152	4,303	4,591

Phụ lục 1-3 Nước chưa sôi và hơi quá nhiệt

P, bar	t, °C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
0,04	v	0,0010018	36,12	38,45	40,75	43,07	45,39	47,69	50,01	52,31
	i	83,7	2574	2612	2650	2688	2726	2764	2803	2841
	s	0,2964	8,537	8,651	8,762	8,867	8,966	9,060	9,150	9,238
0,08	v	0,0010018	0,0010079	19,19	20,34	21,5	22,66	23,82	24,97	26,13
	i	83,7	167,5	2612	2650	2688	2726	2764	2802	2841
	s	0,2964	0,5715	8,331	8,441	8,546	8,645	8,74	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	12,27	12,94	13,6	14,26	14,92
	i	83,7	167,5	2611	2649	2687	2725	2763	2802	2840
	s	0,2964	0,5715	8,071	8,181	8,287	8,386	8,481	8,572	8,659
0,16	v	0,0010018	0,0010079	9,573	10,16	10,74	11,32	11,899	12,478	13,057
	i	83,7	167,5	2610	2649	2687	2725	2763	2802	2840
	s	0,2964	0,5715	8,009	8,12	8,225	8,324	8,419	8,51	8,597
0,20	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	8,119	8,584	9,049	9,513	9,977	10,441
	i	83,7	167,5	251,1	2648	2687	2725	2763	2801	2840
	s	0,2964	0,5715	0,8307	8,015	8,12	8,22	8,315	8,406	8,493
0,30	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	5,40	5,713	6,025	6,335	6,645	6,955
	i	83,7	167,5	251,1	2646	2685	2724	2762	2801	2839
	s	0,2964	0,5715	0,8307	7,825	7,931	8,031	8,126	8,217	8,304
1,0	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	0,0010289	1,695	1,795	1,889	1,984	2,078
	i	83,7	167,5	251,1	334,9	2676	2717	2757	2796	2835
	s	0,2964	0,5715	0,8307	1,0748	7,361	7,4665	7,562	7,654	7,743
1,2	v	0,0010018	0,0010079	0,0010171	0,0010289	0,0010434	1,491	1,572	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	7,475	7,568	7,657

Phụ lục 1-3 Tiếp theo

<i>p, bar</i>	200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
0.04	54,63	56,93	59,24	61,56	63,87	66,18	71,96	77,73	85,31	89,28	100,84
	2880	2918	2958	2997	3037	3037	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
0.08	27,29	28,44	29,6	30,75	31,9	33,06	35,94	38,84	41,72	44,61	50,38
	2880	2918	2957	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
	9,000	9,081	9,159	9,234	9,306	9,377	9,546	9,704	9,854	9,997	10,265
0.10	21,83	22,76	23,68	24,6	25,53	26,46	28,76	31,08	33,390	35,7	40,32
	2879	2918	2957	2997	3037	3077	3177	3280	3384	3490	3707
	8,897	8,978	9,056	9,131	9,203	9,274	9,443	9,601	9,751	9,895	10,162
0.12	18,19	18,96	19,73	20,5	21,27	22,04	23,96	25,89	27,82	29,74	33,6
	2897	2918	2957	2996	3036	3177	3177	3280	3384	3490	3707
	8,813	8,894	8,972	9,074	9,119	9,19	9,359	9,517	9,667	9,81	10,078
0.14	15,58	16,24	16,9	17,56	18,22	18,88	20,53	22,18	29,83	25,49	28,79
	2879	2918	2957	2997	3037	3077	3077	3280	3384	3490	3707
	8,742	8,823	8,9	8,975	9,048	9,119	9,288	9,446	9,596	9,739	10,007
0.16	13,635	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
	2,68	8,761	8,838	8,913	8,986	9,057	9,226	9,384	9,534	9,678	9,945
0.20	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
0.30	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
1.0	2,172	2,266	2,358	2,452	2,545	2,638	2,871	3,102	3,334	3,565	4,028
	2875	2914	2954	2993	3033	3074	3175	3278	3382	3488	3706
	7,828	7,91	7,988	8,064	8,139	8,211	8,381	8,541	8,69	8,333	9,097
1.2	1,807	1,886	1,964	2,042	2,12	2,197	2,391	2,584	2,777	2,97	3,357
	2874	2913	2953	2993	3033	3073	3174	3278	3382	3488	3705
	7,742	7,824	7,903	7,979	8,053	8,126	8,296	8,456	8,606	8,749	9,013

