PGS. TS HOÀNG VĂN CHƯỚC

THIẾT KẾ HỆ THỐNG THIẾT BỊ SẤY

NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT

PGS. TS HOÀNG VĂN CHƯỚC

Thiết kế
HỆ THỐNG THIẾT BỊ SẤY

NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT
HÀ NỘI - 2006

Chịu trách nhiệm xuất bản	PGS. TS Tô Đăng Hải
Biên tập	Ngọc Khuê
	Hồng Thanh
Sửa bài	Hồng Thanh
Vẽ bìa	Hương Lan

6.6C2.2
KHKT-2006

In 1.000 cuốn, khổ 16 x 24cm tại Xưởng in NXB Văn hoá Dân tộc
Quyết định xuất bản số: 136-2006/CXB/374-06/KHKT ngày 10/8/2006
In xong và nộp lưu chiểu Quý III năm 2006.

LỜI NÓI ĐẦU

Thiết bị sấy được sử dụng rất rộng rãi trong hầu hết các ngành công nghiệp. Hệ thống thiết bị sấy là khâu khá quan trọng trong dây chuyền công nghệ sản xuất sản phẩm. Để đưa các thiết bị sấy ứng dụng vào thực tế, việc thiết kế hệ thống sấy là việc đầu tiên và vô cùng quan trọng. Ở nước ta, ngoài những thiết bị sấy được nhập khẩu nằm trong hệ thống thiết bị sản xuất chung hay các thiết bị sấy chuyên dùng được chế tạo hàng loạt, nhiều quá trình sản xuất sản phẩm cũng yêu cầu xây dựng các hệ thống sấy riêng đáp ứng cho từng trường hợp cụ thể, ví dụ: hệ thống sấy rau quả, thuỷ hải sản, nông lâm sản ... Trường hợp này đòi hỏi phải thiết kế hệ thống sấy riêng phù hợp các yêu cầu đó. Khi chúng ta chế tạo trong nước các thiết bị sấy chuyên dùng thì việc thiết kế là rất cần thiết.

Trong chương trình môn học Kỹ thuật sấy của các trường đại học, những kiến thức về thiết kế hệ thống sấy là rất quan trọng nhằm trang bị cho sinh viên những kiến thức cơ bản để thực hiện các nhiệm vụ thiết kế thực tế sau này.

Cuốn sách "Thiết kế hệ thống thiết bị sấy" ra đời nhằm đáp ứng các yêu cầu nêu ở trên. Sách dùng cho sinh viên các ngành: Máy và thiết bị nhiệt - lạnh, Kỹ thuật năng lượng, Hoá công, Máy hoá, Thực phẩm, ..., dùng làm tài liệu tham khảo cho các kỹ sư, cán bộ kỹ thuật, các cán bộ quản lý sản xuất thuộc các ngành có liên quan, các cán bộ giảng dạy các trường Đại học, Cao đẳng kỹ thuật.

Trong quá trình biên soạn không thể tránh khỏi sai sót. Rất mong được sự đóng góp ý kiến của quý vị độc giả.

Tác giả

Chương 1

NHỮNG KIẾN THỨC CƠ BẢN VỀ KỸ THUẬT SẤY

1.1. QUÁ TRÌNH SẤY

1.1.1. Định nghĩa

Quá trình sấy là quá trình làm khô một vật thể bằng phương pháp bay hơi.

Đối tượng của quá trình sấy là các vật ẩm là những vật thể có chứa một lượng chất lỏng nhất định. Chất lỏng chứa trong vật ẩm thường là nước. Một số ít vật ẩm chứa chất lỏng khác là dung môi hữu cơ, ví dụ: sơn vecni... Qua định nghĩa ta thấy quá trình sấy yêu cầu các tác động cơ bản đến vật ẩm là:

- Cấp nhiệt cho vật ẩm làm cho ẩm trong vật hoá hơi.

- Lấy hơi ẩm ra khỏi vật và thải vào môi trường.

Ở đây quá trình hoá hơi của ẩm lỏng trong vật là bay hơi nên có thể xảy ra ở bất kỳ nhiệt độ nào.

1.1.2. Phân biệt quá trình sấy với một số quá trình làm khô khác

Có một số quá trình có thể làm giảm ẩm trong vật thể nhưng không phải là quá trình sấy, đó là:

a) Vắt ly tâm là quá trình làm giảm ẩm của vật liệu bằng phương pháp cơ học. Phương pháp này chỉ có thể làm cho ẩm tự do thoát ra khỏi vật.

b) Cô đặc là phương pháp giảm ẩm của vật thể (dung dịch) bằng cách đun sôi. Ví dụ cô đặc dung dịch đường, sữa...

Người ta có thể dùng phương pháp sấy phun để sấy dung dịch đường thành bột đường, sấy dung dịch sữa thành sữa bột ... Trong sấy phun người ta phun dung dịch thành hạt vô cùng nhỏ. Các hạt nhỏ tiếp xúc với không khí nóng và ẩm bay hơi vào không khí. Chất rắn trong dung dịch còn lại ta thu được dưới dạng bột.

1.2. CÁC PHƯƠNG PHÁP SẤY

Như đã trình bày ở trên, để sấy khô một vật ẩm cần hai tác động cơ bản: một là gia nhiệt cho vật làm cho ẩm trong vật hoá hơi (cụ thể là bay hơi ở bất kỳ nhiệt độ nào), hai là làm cho ẩm thoát ra khỏi vật và thải vào môi trường.

Để cấp nhiệt cho vật có thể dùng các phương pháp sau: dẫn nhiệt (cho vật ẩm tiếp xúc với bề mặt có nhiệt độ cao hơn), trao đổi nhiệt đối lưu (cho vật ẩm tiếp xúc với chất lỏng hay khí có nhiệt độ cao hơn), trao đổi nhiệt bức xạ (dùng các nguồn bức xạ cấp nhiệt cho vật), dùng điện trường cao tần để nung nóng vật.

Để lấy ẩm ra khỏi vật và thải vào môi trường có thể dùng nhiều biện pháp như: dùng môi chất sấy, dùng máy hút chân không, khi sấy ở nhiệt độ cao hơn 100°C hơi ẩm thoát ra có áp suất lớn hơn áp suất khí quyển sẽ tự thoát vào môi trường.

Khi dùng môi chất sấy làm nhiệm vụ thải ẩm, do môi chất sấy tiếp xúc với vật ẩm, ẩm sẽ thoát ra do 3 lực tác động: do chênh lệch nồng độ ẩm trên bề mặt vật và môi chất sấy, do chênh lệch nhiệt độ giữa ẩm thoát ra và môi chất sấy sinh ra lực khuếch tán nhiệt, do chênh lệch phân áp suất hơi nước trên bề mặt vật ẩm và trong môi chất sấy.

Khi dùng bơm chân không làm nhiệm vụ thải ẩm, hơi ẩm được bơm chân không hút đi và thải vào môi trường.

Có thể sử dụng thiết bị ngưng tụ hơi (hay ngưng kết) làm cho ẩm ngưng thành lỏng (hoặc rắn và thải vào môi trường bằng cách xả (ứng dụng vào trong sấy thăng hoa)). Thường dùng kết hợp máy hút chân không với thiết bị ngưng tụ hay ngưng kết ẩm để thải ẩm.

Cách phân loại phương pháp sấy đúng đắn và khoa học nhất là căn cứ vào các điểm cơ bản đã phân tích ở trên.

1.2.1. Phân loại phương pháp sấy theo cách cấp nhiệt

1. Phương pháp sấy đối lưu

Trong phương pháp này việc cấp nhiệt cho vật ẩm thực hiện bằng cách trao đổi nhiệt đối lưu (tự nhiên hay cưỡng bức). Trường hợp này môi chất sấy làm nhiệm vụ cấp nhiệt.

2. Phương pháp sấy bức xạ

Trong phương pháp này việc gia nhiệt cho vật ẩm thực hiện bằng trao đổi nhiệt bức xạ. Người ta dùng đèn hồng ngoại hay các bề mặt rắn có nhiệt độ cao hơn để bức xạ nhiệt tới vật ẩm. Trường hợp này môi chất sấy không làm nhiệm vụ gia nhiệt cho vật ẩm.

3. Phương pháp sấy tiếp xúc

Trong phương pháp sấy này việc cấp nhiệt cho vật liệu sấy thực hiện bằng dẫn nhiệt do vật sấy tiếp xúc với bề mặt có nhiệt độ cao hơn.

4. Phương pháp sấy dùng điện trường cao tần

Trong phương pháp này người ta để vật ẩm trong điện trường tần số cao. Vật ẩm sẽ được nóng lên. Trường hợp này môi chất sấy không làm nhiệm vụ gia nhiệt cho vật.

1.2.2. Phân loại theo chế độ thải ẩm

1. Phương pháp sấy dưới áp suất khí quyển

Trong phương pháp này áp suất trong buồng sấy bằng áp suất khí quyển. Việc thoát ẩm do môi chất sấy đảm nhiệm hoặc sấy ở nhiệt độ cao hơn 100^0C, ẩm tự thoát vào môi trường.

2. Phương pháp sấy chân không

Trong phương pháp này áp suất trong buồng sấy nhỏ hơn áp suất khí quyển vì vậy không thể dùng môi chất sấy để thải ẩm. Việc thải ẩm dùng máy hút chân không hoặc kết hợp với thiết bị ngưng tụ hay ngưng kết ẩm. Trường hợp này chỉ dùng máy hút chân không thì máy hút chân không đảm nhiệm hút toàn bộ hơi ẩm thoát ra từ vật để thải vào môi trường. Trong trường hợp dùng kết hợp máy hút chân không với thiết bị ngưng tụ hay ngưng kết ẩm thì máy hút chân không có nhiệm vụ tạo chân không ban đầu (lúc khởi động máy) và hút khí không ngưng khi thiết bị làm việc, còn thiết bị ngưng tụ hay ngưng kết ẩm làm nhiệm vụ thải ẩm có nghĩa là toàn bộ ẩm thoát ra hay ngưng kết thành tuyết và được thải ra ngoài dưới dạng lỏng.