Phụ lục 1-3 Tiếp theo

p. bar	t. °C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
6,0	v	0,0010015	0,0010076	0,0010168	0,0010287	0,0010432	0,0010601	0,0010797	0,3167	0,3348
	i	84,3	167,9	251,5	335,2	419,1	503,7	589,1	2759	2805
	s	0,2964	0,7516	0,8302	1,0744	1,3062	1,5265	1,738	6,767	6,869
8,0	v	0,0010015	0,0010076	0,0010167	0,0010286	0,0010431	0,00106	0,0010795	0,00102	0,2473
	i	84,5	168,1	251,7	335,3	419,2	503,8	589,1	6,753	2792
	s	0,2962	0,5714	0,83	1,0742	1,306	1,5263	1,737	1,941	6,715
10	v	0,0010014	0,0010075	0,0010166	0,0010285	0,001043	0,0010598	0,0010794	0,0011018	0,1949
	i	84,7	168,3	251,8	335,4	419,3	503,9	589,2	675,4	2778
	s	0,296	0,5712	0,8298	1,074	1,3058	1,5261	1,737	1,941	6,588
12	v	0,0010013	0,0010074	0,0010165	0,0010284	0,0010429	0,0010597	0,0010793	0,0011016	0,1645
	i	84,9	168,5	251,9	335,5	419,4	504	589,3	675,5	2790
	s	0,2959	0,5711	0,8297	1,0738	1,3056	1,5259	1,737	1,94	6534
14	v	0,0010012	0,0010073	0,0010164	0,0010282	0,0010427	0,0010596	0,0010792	0,0011015	0,0011271
	i	85,1	168,7	252,1	335,7	419,6	504,2	589,5	675,7	763,2
	s	0,2958	0,571	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	0,001079	0,0011013	0,001127
	i	85,3	168,8	252,2	335,8	419,7	504,3	589,6	675,7	763,2
	s	0,2958	0,571	0,8296	1,0735	1,3052	1,5256	1,736	1,94	2,137
18	v	0,001001	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	19,39	2,136
20	v	0,0010009	0,001007	0,0010161	0,001028	0,0010424	0,0010593	0,0010788	0,0011011	0,0011267
	i	85,7	169,2	252,6	336,2	420,1	504,7	589,9	675,9	763,2
	s	0,2957	0,5708	0,8294	1,0731	1,3048	1,5252	1,736	1,939	2,136
30	v	0,0010004	0,0010065	0,0010157	0,0010275	0,0010419	0,0010587	0,0010782	0,0011004	0,0011258
	i	186,7	170,1	253,5	337	420,9	505,4	590,6	676,4	763,7
	s	0,2956	0,5707	0,829	1,0726	1,3038	1,5244	1,735	1,938	2,134
40	v	0,0010001	0,0010062	0,0010152	0,0010271	0,0010414	0,0010582	0,0010776	0,001097	0,0011251
	i	87,5	170,82	254,14	337,87	421,61	506,18	590,6	677,00	748,09
	s	0,2952	0,5698	0,828	1,072	1,303	1,523	1,734	1,936	2,133
50	v	0,0009997	0,0010057	0,0010148	0,0010266	0,0010409	0,0010577	0,0010770	0,0010990	0,0011243
	i	88,34	171,66	254,98	338,71	422,45	507,02	592,01	677,42	764,51
	s	0,2952	0,5698	0,828	1,071	1,3025	1,523	1,733	1,935	2,131

Phụ lục 1-3 Tiếp theo

P, bar	200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
6,0	0,3520	0,3688	0,3855	0,4019	0,4181	0,4342	0,4741	0,5136	0,5528	0,5919	0,6697
	2849,0	2891	2933	2975	3017	3059	3164	3270	3376	3483	3701
	6,963	7,051	7,135	7,215	7,292	7,366	7,541	7,704	7,857	8,001	8,266
8,0	0,2609	0,2739	0,2867	0,2993	0,3118	0,324	0,3542	0,3842	0,4137	0,4432	0,5018
	2839	2883	2926	2969	3011	3054	3160	3267	3373	3481	3699
	6,814	6,905	6,991	7,073	7,151	7,226	7,404	7,568	7,722	7,866	8,132
10	0,2060	0,2169	0,2274	0,2377	0,2478	0,2578	0,2822	0,3065	0,3303	0,3539	0,401
	2827	2874	2918	2962	3005	3058	3156	3263	3370	3479	3698
	6,692	6,788	6,877	6,961	7,04	7,116	7,296	7,461	7,615	7,761	8,027
12	0,1693	0,1788	0,1879	0,1967	0,2054	0,2139	0,2343	0,2547	0,2747	0,2944	0,333
	2816	2865	2911	2955	2999	3042	3151	3260	3364	3477	3696
	6,588	6,688	6,78	6,866	6,947	7,025	7,206	7,373	7,529	7,674	7,942
14	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
16	0,0011565	0,1309	0,1382	0,1452	0,1519	0,1585	0,1743	0,1899	0,2051	0,2201	0,249
	852,4	2844	2893	2940	2986	3030	3142	3253	3363	3472	3691
	2,329	6,524	6,554	6,711	6,796	6,877	7,063	7,233	7,39	7,537	7,804
18	0,0011563	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	6,622	6,646	6,732	6,814	7,003	7,175	7,333	7,48	7,75
20	0,0011561	0,1021	1,084	0,1143	0,12	0,1255	0,1384	0,1511	0,1634	0,1755	0,199
	852,4	2821	2875	2924	2972	3019	3134	3246	3357	3468	3690
	2,328	6,385	6,491	6,585	6,674	6,757	6,949	7,122	7,282	7,429	7,701
30	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	2823	2882	2937	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
40	0,0011542	0,0011880	0,0012282	0,05302	0,5679	0,08022	0,08782	0,007490	0,08162	0,08116	0,1008
	825,85	943,70	1037,49	2838,65	2901,45	2958,39	3089,44	3212,11	3330,18	3445,73	3647,75
	2,324	2,512	2,698	6,148	6,262	6,364	6,585	6,773	6,943	7,096	7,376
50	0,0011532	0,0011866	0,0012266	0,0012751	0,04330	0,04846	0,06310	0,05904	0,06462	0,06999	0,08029
	583,21	994,12	1037,49	1135,04	2858,33	2924,06	3065,57	3194,10	3315,94	3434,43	3666,80
	2,322	2,510	2,696	2,883	6,097	2,214	6,453	6,651	6,825	6,984	7,267

Phụ lục 1-3 Tiếp theo

P. bar	t. °C	20	40	60	80	100	120	140	160	180
60	v	0,0000992	0,0010053	0,0010144	0,0010262	0,0010404	0,0010572	0,0010764	0,0010984	0,0011235
	i	89,18	172,50	255,81	239,55	423,28	507,44	592,43	678,26	765,35
	s	0,2948	0,5694	0,827	1,070	1,3017	1,480	1,732	1,034	2,122
70	v	0,0009988	0,0010049	0,0010139	0,0010275	0,0010399	0,0010566	0,0010758	0,0010977	0,0011236
	i	90,43	173,33	256,65	339,96	423,7	508,27	593,26	678,68	765,76
	s	0,294	0,568	0,826	1,069	1,300	1,521	1,731	1,933	2,127
80	v	0,000983	0,0010043	0,0010134	0,0010254	0,0010398	0,0010564	0,0010972	0,001122	0,0011213
	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	1,5198	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	0,0010956	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	261,4	344,6	428,1	512	596,7	682,4	769,1
	s	0,2935	0,5668	0,8236	1,0662	1,2967	1,5165	1,727	1,927	2,121
130	v	0,0009961	0,001002	0,0010112	0,0010231	0,0010373	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	0,0009957	0,0010016	0,0010108	0,0010226	0,0010368	0,0010533	0,0010719	0,0010932	0,0011174
	i	96,9	179,9	263	346,2	429,6	513,1	598	683,6	770,2
	s	0,293	0,566	0,8224	10,648	1,2951	1,5148	1,724	1,925	2,118
160	v	0,0009948	0,0010007	0,0010099	0,0010217	0,0010359	0,0010522	0,0010707	0,0010918	0,0011157
	i	98,9	181,7	264,7	347,9	431,2	524,9	599,4	684,9	771,3
	s	0,2925	0,5653	0,8212	1,0634	1,2937	1,5131	1,722	1,922	2,116
240	v	0,0009912	0,0009973	0,0010065	0,0010182	0,001032	0,0010479	0,001066	0,0010864	0,0011095
	i	106,4	188,8	271,5	254,3	437,2	520,8	604,6	689,9	775,7
	s	0,2911	0,5625	0,8169	0,0582	1,2881	1,5062	1,715	1,915	2,108
300	v	0,0009886	0,0009949	0,0010041	0,0010156	0,0010293	0,001045	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	1,2864	1,5024	1,709	1,908	2,100

Phụ lục 1-3 Tiếp theo

P- bar	200	220	240	260	280	300	350	400	450	500	600
60	0,0011522	0,0011857	0,0012251	0,0012729	0,003405	0,03711	0,04324	0,04845	0,05327	0,05785	0,06658
	853,69	944,12	1037,49	1134,20	2809,34	2884,70	304,29	3176,52	3301,29	3422,71	3658,43
	2,321	2,508	2,693	2,880	5,940	6,078	6,339	6,546	6,728	6,888	7,178
70	0,0011513	0,0011045	0,0012236	0,0012709	1,003308	0,03029	0,03615	0,04084	0,04513	0,04918	0,05678
	854,10	944,54	1037,49	1134,20	1235,94	2841,58	3015,75	3157,26	3278,05	3410,98	3650,00
	2,319	2,506	2,691	2,876	3,063	5,943	6,235	6,455	6,640	6,806	7,097
80	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
90	0,0011496	0,0011822	0,0012207	0,0012669	0,0013246	0,0014016	0,02586	0,03001	0,03354	0,0368	0,04285
	855,5	945,2	1038,1	1134,2	1234,9	1344,4	2954	3114	3254	3386	3631
	2,316	2,502	2,686	2,87	3,056	3,249	6,033	6,28	6,481	6,656	6,957
100	0,0011482	0,0011805	0,0012185	0,001265	0,0013217	0,0013970	0,02247	0,02646	0,02979	0,03281	0,03837
	856	945,8	1038,3	1134,1	1234,5	1342,2	2920	3093	3239	3372	3621
	2,314	2,5	2,684	2,868	3,053	3,244	5,94	6,207	6,416	6,596	6,901
120	0,0011622	0,0011788	0,0012146	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	6,487	6,803
130	0,0011458	0,0011777	0,001215	0,0012593	0,0013137	0,0013847	0,01514	0,01905	0,02197	0,0245	0,02903
	857,4	946,9	1038,9	1133,8	1233,3	1339	2799	3026	3189	3334	3294
	2,309	2,495	2,678	2,86	3,043	3,23	5,657	6,006	6,243	6,138	6,758
140	0,0011448	0,0011766	0,0012136	0,0012575	0,0013111	0,0013808	0,01325	0,01726	0,0201	0,02252	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	6,39	6,716
160	0,001143	0,0011744	0,0012109	0,0012539	0,0013061	0,0013735	0,00978	0,01429	0,01704	0,0193	0,2322
	858,8	948	1039,5	1133,7	1232,2	1336,2	2612	2945	3137	3321	3567
	2,305	2,489	2,672	2,853	3,035	3,218	5,302	5,816	6,09	6,303	6,64
240	0,0011357	0,0011658	0,0012004	0,0012404	0,0012883	0,001375	0,001612	0,00676	0,00977	0,01174	0,01478
	862,6	950,9	1041,3	1134	1230,3	1331,2	1625	2638	2971	3174	3493
	2,295	2,477	2,657	2,835	3,011	3,19	3,684	5,236	5,723	5,999	6,394
300	0,0011305	0,0011597	0,0011931	0,0012315	0,0012764	0,0013311	0,001556	0,00283	0,00672	0,00869	0,01144
	865,4	953,3	1042,9	1134,7	1229	1329	1608	2155	2816	3073	3434
	2,287	2,468	2,647	2,822	2,996	3,171	3,64	4,476	5,446	5,799	6,242