Khi sấy chân không ở trạng thái dưới điểm ba thể của nước (p = 4,58 *mmHg*; t = 0,0098^{0}C) ẩm trong vật ở thể rắn và ở vùng thăng hoa của chế độ nhiệt nên việc hoá hơi ẩm là quá trình thăng hoa. Ẩm thoát ra sẽ ngưng thành băng tuyết trong thiết bị ngưng kết ẩm và thải ra ngoài bằng cách xả băng. Trường hợp này gọi là phương pháp sấy thăng hoa.

1.2.3. Phân loại phương pháp sấy theo cách xử lý không khí

Khi dùng không khí làm môi chất sấy cần xử lý không khí trước khi đưa vào buồng sấy. Có hai hướng xử lý không khí là gia nhiệt và khử ẩm (hoặc tăng ẩm) có nghĩa là xử lý nhiệt ẩm. Căn cứ vào cách xử lý không khí ta có các phương pháp sấy sau.

1. Phương pháp sấy dùng nhiệt

Trong phương pháp này người ta phải gia nhiệt không khí rồi đưa vào buồng sấy hoặc gia nhiệt không khí ngay trong buồng sấy. Phương pháp sấy đối lưu là một phương pháp sấy dùng xử lý nhiệt. Khi gia nhiệt cho không khí, nhiệt độ không khí tăng lên, độ ẩm tương đối giảm còn độ chứa hơi không đổi. Khi không khí tiếp xúc với vật sẽ truyền nhiệt cho vật để ẩm bốc hơi, đồng thời do không khí có độ ẩm tương đối thấp nên chênh lệch phân áp suất hơi ở bề mặt vật và không khí sẽ đủ lớn làm cho ẩm thoát ra dễ dàng. Chênh lệch nhiệt độ giữa không khí và vật càng lớn tốc độ bốc hơi ẩm càng lớn, thời gian sấy càng nhỏ, vật khô càng nhanh. Tuy nhiên còn phụ thuộc vào quá trình truyền ẩm bên trong vật sấy.

2. Phương pháp sấy dùng xử lý ẩm (hút ẩm)

Trong phương pháp này người ta xử lý không khí bằng cách hút ẩm. Không khí được hút ẩm, độ chứa hơi giảm làm cho độ ẩm tương đối giảm (nhiệt độ có thể không đổi) dẫn đến nhiệt độ nhiệt kế ướt giảm tức là tăng độ chênh $\Delta t = t_k - t_u$. Trị số Δt tăng sẽ tăng cường truyền nhiệt từ không khí tới vật làm cho ẩm bốc hơi thoát vào không khí dưới tác động của chênh lệch phân áp suất hơi nước ở bề mặt vật và không khí. Phương pháp này có nhược điểm là chỉ sấy được ẩm tự do, việc sấy ẩm liên kết rất khó khăn. Mặt khác do nhiệt độ không khí không cao, thời gian sấy dài nên vật sấy dễ hỏng do vi khuẩn. Vì vậy phương pháp này chỉ dùng để sấy một số vật liệu sấy không bị ôi thiu, mốc ở nhiệt độ môi trường.

Để khử ẩm của không khí có thể dùng hai cách.

a. Dùng các chất hút ẩm rắn

Chất hút ẩm rắn như silicagen ... có thể dùng để hút ẩm không khí trước khi đưa vào buồng sấy hoặc hút ẩm không khí ngay trong buồng sấy.

b. Dùng máy hút ẩm

Dùng máy hút ẩm để duy trì độ ẩm tương đối của không khí trong buồng sấy có giá trị thích hợp nhằm duy trì quá trình truyền nhiệt, bốc hơi ẩm ở vật sấy và thoát ẩm vào môi trường.

3. Phương pháp kết hợp gia nhiệt và hút ẩm

a. Dùng chất hút ẩm rắn

Không khí được thổi qua lớp chất hút ẩm rắn để giảm độ chứa hơi, sau đó qua calorife để gia nhiệt rồi đưa vào buồng sấy. Dùng phương pháp này không khí vào buồng sấy có nhiệt độ cao và độ ẩm tương đối thấp nên khi tiếp xúc với vật sấy sẽ tăng đáng kể tốc độ bốc hơi ẩm giảm thời gian sấy. Tuy vậy phương pháp này không thích hợp với vật liệu không cho phép nứt, cong vênh và vật liệu dày.

b. Dùng bơm nhiệt để hút ẩm và gia nhiệt

Dùng bơm nhiệt trong phương pháp này rất thích hợp. Không khí được đưa qua giàn lạnh, hơi nước trong không khí sẽ ngưng tụ và thoát ra ngoài

làm cho độ chứa hơi giảm. Sau đó không khí qua giàn nóng của bơm nhiệt để gia nhiệt đẳng dung ẩm làm cho nhiệt độ tăng lên, độ ẩm tương đối giảm. Dùng phương pháp này ta có thể duy trì nhiệt độ và độ ẩm tương đối của không khí thích hợp. Tuy nhiên dùng phương pháp này nhiệt độ môi chất sấy thấp thường gần nhiệt độ môi trường vì vậy chỉ thích hợp với một số vật liệu, không sấy được các vật liệu dễ bị vi khuẩn làm hỏng ở nhiệt độ môi trường: ôi, thiu, mốc...

1.3. CÁC LOẠI THIẾT BỊ SẤY

1.3.1. Thiết bị sấy đối lưu

Thiết bị này sử dụng phương pháp sấy đối lưu. Đây là phương pháp sấy thông dụng nhất. Thiết bị sấy đối lưu bao gồm: thiết bị sấy buồng, thiết bị sấy hầm, thiết bị sấy khí động, thiết bị sấy tầng sôi, thiết bị sấy tháp, thiết bị sấy thùng quay, thiết bị sấy phun...

1.3.2. Thiết bị sấy bức xạ

Thiết bị này sử dụng phương pháp sấy bức xạ. Thiết bị sấy này dùng thích hợp với một số loại sản phẩm.

1.3.3. Thiết bị sấy tiếp xúc

Thiết bị này sử dụng phương pháp sấy tiếp xúc, gồm 2 kiểu:

a. Thiết bị sấy tiếp xúc với bề mặt nóng kiểu tang quay hay lò quay.

b. Thiết bị sấy tiếp xúc trong chất lỏng.

1.3.4. Thiết bị sấy dùng điện trường cao tần

Thiết bị sấy này dùng phương pháp sấy bằng điện trường cao tần.

1.3.5. Thiết bị sấy thăng hoa

Thiết bị này sử dụng phương pháp hoá hơi ẩm là thăng hoa (ở trạng thái dưới điểm ba thể). Việc thải ẩm dùng máy hút chân không kết hợp bình ngưng kết ẩm.

1.3.6. Thiết bị sấy chân không thông thường

Thiết bị này sử dụng cách thải ẩm bằng máy hút chân không. Do buồng sấy có chân không nên không thể dùng cấp nhiệt bằng đối lưu, việc cấp nhiệt cho vật ẩm bằng bức xạ hay dẫn nhiệt.

1.4. VẬT ẨM

1.4.1. Định nghĩa

Vật ẩm là những vật thể có chứa một lượng chất lỏng nhất định. Vật ẩm bao gồm vật khô tuyệt đối và ẩm. Ẩm trong vật thường là nước, trường hợp đặc biệt là dung môi hữu cơ. Tỷ lệ ẩm dạng hơi rất nhỏ có thể bỏ qua. Những vật thể có khả năng chứa ẩm đều là vật xốp. Các hang xốp trong vật là những chỗ trống chứa không khí có khả năng chứa ẩm. Khi tiếp xúc với không khí ẩm hơi nước trong không khí sẽ xâm nhập vào các hang xốp và ngưng tụ thành lỏng. Quá trình này gọi là quá trình hấp thụ ẩm. Như vậy ẩm trong các hang xốp gồm lỏng và hơi nhưng do khối lượng riêng của hơi rất nhỏ so với lỏng nên tỷ lệ ẩm dạng hơi vô cùng nhỏ có thể bỏ qua. Những vật rắn không xốp như kim loại, thuỷ tinh ... không có khả năng chứa ẩm.

1.4.2. Các thông số đặc trưng cơ bản của vật ẩm

1. Độ ẩm toàn phần

Là tỷ số giữa khối lượng ẩm với khối lượng vật ẩm:

$$\omega = \frac{G_a}{G}.100\% = \frac{G_a}{G_k + G_a}.100\% \qquad (1.1)$$

ở đây:

G_a - khối lượng ẩm, *kg*;

G_k - khối lượng vật khô, *kg*;

G - khối lượng vật ẩm, *kg*.

Nếu $\omega = 0$ là vật khô tuyệt đối, nếu $\omega = 100\%$ thì toàn bộ là ẩm, không có vật khô.

2. Độ ẩm tuyệt đối

Là tỷ số giữa khối lượng ẩm với khối lượng vật khô:

$$\omega_0 = \frac{G_a}{G_k}.100\% \qquad (1.2)$$

Độ ẩm tuyệt đối có thể lớn hơn 100%. Ta có quan hệ giữa ω và ω_0 như sau:

$$\omega_0 = \frac{\omega}{100 - \omega}.100\% \qquad (1.3)$$

3. Độ chứa ẩm

Là khối lượng ẩm chứa trong 1 *kg* vật khô:

$$u = \frac{G_a}{G_k}, \quad kg/kg\ vật\ khô \qquad (1.4)$$

Ta có:

$$u = \frac{\omega_0}{100}$$

4. Nồng độ ẩm

Là lượng ẩm chứa trong 1 m^3 vật ẩm:

$$N = \frac{G_a}{V}, \quad kg/m^3 \qquad (1.5)$$

ở đây V là thể tích vật ẩm.

5. Độ ẩm cân bằng

Một vật ẩm để trong môi trường không khí ẩm sẽ xảy ra hai trường hợp:

- vật bị sấy khô đến độ ẩm nhất định cân bằng với môi trường xung quanh.

- vật hút ẩm cho đến khi đạt đến trị số nhất định cân bằng với môi trường không khí xung quanh.