Phụ lục 1.4 Nhiệt dung riêng trung bình từ 0 ÷ t°C
 C_p , kJ/m³.tc.độ

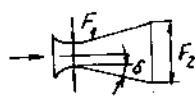
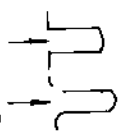
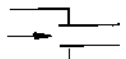
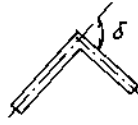
Chất t°C	CO ₂	N ₂	O ₂	H ₂ O	Không khí khô	C _{no} , kJ/kg.K
0	1,6204	1,3327	1,3076	1,4914	1,3009	
100	1,7200	1,3013	1,3193	1,5019	1,3051	0,8081
200	1,8079	1,3030	1,3369	1,5174	1,3097	0,8457
300	1,8808	1,3080	1,3583	1,5379	1,3181	0,8792
400	1,9836	1,3172	1,3796	1,5592	1,3302	0,9002
500	2,0453	1,3294	1,4005	1,5831	1,3440	0,9169
600	2,0592	1,3419	1,4152	1,6078	1,3583	0,9337
700	2,1077	1,3553	1,4370	1,6338	1,3725	0,9462
800	2,1517	1,3683	1,4529	1,6601	1,3821	0,9588
900	2,1915	1,3817	1,4663	1,6885	1,3993	0,9723
1000	2,2266	1,3938	1,4801	1,7133	1,4118	0,9839
1100	2,2593	1,4056	1,4935	1,7397	1,4236	0,9972
1200	2,2886	1,4065	1,5065	1,7657	1,4347	1,0048
1300	2,3158	1,4290	1,5123	1,7908	1,4454	1,0467
1400	2,3405	1,4374	1,5220	1,8151	1,4550	1,1304
1500	2,3636	1,4470	1,5312	1,8389	1,4642	1,1723
1600	2,3849	1,4554	1,5400	1,8619	1,4730	1,1723
1700	2,4042	1,4625	1,5483	1,8841	1,4809	1,2142
1800	2,4226	1,4705	1,559	1,9055	1,4809	1,2142
1900	2,4393	1,4780	1,5638	1,9252	1,4960	1,2560
2000	2,4552	1,4851	1,5714	1,9449	1,5031	1,2560
2100	2,4699	1,4914	1,5743	1,9633	1,5094	
2200	2,4837	1,4981	1,5851	1,9813	1,5174	
2300	2,4971	1,5031	1,5923	1,9984	1,5220	
2400	2,5097	1,5085	1,5990	2,0148	1,5274	
2500	2,5214	1,5144	1,6057	2,0307	1,5341	

Phụ lục 7.1 Giá trị hệ số A trong các công thức (7-12) ÷ (7-23)

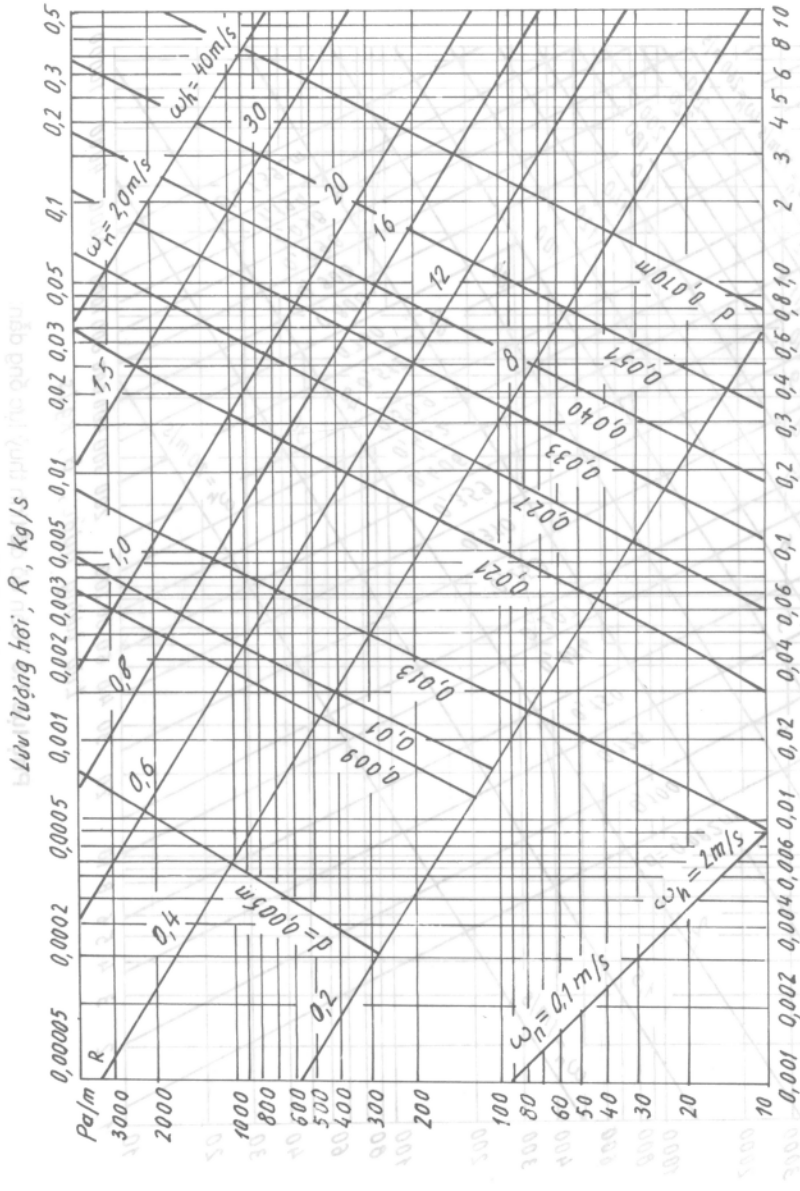
Hệ số	Thứ nguyên	Biểu thức	Độ nhám tương đương tuyệt đối k_{td} , m		
			0,0002	0,0005	0,001
A_R	$M^{0,25}$	$0,0894.k_{td}^{0,25}$	$10,6.10^{-3}$	$13,3.10^{-2}$	$15,92.10^{-3}$
A_R^n	$M^{3,25}/kg$	$0,0894.k_{td}^{0,25}/\rho$	$10,92.10^{-6}$	$13,62.10^{-6}$	$16,3.10^{-6}$
A_d	$M^{0,0175}$	$0,63.k_{td}^{0,0475}$	0,414	0,435	0,448
A_d^n	$M^{0,63}/kg^{0,19}$	$0,63.k_{td}^{0,0475}/\rho^{0,19}$	$111,5.10^{-3}$	117.10^{-3}	121.10^{-3}
A_G	$M^{-0,125}$	$3,35/k_{td}^{0,125}$	9,65	8,62	7,89
A_G^n	$kg^{0,5}/M^{1,625}$	$3,35\rho^{0,25}/k_{td}^{0,125}$	302	269	246
A_u	$M^{-0,19}$	$5,1/k_{td}^{0,19}$	25,2	21,4	18,6
A_u^n	$M^{0,53}/kg^{0,21}$	$5,1/(k_{td}^{0,19}.\rho^{0,24})$	4,54	3,82	3,34
A_l	$M^{-0,25}$	$9,1/k_{td}^{0,25}$	76,4	60,7	51,1