Ở trạng thái cân bằng ẩm giữa vật và môi trường không khí xung quanh, độ ẩm của vật không đổi (vật không hút ẩm cũng không thải ẩm). Độ ẩm của vật ở trạng thái cân bằng với môi trường không khí bao quanh vật ẩm gọi là độ ẩm cân bằng ω_{cb} (hoặc $\omega_{(cb)}$, u_{cb}, N_{cb}, ...). Như vậy nếu độ ẩm của vật $\omega > \omega_{cb}$ vật sẽ thải ẩm để đạt đến cân bằng, ngược lại nếu $\omega < \omega_{cb}$ vật sẽ hút ẩm để đạt đến cân bằng.

Độ ẩm cân bằng phụ thuộc vào nhiệt độ và độ ẩm tương đối của không khí ẩm bao quanh vật và phụ thuộc vào bản chất của vật. Nhiệt độ không khí tăng độ ẩm cân bằng giảm. Tuy nhiên độ ẩm cân bằng thay đổi ít khi nhiệt độ thay đổi. Độ ẩm tương đối của không khí ẩm tăng thì độ ẩm cân bằng tăng và ngược lại. Khi độ ẩm tương đối của không khí ẩm $\varphi = 100\%$, độ ẩm cân bằng của vật sẽ đạt đến trị số cực đại ω_{cbmax}. Độ ẩm này gọi là độ ẩm giới hạn ω_k.

Như đã trình bày ở trên, độ ẩm cân bằng phụ thuộc không nhiều vào nhiệt độ vì vậy đối với mỗi vật liệu, độ ẩm giới hạn ω_k có một giá trị nhất định. Độ ẩm cân bằng cực đại ω_k là giới hạn của độ ẩm liên kết. Khi vật đã đạt đến độ ẩm ω_k muốn hấp thụ thêm ẩm phải cho trực tiếp nước vào vật. Ẩm mà vật tiếp nhận theo cách này gọi là ẩm tự do. Ẩm tự do chứa trong vật không hạn chế. Ẩm tự do chứa trong các hang xốp lớn hoặc dính ướt trên bề mặt vật. Như vậy, dải ẩm chứa trong vật là $0 \div \omega$ chia ra 2 phần:

- phần ẩm từ $0 \div \omega_k$ là ẩm liên kết.

- phần ẩm từ $\omega_k \div \omega$ là ẩm tự do.

Ẩm tự do liên kết yếu với vật, sự hoá hơi của ẩm này tương tự như nước tự do. Ẩm tự do có thể bị loại ra khỏi vật bằng phương pháp cơ học: ly tâm, ép ... Ẩm liên kết có sự liên kết chặt chẽ ở mức độ khác nhau tuỳ theo loại liên kết: thẩm thấu, mao dẫn, hấp thụ, hoá học. Trong đó liên kết thẩm thấu là yếu nhất và liên kết hoá học là chặt nhất. Ẩm có liên kết hoá học (thường dưới dạng phân tử ngậm nước) có liên kết chặt chẽ không thể

tách ra trong quá trình sấy. Ẩm liên kết khó hoá hơi hơn nước tự do. Khi sấy, trước hết ẩm tự do hoá hơi thoát ra khỏi vật, sau đó đến ẩm thẩm thấu, ẩm mao quản, ẩm hấp thụ.

6. Nhiệt dung riêng của vật ẩm

Nhiệt dung riêng của vật ẩm phụ thuộc vào bản chất của vật và độ ẩm:

$$C_{va} = C_k \cdot \frac{100}{100 + \omega_0} + C_n \frac{\omega_0}{100 + \omega_0}$$

$$= \frac{100C_k + C_n\omega_0}{100 - \omega_0}, \quad kJ/kgK \qquad (1.6)$$

trong đó:

C_k - nhiệt dung riêng của vật khô;

C_n - nhiệt dung riêng của nước.

1.5. TÁC NHÂN SẤY

1.5.1. Nhiệm vụ của tác nhân sấy

Tác nhân sấy có nhiệm vụ sau:

1) Gia nhiệt cho vật sấy

2) Tải ẩm: mang ẩm từ bề mặt vật vào môi trường.

3) Bảo vệ vật sấy khỏi bị hỏng do quá nhiệt.

Tuỳ theo phương pháp sấy, tác nhân sấy có thể thực hiện một hoặc hai trong ba nhiệm vụ nói trên.

Khi sấy đối lưu, tác nhân sấy làm hai nhiệm vụ gia nhiệt và tải ẩm.

Khi sấy bức xạ, tác nhân sấy làm nhiệm vụ tải ẩm và bảo vệ vật sấy.

Khi sấy tiếp xúc tác nhân sấy làm nhiệm vụ tải ẩm.

Khi sấy bằng điện trường tần số cao, tác nhân sấy làm nhiệm vụ tải ẩm.

Khi sấy chân không chỉ có thể cấp nhiệt bằng bức xạ hay dẫn nhiệt hoặc kết hợp cả hai cách cấp nhiệt này. Việc thoát ẩm dùng bơm chân không hay kết hợp bơm chân không và thiết bị ngưng kết ẩm (sấy thăng hoa), vì vậy phương pháp sấy chân không không cần tác nhân sấy.

1.5.2. Các loại tác nhân sấy

1. Không khí ẩm

Không khí ẩm là loại tác nhân sấy thông dụng nhất. Dùng không khí ẩm có nhiều ưu điểm: không khí có sẵn trong tự nhiên, không độc và không làm ô nhiễm sản phẩm.

2. Khói lò

Sử dụng khói lò làm môi chất sấy có ưu điểm là không cần dùng calorife, phạm vi nhiệt độ rộng nhưng dùng khói lò có nhược điểm là khói có thể ô nhiễm sản phẩm do bụi và các chất có hại như CO_2, SO_2.

3. Hỗn hợp không khí hơi và hơi nước

Tác nhân sấy loại này dùng khi cần có độ ẩm tương đối φ cao.

4. Hơi quá nhiệt

Hơi quá nhiệt dùng làm môi chất sấy trong trường hợp nhiệt độ cao và sản phẩm sấy là chất dễ cháy, nổ.

1.5.3. Không khí ẩm

1. Các thông số cơ bản của không khí ẩm

a) Độ ẩm tương đối là tỷ số giữa lượng hơi nước có trong không khí ẩm với lượng hơi nước lớn nhất có thể chứa trong không khí ẩm đó ở cùng một nhiệt độ:

$$\varphi = \frac{G_h}{G_{h\,max}}.100\% = \frac{p_h}{p_{hs}}.100\% \qquad (1.7)$$

trong đó:

G_h, kg - lượng hơi nước trong không khí ẩm;

G_{hmax}, kg - lượng hơi nước lớn nhất có thể chứa trong không khí ẩm;

p_h, N/m^2 - phân áp suất hơi nước trong không khí ẩm;

p_{hs}, N/m^2 - áp suất bão hoà hơi nước ở nhiệt độ không khí ẩm. Trị số p_{hs} có thể tra bảng hơi nước hay tính toán theo công thức sau [6]:

$$p_{hs} = \exp\left(12{,}031 - \frac{4026{,}42}{235 + t}\right) \qquad (1.8)$$

Độ ẩm tương đối đặc trưng cho mức độ bão hoà của không khí ẩm: $\varphi = 0$ là không khí khô, $\varphi = 100\%$ là không khí ẩm bão hoà.

b) Độ chứa hơi là lượng hơi nước chứa trong 1 kg không khí khô:

$$d = \frac{G_h}{G_k} \quad , \; kg/kgkkkhô \qquad (1.9)$$

ở đây: G_h, kg - lượng hơi nước chứa trong không khí ẩm;

G_k, kg - lượng không khí khô.

G_h và G_k có thể xác định theo phương trình trạng thái của hơi nước và không khí khô theo p_h, p_k và p, vậy ta có:

$$d = 622.\frac{p_h}{p - p_h} \quad , \; g/kgkkkhô$$

$$= 622\frac{\varphi.p_{hs}}{p - \varphi.p_{hs}} \quad , \; g/kgkkkhô \qquad (1.10)$$

Từ đó có thể xác định phân áp suất hơi theo công thức:

$$p_h = \frac{p.d}{622 + p} \qquad (1.11)$$

c) Entanpi của không khí ẩm được tính với 1 kg không khí khô như sau:

$$I = I_k + I_h \quad , \; kJ/kgkkkhô$$

trong đó:

I_k - entanpi của không khí khô, $I_k = C_{pk}t$, *kJ/kgkkkhô* với C_{pk} là nhiệt dung riêng của không khí khô, có trị số là 1,04 *kJ/kgkkkhô*, t là nhiệt độ của không khí ẩm;

I_h - entanpi của hơi nước có trong 1 *kg* không khí khô, xác định bởi biểu thức:

$$I_h = d.i_h = d(r + C_{ph}t) \qquad (1.12)$$

với r - nhiệt ẩn hoá hơi của hơi nước, $r \approx 2500$ *kJ/kg*;

C_{ph} - nhiệt dung riêng hơi nước, $C_{ph} \approx 1,9$ *kJ/kgK*;

Như vậy ta có:

$$\begin{aligned} I &= C_{pk}t + d(r + C_{ph}t) \\ &= (C_{pk} + d.C_{ph})t + d.r \\ &= C_{kka}t + d.r \end{aligned} \qquad (1.13)$$

C_{kka} gọi là nhiệt dung riêng của không khí ẩm, *kJ/kgkkkhô*.

Ta thấy entanpi của không khí ẩm gồm 2 phần: phần thứ nhất là $C_{kka}t$ là entanpi hiện và phần thứ hai là d.r gọi là entanpi ẩn.

d) Nhiệt độ đọng sương t_s

Nhiệt độ đọng sương của không khí ẩm là nhiệt độ của không khí bão hoà đạt được bằng cách làm lạnh không khí ẩm trong điều kiện độ chứa hơi không đổi. Khi biết nhiệt độ và độ ẩm tương đối ta có thể xác định nhiệt độ đọng sương. Nhiệt độ đọng sương có thể xác định bằng đồ thị I-d hoặc bằng cách tính toán khi biết t và φ như sau:

- Trước hết xác định độ chứa hơi của không khí ẩm:

$$d = 622\frac{\varphi.p_{hs}}{p - \varphi.p_{hs}} \quad , \quad g/kgkkkhô$$

trong đó p_{hs} là áp suất bão hoà của hơi nước ở nhiệt độ t (tra bảng hơi nước).

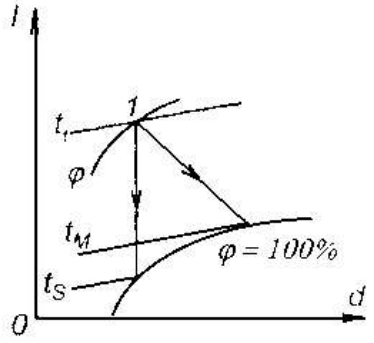
- Xác định phân áp suất hơi nước theo công thức:

$$p_h = \frac{p.d}{622 + d} \quad , \quad N/m^2$$

Khi bão hoà $\varphi = 100\%$, $p_h = p_{hs}$, nhiệt độ không khí ẩm lúc này là t_s chính là nhiệt độ bão hoà ứng với áp suất $p_h = p_{hs}$. Vì vậy có thể tra bảng hơi nước bão hoà với p_h ta xác định được nhiệt độ bão hoà.

e) Nhiệt độ nhiệt kế ướt t_M

Nhiệt độ nhiệt kế ướt là nhiệt độ của không khí ẩm bão hoà đạt được bằng cách cho nước bốc hơi đoạn nhiệt vào không khí ẩm. Quá trình xảy ra làm cho nhiệt độ không khí ẩm giảm, độ ẩm tương đối và độ chứa hơi tăng, còn entanpi không đổi. Quá trình đạt đến trạng thái cân bằng $\varphi = 100\%$ thì nhiệt độ không khí ẩm là t_M. Nhiệt độ này cũng chính là nhiệt độ nước. Người ta đo nhiệt độ này bằng cách lấy bông hoặc vải thô quấn và bầu thuỷ ngân của nhiệt kế và nhúng vào nước vì vậy có tên gọi là nhiệt độ nhiệt kế ướt.



Hình 1.1. Xác định nhiệt độ đọng sương và nhiệt độ nhiệt kế ướt.

Khi độ ẩm tương đối của không khí ẩm $\varphi < 100\%$, $t_1 > t_M$ và $t_M > t_s$. Khi $\varphi = 100\%$ thì $t_1 = t_M = t_s$.

Ta thấy độ chênh nhiệt độ $\Delta t = t_1 - t_M$ phụ thuộc vào φ, khi φ càng nhỏ thì Δt càng lớn, sự bay hơi của nước vào không khí ẩm càng nhanh. Như vậy độ chênh Δt biểu thị khả năng bốc hơi ẩm nên có tên gọi là thế sấy. Khi $\Delta t = 0$ đạt đến cân bằng giữa không khí ẩm và nước ($t_M = t_1$) lúc này không có sự truyền nhiệt từ không khí đến nước và không có sự bay hơi của nước vào không khí.

Biết nhiệt độ không khí t_1 và nhiệt độ nhiệt kế ướt t_M có thể xác định độ ẩm tương đối φ_1.

- Trước hết ta xác định d_M:

$$d_M = 622.\frac{p_{SM}}{p - p_{SM}}$$

ở đây p_{SM} là áp suất bão hoà của hơi nước ở nhiệt độ t_M (tra bảng hơi nước bão hoà).

- Xác định entanpi của không khí ẩm:

$$I_M = C_{pk}t_M + d_M(r + C_{ph}t_M)$$

Quá trình 1 - M có I = const nên $I_M = I_1$. Từ đó ta xác định độ ẩm tương đối ở trạng thái 1:

$$d_1 = \frac{I_1 - C_{pk}t_1}{r + C_{ph}t_1}$$

và

$$\varphi_1 = \frac{d_1 p}{(622 + d_1)p_{hs1}}.$$

ở đây p_{hs1} tra bảng hơi nước bão hoà theo t_1.

f) Thể tích riêng và khối lượng riêng của không khí ẩm

Không khí ẩm là hỗn hợp khí lý tưởng nên ta có thể xác định khối lượng riêng của nó:

$$\rho = \rho_k + \rho_h = \frac{p_h}{R_h T} + \frac{p_k}{R_k T} = \frac{p_h}{R_h T} + \frac{p - p_h}{R_k T}$$

$$= \frac{1}{T}\left[\left(\frac{1}{R_h} - \frac{1}{R_k}\right).p_h + \frac{p}{R_k}\right]$$

$$= \frac{1}{T}\left[\left(\frac{1}{R_h} - \frac{1}{R_k}\right).\varphi p_{hs} + \frac{p}{R_k}\right] \quad , \quad kg/m^3 \qquad (1.14)$$

Thể tích riêng của không khí ẩm là:

$$v = \frac{1}{\rho} \quad , \quad m^3/kg$$

Khối lượng riêng của không khí khô (tính theo thể tích không khí ẩm) là khối lượng không khí khô chứa trong 1 m^3 không khí ẩm được xác định theo công thức:

$$\rho_k = \frac{p_k}{R_k T} = \frac{p - \varphi p_{hs}}{R_k(273 + t)} \qquad (1.15)$$

ở đây p là áp suất của không khí ẩm:

$$p = 745\ mmHg = 99333\ N/m^2$$

Vậy ta có:

$$\rho_k = \frac{99333 - \varphi p_{bh}}{287(273 + t)}\ ,\ kg/m^3 \qquad (1.16)$$

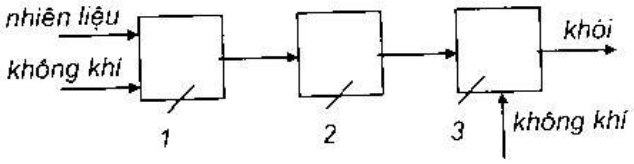
Có thể tính ρ_k theo độ chứa hơi:

$$\rho_k = \frac{p}{\left(R_k + R_h \frac{d}{1000}\right)(273 + t)}$$

$$= \frac{99333}{\left(287 + 462 \frac{d}{1000}\right)(273 + t)}\ ,\ kg/m^3 \qquad (1.17)$$

1.5.4. Khói lò

Khi sử dụng khói làm môi chất sấy ta phải tính toán quá trình cháy nhằm thu được khói lò có lưu lượng, nhiệt độ, độ chứa hơi nhất định. Sơ đồ nguyên lý buồng đốt tạo khói làm môi chất sấy được biểu diễn trên hình 1.2.



Hình 1.2. Sơ đồ nguyên lý buồng đốt tạo khói:
1. buồng đốt; 2. buồng lắng bụi; 3. buồng hoà trộn.

Trong tính toán quá trình cháy, để tạo khói làm môi chất sấy, người ta thường tính cho 1 *kg* nhiên liệu và cần xác định các đại lượng cơ bản sau:

1) Nhiệt trị của nhiên liệu

Nhiệt trị của nhiên liệu có thể xác định theo thành phần nhiên liệu hoặc đo trong phòng thí nghiệm. Khi biết thành phần nhiên liệu, có thể xác định nhiệt trị theo các công thức sau [11]:

- Đối với nhiên liệu rắn, ta có:

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

$$Q_t^{lv} = Q_c^c(100 - A^{lv} + W^{lv})/100 \ , \quad kJ/kg$$

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

- Đối với dầu nặng (madút):

$$Q_t = Q_c - 50{,}45H \ , kcal/kg$$

$$Q_c = 12400 - 2100d^2 \ , \quad kcal/kg$$

trong đó:

H = 26 - 15d là thành phần hydro trong dầu;

d là tỷ trọng của dầu ở 60^0F, d = 0,8152 ÷ 1,0285.

- Đối với nhiên liệu khí:

$$Q_t = 0{,}01\left(Q_{CO}.CO + Q_{H_2}.H_2 + Q_{H_2S}H_2S + Q_{C_mH_n}C_mH_n\right) \ , \quad kJ/m^3tc$$

trong đó: CO, H_2, H_2S, C_mH_n là thành phần thể tích của nhiên liệu;

Q_{CO}, Q_{H_2}, Q_{H_2S}, $Q_{C_mH_n}$ là nhiệt trị của các chất khí cháy tương ứng:

$Q_{H_2} = 10800\ kJ/m^3tc$ $\qquad$ $Q_{C_3H_8} = 91400\ kJ/m^3tc$

$Q_{CO} = 12150\ kJ/m^3tc$ $\qquad$ $Q_{C_4H_{10}} = 118800\ kJ/m^3tc$

$Q_{H_2S} = 23400\ kJ/m^3tc$ $\qquad$ $Q_{C_2H_4} = 59300\ kJ/m^3tc$

$Q_{CH_4} = 35800\ kJ/m^3tc$ $\qquad$ $Q_{C_3H_6} = 86000\ kJ/m^3tc$

$Q_{C_2H_6} = 63800\ kJ/m^3tc$ $\qquad$ $Q_{C_4H_8} = 116000\ kJ/m^3tc$

Trong các công thức ở trên:

Q_t^{lv} là nhiệt trị thấp làm việc

Q_c^{lv} là nhiệt trị cao làm việc

Q_c^c là nhiệt trị cao theo chất cháy.

2) Tiêu hao không khí

a) Tiêu hao riêng không khí lý thuyết

Theo [1] ta có:

- Đối với nhiên liệu rắn và lỏng:

$$L_0 = 0,115C^{lv} + 0,345H^{lv} + 0,043(S^{lv} - O^{lv}) \ , \ kg/kgnl \qquad (1.18)$$

trong đó: C^{lv}, H^{lv}, S^{lv}, O^{lv} là thành phần nhiên liệu theo khối lượng.

- Đối với nhiên liệu khí:

$$L_0 = 1,38\left[0,0179CO + 0,248H_2 + \sum \frac{m + \frac{n}{4}}{12m + n} C_mH_n - O_2\right] \ , \ kg/kgnl \qquad (1.19)$$

trong đó: CO, H_2, C_mH_n ... là các thành phần nhiên liệu theo khối lượng.

- Xác định theo nhiệt trị:

$$L_0 = 1,1.\frac{1,293.Q_c^{lv}}{1000} \qquad (1.20)$$

b) Tiêu hao riêng không khí thực tế

$$L = \alpha_T L_0 \qquad (1.21)$$

ở đây α_T là hệ số không khí thừa trong buồng lửa.