Phụ lục 7.2 Hệ số trở kháng cục bộ của ống dẫn

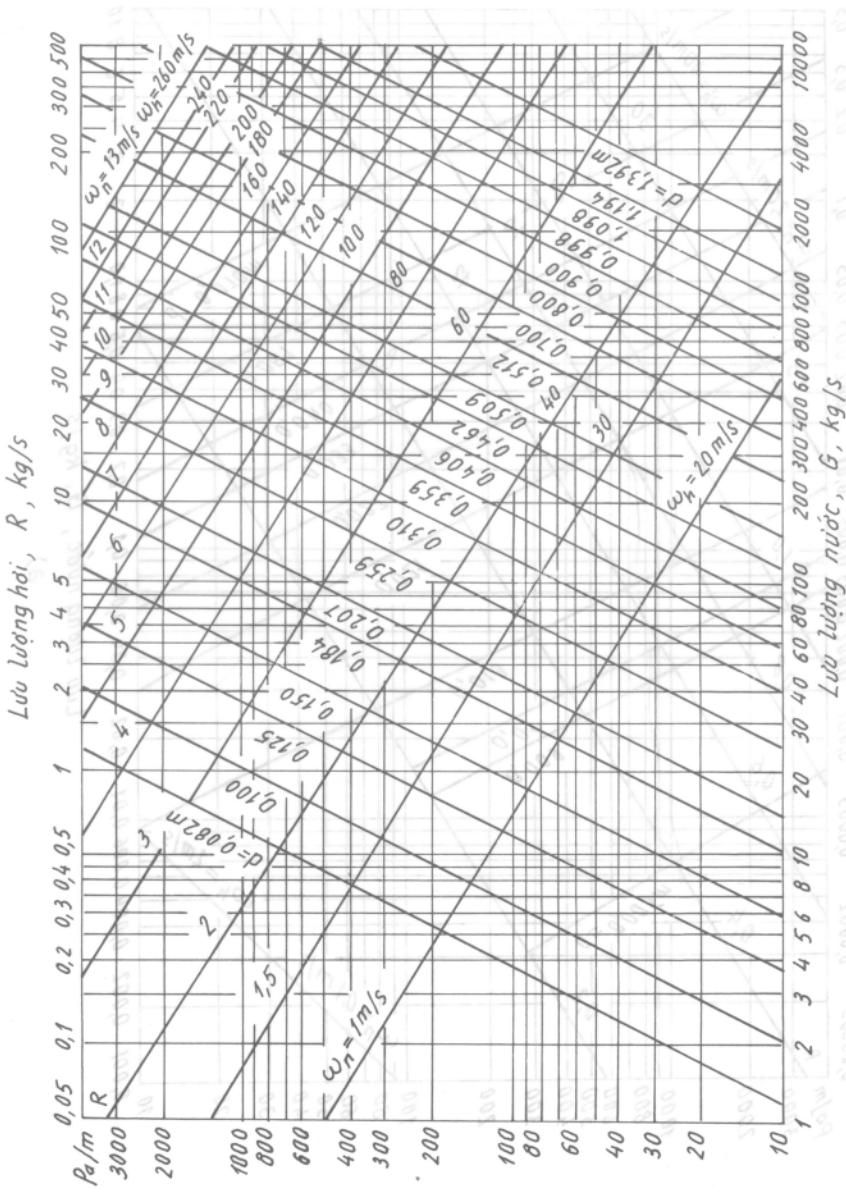
Tên	Hệ số ϵ	Chú thích
Van thông $d = 50 \div 400 \text{ mm}$	$4 \div 8$	-
Van Kosva	$0,5 \div 1,0$	-
Van chân	$0,3 \div 0,5$	-
Van vôi góc	0,4	-
Van vôi thông	$0,6 \div 2,0$	Tùy theo tiết diện lỗ thông
Bù dạng ô-mê-ga	1,7	-
Bù hình sóng	2,5	-
Bù đệm không tải	0,2	-
Van tháo nước	$8 \div 12$	-
Bộ phận lắng cặn	$4 \div 6$	-
Ống góc 90°	$1,0 \div 2,0$	-
Khuỷu nối ống 90° cong, $R = 1,0.d$	1,0	-
Khuỷu nối ống 90° nhọn, $R = 2.d$	0,7	-
Khuỷu nối ống 90° nhọn, $R = 4.d$	0,3	-
Khuỷu nối ống 90° nhọn, $R > 4.d$	$0,05 \div 0,2$	-
Khuỷu hàn (một mối)		
$\beta = 22,5^\circ$	0,11	-
$\beta = 45^\circ$	0,32	-
$\beta = 60^\circ$	0,68	-
$\beta = 90^\circ$	1,27	-
Nối chữ T (đồng gấp nhau)	3,0	-
Phản lắp thêm chỗ vào	1,0	Mép sắc
Phản lắp thêm chỗ vào	$0,5 \div 1,0$	-
Phản lắp thêm thay đổi được tiết diện	$0,3 \div 0,6$	Tùy theo độ nhọn
Ống Venturi	$(0,15 \div 0,20) \cdot \left[1 - \left(\frac{F_1}{F_2} \right)^2 \right]$	Góc lợi nhất $\beta = 6 \div 8^\circ$



$\rho = 0,085 + 1,285 \cdot \omega$; $\rho' = 0,0009 \cdot \omega$; $\rho'' = 0,0003 \cdot \omega$; $\rho''' = 0,0001 \cdot \omega$; $\rho'''' = 0,00005 \cdot \omega$; $\rho'''''' = 0,00001 \cdot \omega$
 $\rho' = 0,085 + 1,285 \cdot \omega$; $\rho'' = 0,0009 \cdot \omega$; $\rho''' = 0,0003 \cdot \omega$; $\rho'''' = 0,0001 \cdot \omega$; $\rho'''''' = 0,00001 \cdot \omega$
 p) $q = 0,085 + 1,285 \cdot \omega$; $\rho' = 0,0009 \cdot \omega$; $\rho'' = 0,0003 \cdot \omega$; $\rho''' = 0,0001 \cdot \omega$; $\rho'''' = 0,00005 \cdot \omega$; $\rho'''''' = 0,00001 \cdot \omega$
 g) $q = 0,002 + 0,0150 \cdot \omega$



Lưu lượng hơi, R, kg/s
 Lưu lượng nước, G, kg/s
 a)



Phụ lục 7.3 Toán đồ để tính thủy lực ống dẫn:

- a) $d = 0,005 \div 0,070 \text{ m}$;
- b) $d = 0,082 \div 1,392 \text{ m}$; $k_{\text{m}} = 0,0005 \text{ m}$; $\rho_n = 975 \text{ kg/m}^3$; $\rho_h = 2,45 \text{ kg/m}^3$. Với mật độ khác của hơi thì $R_2 = (2,45/\rho_2)R_1$; với mật độ khác của nước: $R_2 = (975/\rho_2) \cdot R_1$.