Hệ số không khí thừa α - chọn theo loại nhiên liệu và cấu tạo buồng đốt. Khi dùng khói làm môi chất sấy, nhiệt độ khói thường thấp hơn nhiều so với nhiệt độ khói ra khỏi buồng lửa vì vậy cần đưa khói qua buồng hoà trộn với không khí để đạt được nhiệt độ môi chất theo yêu cầu. Hệ số không khí thừa chung là:

$$\alpha = \frac{L + \Delta L}{L_0} = \frac{\alpha_T L_0 + \Delta L}{L_0}$$

$$= \alpha_T + \frac{\Delta L}{L_0} = \alpha_T + \Delta\alpha$$

trong đó $\Delta\alpha$ là hệ số không khí thừa trong buồng hoà trộn.

3) Xác định hệ số không khí thừa

Hệ số không khí thừa α được xác định bằng cách chọn α_T theo nhiên liệu và kiểu buồng đốt sau đó tính Δα theo quá trình hỗn hợp không khí và khói.

Hệ số không khí thừa chung α tính theo khói vào buồng sấy có thể xác định theo nhiệt độ khói dùng làm môi chất sấy. Theo [1] ta có:

a) Đối với nhiên liệu rắn và lỏng

$$\alpha = \frac{Q_c^{lv}\eta_{bd} + C_{nl}t_{nl} - \left(1 - \frac{9H^{lv} + W^{lv} + A^{lv}}{100}\right)C_{kh}t_{kh}}{L_0\left(C_{kh}t_{kh} + \frac{i_h d_0}{1000} - I_0\right)} +$$

$$+ \frac{-\frac{9H^{lv} + W^{lv}}{100} i_h + W_{nl}(i'_h - i_h)}{L_0\left(C_{kh}t_{kh} + \frac{i_h d_0}{1000} - I_0\right)} \qquad (1.22)$$

trong đó:

Q_c^{lv} - nhiệt trị cao của nhiên liệu;

η_{bd} - hiệu suất buồng đốt;

C_{nl} - nhiệt dung riêng của nhiên liệu;

t_{nl} - nhiệt độ nhiên liệu vào buồng đốt;

i_h - entanpi của hơi nước trong khói;

i'_h - entanpi của hơi nước dùng để phun nhiên liệu (khi đốt nhiên liệu lỏng dùng hơi nước phun nhiên liệu);

W_{nl} - tiêu hao hơi để phun nhiên liệu (khi đốt nhiên liệu lỏng);

I_0 - entanpi của không khí vào buồng đốt;

d_0 - độ chứa hơi của không khí vào buồng đốt;

C_{kh} - nhiệt dung riêng của khói;

t_{kh} - nhiệt độ của khói.

Khi đốt nhiên liệu rắn $W_{nl} = 0$.

Nhiệt dung riêng của khói được xác định theo công thức sau:

$$C_{kh} = \frac{G_{CO_2}C_{CO_2} + G_{SO_2}C_{SO_2} + G_{N_2}C_{N_2} + G_{O_2}C_{O_2}}{G_{kh}}$$

trong đó:

G_{CO_2}, G_{SO_2}, G_{N_2}, G_{O_2} là thành phần của khói khô;

C_{CO_2}, C_{SO_2}, C_{N_2}, C_{O_2} là nhiệt dung riêng của chúng.

Ở trên ta đã xác định được:

$$G_{CO_2} = 0{,}0367.C^{lv} \quad , \quad kg/kgnl$$

$$G_{SO_2} = 0{,}02.S^{lv} \quad , \quad kg/kgnl$$

$$G_{N_2} = 0{,}768\alpha L_0 + 0{,}01N^{lv} \quad , \quad kg/kgnl$$

$$G_{O_2} = (\alpha - 1).0{,}232.L_0 \quad , \quad kg/kgnl$$

trong đó: H^{lv}, W^{lv}, C^{lv}, S^{lv}, N^{lv} là thành phần nhiên liệu theo khối lượng.

b) Đối với nhiên liệu khí

$$\alpha = \frac{Q_c^{lv}\eta_{bd} + C_{nl}t_{nl} - \left(1 - \sum \frac{0{,}09n}{12m+n} C_mH_n\right)C_{kh}t_{kh}}{L_0\left(C_{kh}t_{kh} + \frac{i_h d_0}{1000} - I_0\right)} -$$

$$- \frac{\left(\sum \frac{0{,}09n}{12m+n} C_mH_n\right)i_h + W_{nl}(i'_h - i_h)}{L_0\left(C_{kh}t_{kh} + \frac{i_h d_0}{1000} - I_0\right)} \qquad (1.23)$$

ở đây:

C_mH_n - thành phần cácbua hydro tính theo phần trăm khối lượng;

W_{nl} - độ ẩm của nhiên liệu khí;

i'_h - entanpi của hơi ẩm trong nhiên liệu.

Sau khi xác định hệ số không khí thừa chung α ta chọn hệ số không khí thừa của buồng đốt theo nhiên liệu và kiểu buồng đốt α_{bd}, từ đó ta có:

$$\Delta\alpha = \alpha - \alpha_{bd}$$

Vậy lượng không khí cần hoà trộn thêm là:

$$\Delta L = \Lambda\alpha L_0 \quad , \ kg/kgnl$$

1.6. CHẾ ĐỘ SẤY

1.6.1. Khái niệm và định nghĩa

Chế độ sấy là tập hợp các tác động nhiệt ẩm của môi chất sấy đến vật liệu sấy nhằm đảm bảo chất lượng và thời gian sấy nhất định theo yêu cầu [2].

Chế độ sấy thể hiện dưới dạng các thông số sau: nhiệt độ tác nhân sấy, hiệu nhiệt độ khô ướt Δt (hay độ ẩm tương đối φ), tốc độ môi chất sấy.

1.6.2. Các thông số xác định chế độ sấy

a) Nhiệt độ tác nhân sấy vào thiết bị t_1

Nhiệt độ tác nhân sấy vào thiết bị ảnh hưởng quyết định đến tốc độ sấy có nghĩa là ảnh hưởng quyết định đến thời gian sấy. Nhiệt độ t_1 cũng ảnh hưởng đến chất lượng sản phẩm sấy. Một số sản phẩm sấy không cho phép sấy ở nhiệt độ cao vì vậy nó không cho phép nhiệt độ tác nhân sấy vượt quá giá trị nhất định. Nhiệt độ tác nhân sấy vào thiết bị càng cao, tốc độ sấy càng lớn dẫn đến thời gian sấy giảm và giảm tiêu hao năng lượng. Tuy vậy nhiệt độ tác nhân sấy càng cao thì tổn thất nhiệt vào môi trường càng lớn dẫn đến tăng tiêu hao năng lượng. Vì vậy cần xác định trị số t_1 tối ưu theo

hàm mục tiêu là tiêu hao năng lượng. Trị số t_1 tối ưu theo tiêu chí này thường khá lớn vì vậy khi sấy các vật liệu nhạy cảm nhiệt (chất lượng sản phẩm giảm khi nhiệt độ tăng) thì nhiệt độ tác nhân sấy t_1 xác định theo điều kiện chất lượng sản phẩm. Ví dụ khi sấy các vật liệu dạng tinh bột nhiệt độ tác nhân sấy t_1 thường nhỏ hơn nhiệt độ hồ hoá (khoảng 60^0C).

b) Độ ẩm tương đối của không khí vào thiết bị φ_1 (hay Δt_1)

Độ chênh nhiệt độ khô ướt của môi chất vào thiết bị Δt_1 tạo nên thế sấy, nó là động lực cho ẩm thoát ra từ vật vào môi trường. Thế sấy càng lớn thì tốc độ thoát ẩm càng lớn. Tuy nhiên khi tốc độ thoát ẩm lớn sẽ dẫn đến vật sấy biến dạng (vênh, nứt) vì vậy ta chọn Δt_1 thích hợp với từng loại sản phẩm và từng giai đoạn của quá trình sấy.

c) Nhiệt độ môi chất sấy ra khỏi thiết bị t_2

Nhiệt độ này càng lớn thì tổn thất nhiệt do khí thoát càng cao. Vì vậy, theo mục tiêu tiết kiệm năng lượng thì nhiệt độ t_2 càng nhỏ càng tốt. Tuy nhiên, khi chọn t_2 phải bảo đảm $\Delta t_2 = t_2 - t_{ư}$ để duy trì quá trình truyền nhiệt giữa môi chất sấy và vật liệu sấy. Độ chênh này cần chọn tối ưu về kinh tế. t_2 càng lớn thì nhiệt truyền từ môi chất sấy đến vật liệu sấy càng lớn dẫn tới tốc độ bay hơi ẩm lớn, thời gian sấy giảm, tiêu hao nhiệt cho quá trình sấy giảm. Đồng thời t_2 lớn sẽ dẫn tới tăng tổn thất nhiệt do khí thoát và tăng tổn thất nhiệt vào môi trường do truyền nhiệt qua vỏ thiết bị. Vì vậy cần chọn Δt_2 tối ưu. Trị số này thường chọn theo kinh nghiệm từ $10 \div 15^0C$.

d) Độ ẩm môi chất sấy ra khỏi thiết bị φ_2

Thông số này cũng ảnh hưởng đến quá trình sấy. Chọn φ_2 càng lớn thì tiêu hao riêng không khí càng nhỏ. Tuy vậy, việc tăng φ_2 bị hạn chế bởi độ ẩm cân bằng của vật liệu tương ứng với trạng thái không khí ẩm ra khỏi buồng sấy (t_2, φ_2). Khi φ_2 tăng đến trị số nhất định φ_{2k} thì độ ẩm của vật liệu sấy $\omega = \omega_{cb}$ lúc này giữa vật liệu và môi chất sấy đạt đến cân bằng, ẩm trong vật không thoát ra được thậm chí nếu tăng φ_2 quá trị số φ_{2k} sẽ xảy ra hiện tượng vật liệu hút ẩm từ môi chất sấy. Trường hợp này có thể xảy ra khi sấy hầm cùng chiều.

Trị số φ_2 thường chọn nhỏ hơn trị số giới hạn φ_{2k} từ 5 đến 10%. Theo [3] trị số φ_2 tối ưu thay đổi tuỳ thuộc nhiệt độ t_2. Với nhiệt độ $t_2 = 40 \div 60^0C$, trị số φ_2 hợp lý là 80%.

Trong thiết bị sấy buồng, chế độ sấy thay đổi theo thời gian sấy. Mỗi giai đoạn sấy thường chọn chế độ sấy khác nhau.

e) Tốc độ tác nhân sấy

Tốc độ tác nhân sấy ảnh hưởng đáng kể đến sự thoát ẩm của vật sấy. Tốc độ tác nhân sấy càng lớn sự thoát ẩm càng tốt. Tuy nhiên, tốc độ tác nhân sấy càng lớn dẫn đến tăng tổn thất áp suất trong quá trình lưu động của môi chất sấy trong hệ thống làm tăng năng lượng của quạt gió. Vì vậy cần chọn tốc độ hợp lý. Theo kinh nghiệm vận hành thực tế, đối với thiết bị sấy buồng và hầm để sấy gỗ, tốc độ tác nhân sấy chọn theo các chế độ sau:

- tuần hoàn tự nhiên, tốc độ tác nhân sấy < 1 *m/s*
- tuần hoàn cưỡng bức yếu, tốc độ 1 ÷ 2 *m/s*
- tuần hoàn cưỡng bức mạnh, tốc độ 2 ÷ 3 *m/s*

Tốc độ tác nhân sấy còn ảnh hưởng đến kích thước thiết bị, ví dụ: Thiết bị sấy buồng và hầm tốc độ tác nhân sấy lớn thì tiết diện buồng hay hầm càng nhỏ như vậy nếu cùng công suất thì chiều dài hầm sẽ lớn hơn. Vì vậy cần chọn tốc độ tác nhân sấy hợp lý để cho giữa tiết diện và chiều dài cân xứng. Ở một số thiết bị sấy như sấy ống khí động, sấy tầng sôi... tốc độ tác nhân sấy được tính toán theo chế độ khí động cần duy trì trong thiết bị. Ngoài ra tốc độ tác nhân sấy còn bị khống chế bởi tỷ lệ bay vật liệu theo môi chất.

1.6.3. Chọn chế độ sấy

Việc chọn chế độ sấy thường căn cứ vào 2 tiêu chí: một là sự làm việc của thiết bị và hai là căn cứ vào vật liệu sấy.

a) Căn cứ vào sự làm việc của thiết bị

- Các thiết bị sấy liên tục như: sấy hầm, sấy khí động, sấy tầng sôi, sấy phun ... các giai đoạn của quá trình sấy phân bố ổn định trên thiết bị theo

chiều chuyển động của vật liệu (ví dụ: thiết bị sấy hầm, các giai đoạn sấy phân bố theo chiều dài hầm). Ở các thiết bị sấy này, chế độ sấy được chọn cho cả thiết bị không phụ thuộc thời gian, cụ thể là chọn trạng thái môi chất vào t_1, φ_1, trạng thái môi chất ra t_2, φ_2. Ngoài ra, việc chọn chế độ sấy còn căn cứ vào thiết bị làm việc cùng chiều hay ngược chiều.

- Thiết bị sấy làm việc chu kỳ

Ở các thiết bị sấy làm việc chu kỳ, các giai đoạn của quá trình sấy phân bố theo thời gian sấy, vì vậy ở mỗi giai đoạn sấy cần chọn chế độ sấy thích hợp. Ví dụ, trong thiết bị sấy thùng quay dùng sấy cà phê theo chu kỳ thời gian sấy 24 *giờ* với cà phê hạt độ ẩm đầu 52%, cuối 12%. Chế độ sấy cũng được chọn khác nhau, có 3 giai đoạn: giai đoạn đầu 8 *giờ*, nhiệt độ môi chất vào 68^0C, giai đoạn 2 thời gian 8 *giờ*, nhiệt độ môi chất vào 64^0C, giai đoạn 3 thời gian 8 *giờ*, nhiệt độ môi chất vào 59^0C. Chế độ sấy trong thiết bị sấy buồng được đưa ra trong [10].

b) Căn cứ vào vật liệu sấy

- Các vật liệu sấy không cho phép cong, vênh, nứt như gỗ, đồ gốm, men sứ ... khi chọn chế độ sấy cần cả hai thông số nhiệt độ và độ ẩm tương đối (hay Δt).

- Các vật liệu sấy không sợ nứt, cong vênh như rau quả, thực phẩm, thức ăn gia súc, khoai sắn thái lát ... khi chọn chế độ sấy chỉ cần chọn nhiệt độ vào thiết bị t_1 còn nhiệt độ ra khỏi thiết bị t_2 và độ ẩm tương đối φ_2 chọn theo các tiêu chí ở phần trên.

1.6.4. Các biện pháp để duy trì chế độ sấy

Để đảm bảo duy trì chế độ sấy thích hợp cho từng loại sản phẩm và từng giai đoạn của quá trình sấy có thể tiến hành các biện pháp sau:

a) Phun ẩm

Khi chế độ sấy cần độ ẩm tương đối cao mà sau khi gia nhiệt độ ẩm tương đối của môi chất khá nhỏ, trường hợp này cần tăng độ ẩm tương đối của không khí. Một biện pháp có hiệu quả là phun ẩm, tức là phun nước vào không khí, nước sẽ bay hơi làm cho độ ẩm tương đối của không khí

tăng lên. Trong hệ thống điều hoà không khí người ta sử dụng rộng rãi phương pháp này.

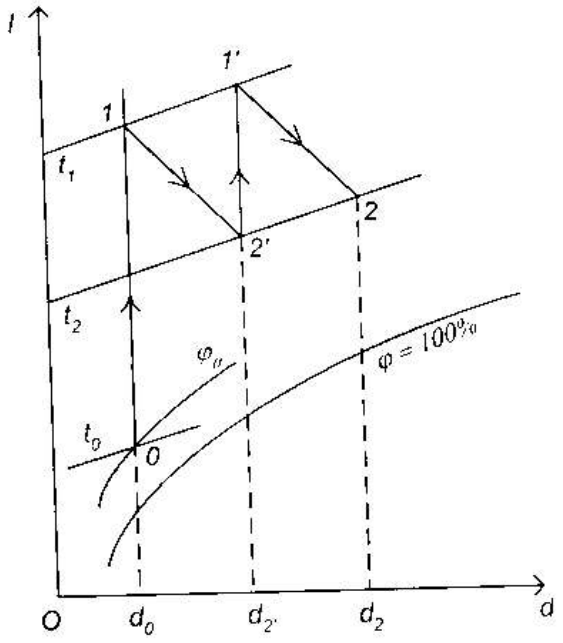
b) Hồi lưu một phần khí thải

Khí thải của hệ thống sấy có độ ẩm tương đối φ cao. Sử dụng hồi lưu là lấy một phần khí thải hoà trộn với không khí mới đưa vào hệ thống. Điểm hoà trộn có thể đặt trước hoặc sau calorife và thường đặt ở đầu hút của quạt gió. Làm như vậy có thể tăng độ ẩm tương đối của môi chất sấy vào hệ thống, đồng thời có thể tiết kiệm nhiệt. Sử dụng hồi lưu có thể điều chỉnh được độ ẩm tương đối vào thiết bị sấy theo yêu cầu của chế độ sấy bằng cách điều chỉnh tỷ lệ khí hoà trộn (hệ số hồi lưu).

c) Sử dụng gia nhiệt trung gian

Gia nhiệt trung gian là gia nhiệt thêm cho môi chất trong buồng sấy.

Nhược điểm lớn của thiết bị sấy buồng là nhiệt độ môi chất giảm dần theo chiều chuyển động của môi chất trong khi đó vật liệu đứng yên nên sản phẩm khô không đều. Để khắc phục nhược điểm này có thể sử dụng gia nhiệt trung gian. Muốn vậy buồng sấy cần chia ra nhiều phần, môi chất sấy qua mỗi phần được gia nhiệt bổ sung làm cho nhiệt độ tăng lên, nhiệt độ môi chất trong buồng sấy sẽ đều hơn.



Hình 1.3. Quá trình sấy có gia nhiệt trung gian.

Trên hình 1.3 quá trình 0-1 là gia nhiệt trong calorife chính. Quá trình 12' là quá trình sấy trong phần 1, quá trình 2'1' là gia nhiệt trong calorife phụ và 1'2 là quá trình sấy trong phần 2 của buồng sấy.

1.7. CÁC PHƯƠNG PHÁP XÁC ĐỊNH THỜI GIAN SẤY

Thời gian sấy là một đại lượng đặc trưng tổng hợp của quá trình sấy, nó có ý nghĩa đặc biệt quan trọng trong quá trình thiết kế và vận hành thiết bị sấy. Thời gian sấy phụ thuộc vào nhiều yếu tố, trước hết là các đặc trưng của vật liệu sấy như chủng loại, hình dáng, kích thước, độ ẩm ban đầu và độ ẩm sản phẩm sau khi sấy, các đặc trưng của thiết bị sấy như: phương pháp sấy, chế độ sấy, cách bố trí vật liệu trong thiết bị (chiều dày lớp vật liệu ...). Do việc xác định thời gian sấy bằng giải tích gặp nhiều khó khăn nên trong tính toán thực tế ta thường xác định thời gian sấy bằng thực nghiệm (các công thức thực nghiệm) hoặc theo kinh nghiệm vận hành.

Tuy nhiên khi nghiên cứu các thiết bị sấy mới và để sấy các vật liệu chưa có nhiều kinh nghiệm thực tế người ta phải dựa vào lý thuyết hoặc kết hợp lý thuyết và thực nghiệm để xác định thời gian sấy.

Về nguyên tắc, thời gian sấy có thể tính bằng giải tích theo các bước sau đây:

1. Xây dựng mô hình vật lý phù hợp với vật liệu cần sấy và với một thiết bị sấy nào đó phù hợp với phương pháp cấp nhiệt và chế độ sấy.