TÀI LIỆU THAM KHẢO CHÍNH

1. *Trương Duy Nghĩa, Nguyễn Sỹ Mão*. Thiết bị lò hơi. Nhà XBKHKT - 1975. Trường ĐHBK - HN 1985.
2. *Nguyễn Thị Mai Lý*. Giáo trình xử lý nước. ĐHBK - HN 1977.
3. *Phạm Lê Dân*. Hướng dẫn đồ án môn học Hệ thống cấp nhiệt. Trường Đại học Bách khoa - Hà nội 1991.
4. Đại học Đồng tế. Thiết bị lò hơi. (Tiếng Trung Quốc) Nhà XB Công nghiệp Trung Quốc - 1961.
5. *Phạm Tùng Chấn và cộng sự*. Thiết bị lò hơi. (Tiếng Trung Quốc) Nhà XB Công nghiệp Trung Quốc - 1961.
6. Đại học Thanh Hoa. Thiết bị lò hơi. (Tiếng Trung Quốc) Nhà XB Công nghiệp Trung Quốc - 1962.
7. *Bành Tuấn Khải và cộng sự*. Nguyên lý và tính toán lò hơi. (Tiếng Trung Quốc) Nhà XB Khoa học Trung Quốc - 1992.
8. *Quách Xuân Tử*. Quá trình cháy và tiết kiệm năng lượng lò hơi công nghiệp. (Tiếng Trung Quốc). Nhà xuất bản vật giá Trung Quốc - 1996.
9. Quốc tính đại tang (Nhật Bản). Kỹ thuật đốt dầu Madut. (Tiếng Trung Quốc) Nhà xuất bản Công nghiệp dầu mỏ và hoá chất - 1977.
10. *N. A. Xémémenko*. Kóchienur Ustanóvki prómuslennurk preprijachi. Moskva - 1960.
11. *A. P. Kavalióv và v.v...* Parógheneratorur. Moskva -1985.
12. *M. I. Reznikov và v.v...* Steam boilers of thermcl power stations. Mir Publishers - 1985.
13. *E. Hugot*. La sucrerie de cannes. Paris - 1985.
14. *René Maliecet*. Guide d'exploitation des chaufferies. Paris - 1980.
15. *Babcock & Wilcok*. Steam, its generation and use. USA - 1992.
16. *Nguyễn Công Hân, Nguyễn Quốc Trung, Đỗ Anh Tuấn*. Nhà máy nhiệt điện. Đại học Bách khoa Hà nội - 1994.
17. *V. Cerný*. Teplárenství a potrubní síta. Praha - 1982.
18. *E. IA. Xókólóv*. Teplófikasia i teplóvnie seti. Mòskva - 1982.

MỤC LỤC

	Trang
<i>Lời nói đầu</i>	3
Chương I. Khái niệm chung	5
1.1 Nhiệm vụ của thiết bị sinh hơi	5
1.2 Sơ qua về cấu tạo và nguyên lý hoạt động của thiết bị sinh hơi dùng nhiên liệu hữu cơ	5
1.2.1 Cấu tạo các loại lò hơi	5
1.2.2 Sơ lược quá trình vận hành lò hơi	8
1.3 Các đặc tính cơ bản và phân loại lò hơi	10
1.3.1 Các đặc tính cơ bản của lò hơi	10
1.3.2 Phân loại lò hơi	11
1.4 Nhiên liệu và sản phẩm cháy của nhiên liệu	13
1.4.1 Thành phần của nhiên liệu	13
1.4.2 Nhiên liệu và sản phẩm cháy của nhiên liệu	18
1.4.3 Phân loại nhiên liệu	15
1.4.4 Các phản ứng cháy, lượng không khí cần thiết và sản phẩm cháy	22
1.5 Cân bằng nhiệt và hiệu suất của thiết bị sinh hơi	33
1.5.1 Phương trình cân bằng nhiệt, nhiệt lượng có ích và suất tiêu hao nhiên liệu	33
1.5.2 Các loại tổn thất nhiệt	37
1.5.3 Thí nghiệm cân bằng nhiệt lò hơi	46
1.5.4 Sơ qua về hiệu suất exergi	48
1.6 Sơ qua về quá trình sinh hơi và ngưng tụ trong hệ thống cấp nhiệt	49

Chương II. Quá trình cháy và thiết bị buồng lửa.	52
2.1 Cơ sở lý thuyết của quá trình cháy trong buồng lửa	52
2.1.1 Các giai đoạn của quá trình đốt cháy nhiên liệu trong buồng lửa	52
2.1.2 Quá trình sấy nóng và sấy khô nhiên liệu	53
2.1.3 Giai đoạn thoát chất bốc và tạo cốc	53
2.1.4 Giai đoạn cháy	54
2.1.5 Giai đoạn tạo tro xỉ	59
2.2 Các yêu cầu và phân loại buồng lửa	60
2.2.1 Các tiêu chuẩn kinh tế kỹ thuật đối với buồng lửa	60
2.2.2 Phân loại buồng lửa	60
2.3 Buồng lửa cháy tầng	61
2.3.1 Buồng lửa ghi cố định	61
2.3.2 Buồng lửa ghi xích	73
2.4 Buồng lửa phun	82
2.4.1 Buồng lửa than phun	82
2.4.2 Buồng lửa phun dầu	89
2.4.3 Buồng lửa đốt khí	95
2.5 Sơ qua về buồng lửa đốt hỗn hợp	101
2.5.1 Buồng lửa xoáy	101
2.5.2 Buồng lửa tầng sôi (tầng lỏng)	103
Chương III. Quá trình sinh hơi và các bề mặt truyền nhiệt	107
3.1 Bề mặt sinh hơi và cách bố trí	107
3.1.1 Mục tiêu thiết kế bề mặt sinh hơi	107
3.1.2 Một số dạng bề mặt sinh hơi chính	108
3.1.3 Chế độ tuần hoàn của môi chất trong lò hơi	120
3.2 Các bề mặt truyền nhiệt phụ	130
3.2.1 Bộ quá nhiệt	130