2. Từ mô hình vật lý thiết lập mô hình toán học của bài toán truyền nhiệt truyền chất cùng với các điều kiện đơn trị tương ứng.

3. Giải mô hình toán học tìm nghiệm $u = f(x, y, z, \tau)$. Từ thí nghiệm này tìm giá trị trung bình theo toạ độ không gian sẽ được $u_{tb} = f(\tau)$. Từ đó có thể xác định được thời gian sấy τ.

Để xây dựng được mô hình toán học thường phải đơn giản hoá bằng cách bỏ đi một số yếu tố ảnh hưởng vì vậy các kết quả thu được bằng giải tích thường sai khác với thực tế vì vậy việc áp dụng còn hạn chế.

Sau đây sẽ giới thiệu một số phương pháp tính toán thời gian sấy.

1.7.1. Phương pháp A. V. Lư - cốp

Đây là phương pháp giải tích dùng để xác định thời gian sấy đối với vật liệu dạng tấm phẳng sấy trong thiết bị sấy đối lưu [1].

Để mô hình toán học có thể giải được một cách đơn giản, A. V. Lư - cốp đã bỏ qua ảnh hưởng của nhiệt độ đến độ ẩm. Do đó phương trình dẫn chất có dạng:

$$\frac{\partial u}{\partial \tau} = a_m \frac{\partial^2 u}{\partial x^2}$$

Trong giai đoạn sấy tốc độ không đổi ta coi dòng ẩm trên bề mặt q_m = const. Thời gian sấy trong giai đoạn này bằng:

$$\tau_1 = \frac{\omega_1 - \omega_k}{N}$$

Trong giai đoạn sấy tốc độ giảm A. V. Lư-cốp đã giải phương trình vi phân với các điều kiện đơn trị và khi biến đổi chuyển từ độ chứa ẩm u sang độ ẩm ω thu được kết quả thời gian sấy trong giai đoạn tốc độ giảm như sau:

$$\tau_2 = \frac{1}{k} \cdot \ln \frac{\omega_k - \omega_{cb}}{\omega_2 - \omega_{cb}}$$

ở đây k gọi là hệ số sấy, k = X.N, với $x = \frac{1}{\omega_k - \omega_{cb}}$ gọi là hệ số sấy tương đối.

Thời gian sấy tổng cộng là:

$$\tau = \frac{\omega_1 - \omega_{cb}}{N} - \frac{1}{XN}\left[1 + \ln(\omega_2 - \omega_{cb})X\right] \quad , \quad h \qquad (1.24)$$

Từ công thức (1.24) ta thấy, muốn xác định thời gian sấy theo phương pháp A. V. Lư - cốp cần biết độ ẩm ban đầu ω_1, độ ẩm cân bằng ω_{cb} và tốc độ sấy trong giai đoạn sấy tốc độ không đổi N. Ở đây N cần được xác định bằng thực nghiệm phụ thuộc vào chế độ sấy.

1.7.2. Phương pháp G. K. Philônhencô [1]

Philônhencô đã nghiên cứu nhiều đường cong sấy ở các chế độ sấy khác nhau, ông đã phát hiện ra rằng các đường cong sấy có thể biểu diễn bằng một đường cong duy nhất nếu lấy một trục là tốc độ sấy dω/dτ và trục kia là tốc độ dẫn suất:

$$\varphi = \frac{1}{N}.\frac{d\omega}{d\tau}$$

Tốc độ sấy dẫn suất φ được xác định bằng thực nghiệm có dạng:

$$\varphi = \frac{(\omega - \omega_{cb})^m}{A + B(\omega - \omega_{cb})^m}$$

Các hệ số A, B, m phụ thuộc vào vật liệu. Khi m = 1 thì thời gian sấy có thể xác định bằng công thức:

$$\frac{1}{N}.\frac{d\omega}{d\tau} = \frac{\omega - \omega_{cb}}{A + B(\omega - \omega_{cb})}$$

$$d\tau = \frac{1}{N}\left(\frac{A}{\omega - \omega_{cb}} + B\right)d\omega$$

$$\tau = \frac{1}{N}\left[A.\ln\frac{\omega_1 - \omega_{cb}}{\omega_2 - \omega_{cb}} + B(\omega_1 - \omega_{cb})\right], \quad h \qquad (1.25)$$

Đối với tấm phẳng nói chung:

$$\varphi = \frac{\omega_0 - \omega_{cb}}{28,5 + 0,73(\omega_0 - \omega_{cb})}$$

ở đây ω_0 là độ ẩm tuyệt đối.

Vậy ta có:

$$\tau = \frac{1}{N}\left[28,5.\ln\frac{\omega_{01} - \omega_{cb}}{\omega_{02} - \omega_{cb}} + 0,73(\omega_{01} - \omega_{cb})\right]$$

Ta thấy rằng muốn sử dụng được phương pháp này cần phải xác định bằng thực nghiệm tốc độ sấy dẫn xuất.

1.7.3. Phương pháp N. F. Đôcuchaef [1]

Phương pháp này đã coi phương trình dẫn ẩm như phương trình thấm. Từ đó ta nhận được quan hệ giữa độ ẩm và thời gian sấy:

$$\omega = \omega_1 - \frac{\tau}{A + B\tau}$$

trong đó: A, B phụ thuộc vào vật liệu sấy và chế độ sấy.

Từ đó có thể xác định thời gian sấy theo công thức:

$$\tau = \frac{A(\omega_1 - \omega)}{1 - B(\omega_1 - \omega)} \quad , \quad h \tag{1.26}$$

1.7.4. Xác định thời gian sấy bằng thực nghiệm

Các công thức thực nghiệm được xây dựng trên cơ sở nghiên cứu thực nghiệm quá trình sấy, ví dụ khi sấy gỗ thời gian sấy có thể xác định bằng công thức [2]:

$$\tau = 120.A_1.A_2.A_3.A_4.A_5.A_6 \quad , \quad h \tag{1.27}$$

trong đó 120 là thời gian sấy gỗ tiêu chuẩn ở chế độ định mức.

Các hệ số là:

A_1 - hệ số phụ thuộc loại gỗ

Loại gỗ	Hệ số A_1
Thông, tùng, bách	0,9
Cây bá dương	1,0
Bạch dương	1,4
Lục diệp	4,0
Sồi, dẻ	6,0

A_2 - hệ số phụ thuộc chiều dày gỗ, $A_2 = 0{,}00283.\sqrt{\delta^3}$.

Bảng 1.1

Xác định hệ số A_2

Chiều dầy δ, *mm*	13	16	19	22	25	32
A_2	0,132	0,81	0,234	0,292	0,350	0,51
Chiều dầy δ, *mm*	40	50	60	75	100	130
A_2	0,715	1,0	1,314	1,83	2,83	4,19

A_3 - hệ số xét đến ảnh hưởng chiều rộng gỗ

Bảng 1.2

Xác định hệ số A_3

Tỉ số chiều rộng/chiều dày	$b/\delta < 2$	$2 < b/\delta < 5$	$b/\delta > 5$
Hệ số A_3	0,8	1,0	1,25

A_4 - hệ số xét đến ảnh hưởng chất lượng gỗy

loại 1 $A_4 = 1,2$ loại 3 $A_4 = 0,9$

loại 2 $A_4 = 1,0$ loại 4 $A_4 = 0,8$

A_5 - hệ số xét ảnh hưởng sự tuần hoàn môi chất

a) tuần hoàn tự nhiên $v < 0,3$ *m/s*

vật liệu rất mỏng $\delta < 22$ *mm* $A_5 = 2,6$

vật liệu mỏng $22 < \delta < 32$ *mm* $A_5 = 2,0$

vật liệu dầy $\delta > 32$ *mm* $A_5 = 1,5$

b) tuần hoàn cưỡng bức yếu $v < 0,5$ *m/s*

vật liệu rất mỏng $A_5 = 1,8$

vật liệu mỏng $A_5 = 1,5$

vật liệu dầy $A_5 = 1,3$

c) tuần hoàn cưỡng bức vừa $v = 1 \div 2$ *m/s*

vật liệu rất mỏng $A_5 = 1,2$

vật liệu mỏng $A_5 = 1,0$

vật liệu dầy $A_5 = 0,9$

d) tuần hoàn cưỡng bức mạnh $v > 2$ *m/s*

vật liệu rất mỏng $A_5 = 1,2$

vật liệu mỏng $A_5 = 1,0$

vật liệu dầy $A_5 = 0,9$

A_6 - hệ số ảnh hưởng của độ ẩm

$$A_6 = 1,43.\lg\frac{\omega_1}{\omega_2}$$

Chế độ tiêu chuẩn, $\omega_1 = 60\%$, $\omega_2 = 12\%$, $A_6 = 1$.

Theo tài liệu [5], thời gian sấy gỗ có thể xác định theo công thức thực nghiệm sau:

$$\tau = \frac{1}{a}.(\ln\omega_1 - \ln\omega_2).\left(\frac{\delta}{25}\right)^{1,5}.\left(\frac{65}{t}\right).\left(\frac{1,5}{w}\right)^{0,8}, \quad h \qquad (1.28)$$

trong đó:

a - hệ số sấy, phụ thuộc vào loại gỗ (khối lượng riêng);

t - nhiệt độ môi chất sấy, ^0C;

w - tốc độ môi chất sấy trong buồng sấy, *m/s*;

δ - chiều dày ván gỗ, *mm*;

ω_{01}, ω_{02} - độ ẩm đầu và cuối của gỗ.

Công thức này sử dụng cho thiết bị sấy buồng đối lưu cưỡng bức dùng hơi nước làm chất tải nhiệt. Thiết bị loại này được chế tạo với chất lượng cao vận hành ba ca liên tục.