3.2.2 Bộ hâm nước	131
3.2.3 Bộ sấy không khí	132
3.2.4 Bảo vệ bề mặt truyền nhiệt phụ	133
3.3 Tính nhiệt thiết bị sinh hơi	134
3.3.1 Các phương trình cơ bản	135
3.3.2 Tính nhiệt buồng lửa	138
3.3.3 Tính nhiệt các bề mặt truyền nhiệt đối lưu	142
3.3.4 Các bước của bài tính nhiệt	150
3.4 Chọn kim loại và tính sức bền các bề mặt truyền nhiệt	150
3.4.1 Điều kiện làm việc của các chi tiết trong lò hơi	150
3.4.2 Tính sức bền một số chi tiết trong lò hơi	151
3.5 Chế độ nước và chất lượng hơi	158
3.5.1 Chế độ nước lò hơi	158
3.5.2 Chất lượng hơi	170
Chương IV. Hệ thống thông gió	173
4.1 Nhiệm vụ và các biện pháp thông gió	173
4.1.1 Nhiệm vụ của hệ thống thông gió	173
4.1.2 Các biện pháp thông gió	173
4.2 Tính trở lực hệ thống thông gió	174
4.2.1 Trở lực ma sát dọc đường ống	174
4.2.2 Trở lực cục bộ	176
4.2.3 Trở lực thủy tĩnh	178
4.2.4 Trở lực động (gia tốc)	179
4.3 Tính hệ thống thông gió tự nhiên	184
4.3.1 Chiều cao ống khói	184
4.3.2 Tiết diện ống khói	185
4.4 Tính hệ thống thông gió cưỡng bức	186
4.4.1 Tính kích thước ống khói	186

4.4.2 Chọn quạt gió	187
4.4.3 Chọn quạt khói	188
Chương V. Thiết bị phụ và cấu trúc xây dựng.	191
5.1 Các loại thiết bị đo lường, tự động và an toàn trong lò hơi	191
5.1.1 Thiết bị đo lường	191
5.1.2 Thiết bị an toàn	194
5.1.3 Thiết bị tự động điều khiển	197
5.2 Khung lò, tường lò và bảo ôn	198
5.2.1 Khung lò	198
5.2.2 Tường lò và bảo ôn	194
5.3 Nhà lò và hệ thống cấp nhiên liệu, thải tro xỉ	202
5.3.1 Nhà lò	202
5.3.2 Hệ thống cấp than và thải tro xỉ	204
5.3.3 Hệ thống cấp dầu	206
Chương VI. Vận hành, bảo dưỡng và xu thế phát triển lò hơi	208
6.1 Một số chỉ tiêu kinh tế kỹ thuật	208
6.1.1 Một số chỉ tiêu kinh tế	208
6.1.2 Một số chỉ tiêu về chế độ vận hành	210
6.2 Chọn số lượng lò hơi và phân phối phụ tải giữa các lò	211
6.3 Vận hành lò hơi	215
6.3.1 Khởi động lò	216
6.3.2 Vận hành ổn định	217
6.3.3 Ngừng lò	218
6.4 Một số vấn đề sử dụng lò hơi	219
6.4.1 Vấn đề bảo vệ bề mặt truyền nhiệt	219
6.4.2 Vấn đề bảo vệ môi trường	222
6.5 Sơ qua về tình hình phát triển công nghệ lò hơi	227
6.5.1 Động lực thúc đẩy công nghệ lò hơi phát triển	227

6.5.2 Một vài xu thế phát triển lò hơi hiện nay	227
6.5.3 Máy tính với công nghệ lò hơi	229
Chương VII. Mạng nhiệt	
7.1 Các hệ thống mạng nhiệt	232
7.2 Cách nối hệ tiêu thụ với mạng nhiệt	233
7.3 Tính toán thủy lực mạng nhiệt	235
7.3.1 Nhiệm vụ tính toán thủy lực	235
7.3.2 Các công thức chính	235
7.3.3 Đồ thị đo áp	241
7.3.4 Phương pháp tính thủy lực mạng phân nhánh	243
7.4 Chế độ thủy lực của mạng nhiệt	248
7.4.1 Đặc tính thủy lực của hệ thống	248
7.4.2 Chế độ thủy lực của hệ thống kín	251
7.4.3 Tính toán phân phối dòng ở mạng vòng	253
7.5 Tính toán độ bền của ống	257
7.5.1 Chiều dày ống dẫn	257
7.5.2 Xác định ứng suất trong kim loại ống	259
7.6 Tính toán tổn thất nhiệt của ống dẫn	260
7.7 Bù dãn nở nhiệt - ổ đỡ	264
<i>Phụ lục</i>	270
<i>Tài liệu tham khảo chính</i>	285

CÔNG NGHỆ LÒ HƠI VÀ MẠNG NHIỆT

Tác giả: PGS. TS Phạm Lê Dấn
TS. Nguyễn Công Hân

Chịu trách nhiệm xuất bản : PGS. TS TÔ ĐĂNG HẢI
Biên tập : NGOC KHUÊ, MẠNH HÙNG
Vẽ bìa : TRẦN THẮNG

NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT
70 TRẦN HƯNG ĐẠO, HÀ NỘI

In 800 cuốn, khổ 16 x 24cm. tại Công ty in Hàng không.
Giấy phép xuất bản số: 546 – 78 – 18/ 7 /2005.
In xong và nộp lưu chiểu tháng 10 / 2005.

205266



GIÁ 38.000^d