Bảng 1.3

Xác định hệ số a

ρ_0, *kg/m*^{3}	375	400	425	450	475	500	525
1/a	14,7	16,8	18,9	21,0	23,05	25,1	27,2
ρ_0, *kg/m*^{3}	550	575	600	625	650	675	700
1/a	29,35	31,45	33,5	35,55	37,7	39,8	42,0
ρ_0, *kg/m*^{3}	725	750	775	800	825	850	
1/a	43,85	46,05	48,15	50,25	52,4	54,3	

1.7.5. Xác định thời gian sấy theo kinh nghiệm

Khi thiết kế thiết bị sấy đối với nhiều loại sản phẩm thời gian sấy thường lấy theo thực nghiệm. Các số liệu thực nghiệm về thời gian sấy của

một loại sản phẩm nhất định thường kèm theo các điều kiện về: chủng loại thiết bị cụ thể, chế độ sấy (nhiệt độ, tốc độ môi chất sấy), các thông số về kích thước vật liệu, cách bố trí vật liệu trong buồng (chiều dày lớp vật liệu trên khay ...), độ ẩm đầu và cuối của vật liệu ...

Ví dụ: Sấy cà phê hạt trong thiết bị sấy thùng quay làm việc theo chu kỳ, độ ẩm vật liệu $\omega_{01} = 52\%$, $\omega_{02} = 12\%$. Thời gian sấy là $\tau = 24\ h$. Trong đó giai đoạn 1: $\tau_1 = 8\ h$, nhiệt độ môi chất vào 68^0C, giai đoạn 2: $\tau_2 = 8\ h$, nhiệt độ môi chất vào 64^0C, giai đoạn 3: $\tau_3 = 8\ h$, nhiệt độ môi chất vào 59^0C [1].

Trong phần phụ lục có giới thiệu thời gian sấy của một số vật liệu theo thực nghiệm.

1.8. CẤU TRÚC HỆ THỐNG SẤY

1.8.1. Các bộ phận cơ bản của hệ thống sấy

Hệ thống sấy bao gồm các bộ phận cơ bản sau:

1. Buồng sấy

Buồng sấy là không gian thực hiện quá trình sấy khô vật liệu. Đây là bộ phận quan trọng nhất của hệ thống sấy. Tuỳ theo phương pháp sấy, loại thiết bị sấy mà buồng sấy có dạng khác nhau. Ví dụ thiết bị sấy buồng, bộ phận buồng sấy có thể nhỏ như một cái tủ, có thể lớn như một căn phòng. Trong thiết bị sấy hầm, buồng sấy là một buồng có chiều dài lớn như một đường hầm (tuynen). Trong thiết bị sấy phun, buồng sấy là một buồng hình trụ đứng hay nằm ngang. Trong thiết bị sấy khí động, buồng sấy là một ống hình trụ để đứng, có chiều cao lớn.

2. Bộ phận cung cấp nhiệt

Tuỳ theo hệ thống sấy khác nhau, bộ phận cung cấp nhiệt cũng khác nhau. Ví dụ, trong thiết bị sấy bức xạ, bộ phận cấp nhiệt khá đơn giản, có thể là các đèn hồng ngoại, các ống dây điện trở, hay các tấm bức xạ gia nhiệt bằng chất lỏng hay khí đốt.

Thiết bị sấy đối lưu dùng môi chất sấy là không khí, chất tải nhiệt là hơi nước thì bộ phận cấp nhiệt là calorife khí - hơi. Nếu chất tải nhiệt là khói thì bộ phận cấp nhiệt là calorife khí - khói.

3. Bộ phận thông gió và tải ẩm

Bộ phận này có nhiệm vụ tải ẩm từ vật sấy vào môi trường. Khi sấy bức xạ việc thông gió còn có nhiệm vụ bảo vệ vật sấy khỏi quá nhiệt.

Các thiết bị sấy dưới áp suất khí quyển đều dùng môi chất đối lưu (tự nhiên hay cưỡng bức) để tải ẩm. Trong các thiết bị này đều cần tạo điều kiện thông gió tốt trên bề mặt vật liệu để ẩm thoát ra từ vật được môi chất mang đi dễ dàng. Khi thông gió cưỡng bức bộ phận này gồm: các quạt gió, các đường ống dẫn gió cấp vào buồng sấy, đường hồi (nếu có), ống thoát khí ...

Các thiết bị sấy chân không, việc thải ẩm dùng bơm chân không hoặc kết hợp với các bình ngưng ẩm (sấy thăng hoa).

4. Bộ phận cấp vật liệu và lấy sản phẩm

Bộ phận này cũng khác nhau tuỳ thuộc vào loại thiết bị sấy. Trong thiết bị sấy buồng và hầm vật liệu sấy để trên các khay đặt thành tầng trên các xe goòng, các xe được đẩy vào buồng sấy và sản phẩm lấy ra từ các xe goòng. Việc đẩy xe vào và lấy ra có thể bằng thủ công hay cơ khí. Trong thiết bị sấy hầm dùng băng tải, vật liệu được đưa vào và lấy ra khỏi hầm bằng băng tải. Trong thiết bị sấy phun, vật liệu đưa vào bằng bơm qua vòi phun. Sản phẩm được lấy ra dưới dạng bột bằng các tay gạt và vít tải.

5. Hệ thống đo lường, điều khiển

Hệ thống này có nhiệm vụ đo nhiệt độ, độ ẩm tương đối của môi chất sấy tại các vị trí cần thiết t_1, φ_1, t_2, φ_2... đo nhiệt độ khói lò. Tự động điều chỉnh nhiệt độ, độ ẩm môi chất vào thiết bị nhằm duy trì chế độ sấy theo đúng yêu cầu.

1.8.2. Các dạng cấu trúc hệ thống sấy

1. Hệ thống sấy công suất nhỏ

Hệ thống này thường có cấu trúc dạng tủ, đa số là các kiểu sấy đối lưu cưỡng bức, một số kiểu sấy bức xạ, sấy bằng điện trường tần số cao. Các

thiết bị sấy loại này thường được chế tạo hàng loạt có điều khiển tự động nhiệt độ môi chất sấy. Vật liệu sấy thường đặt trên các khay đưa vào buồng sấy bằng thủ công và đặt trên các giá đỡ trong buồng. Loại thiết bị này có thể sấy nhiều loại sản phẩm khác nhau.

2. Hệ thống sấy công suất lớn

Hệ thống này có cấu trúc rất đa dạng tuỳ thuộc vào phương pháp sấy, kiểu thiết bị sấy. Trong hệ thống này cần bố trí hợp lý giữa buồng sấy với các bộ phận khác như: bộ phận cấp nhiệt, cấp hơi nước, cấp khói, bộ phận cấp vật liệu và lấy sản phẩm... Trong dây chuyền công nghệ sản xuất sản phẩm, hệ thống sấy được bố trí trong một phân xưởng sơ chế nguyên liệu hay thành phẩm. Có một số xí nghiệp, hệ thống sấy là hệ thống chính, ví dụ xí nghiệp sản xuất cà phê hạt bao gồm các công đoạn như sau: sát ướt (quả cà phê đem chà sát, rửa sạch lấy hạt), hong và sấy. Ở đây hệ thống sấy là chính. Sản phẩm là cà phê hạt đóng bao. Trong các xí nghiệp sản xuất rau quả khô, hệ thống sấy cũng là hệ thống chính.

Chương 2

TÍNH TOÁN THIẾT KẾ HỆ THỐNG THIẾT BỊ SẤY

2.1. TRÌNH TỰ CÔNG VIỆC TÍNH TOÁN THIẾT KẾ HỆ THỐNG SẤY

Hệ thống sấy được sử dụng rất rộng rãi trong hầu hết các ngành công nghiệp, nông, lâm nghiệp, thuỷ hải sản. Hệ thống này có thể nằm trong khâu đầu của quá trình công nghệ như sơ chế nguyên vật liệu, có thể là quá trình sấy khô để bảo quản các sản phẩm trong nông nghiệp, thuỷ sản, có thể là khâu cuối cùng của quy trình công nghệ sấy khô các sản phẩm công nghiệp trước khi đóng bao gói. Vì nó gắn liền với rất nhiều quy trình công nghệ sản xuất sản phẩm nên công việc thiết kế hệ thống sấy là rất đa dạng và khá phức tạp. Tuy vậy, đối với bất kỳ hệ thống sấy nào công việc thiết kế đều bao gồm các bước sau [1]:

Bước 1 là lập nhiệm vụ thiết kế.

Bước 2 là chọn phương pháp sấy và kiểu thiết bị sấy.

Bước 3 là chọn môi chất sấy và chất tải nhiệt.

Bước 4 là tính toán nhiệt quá trình sấy.

Bước 5 là lập sơ đồ hệ thống sấy.

Bước 6 là tính toán và chọn các thiết bị phụ trợ.

Bước 7 là tính toán kinh tế kỹ thuật hệ thống.

Trong 7 bước trên, nhiều trường hợp bước 1, 2, 3 nằm trong nhiệm vụ khảo sát chung của dự án sản xuất sản phẩm. Trường hợp này các số liệu cần thiết của ba bước này do chủ đầu tư cung cấp đặc biệt là bước 1 thường được hình thành trong dự án sản xuất sản phẩm.

Nội dung chi tiết của từng bước công việc sẽ được trình bày chi tiết ở phần sau.

2.2. LẬP NHIỆM VỤ THIẾT KẾ

Để lập nhiệm vụ thiết kế trước hết phải nghiên cứu điều tra về nguồn cung cấp vật liệu sấy, phân bố sản lượng trong năm, phương thức vận chuyển vật liệu sấy từ các vùng khai thác đến nơi đặt hệ thống sấy. Đồng thời phải nghiên cứu các nguồn năng lượng có thể sử dụng cho quá trình sấy, nghiên cứu khả năng tiêu thụ sản phẩm sấy, cuối cùng phải xác định được sản lượng sản phẩm sấy trong năm. Trên cơ sở đó xác định công suất thiết bị sấy theo sản phẩm G_2, *kg/h*. Bước tiếp theo là nghiên cứu các thông số chủ yếu của vật liệu sấy, yêu cầu về chất lượng sản phẩm.

Kết quả phần này là xác định được công suất thiết bị sấy G_2, *kg/h* hoặc *kg/mẻ*, độ ẩm đầu của vật liệu ω_1, %, độ ẩm cuối (của sản phẩm) ω_2, %, yêu cầu chất lượng.

2.3. CHỌN KIỂU THIẾT BỊ SẤY

Một loại sản phẩm sấy có thể sử dụng một số kiểu thiết bị sấy, ví dụ: thóc có thể sử dụng thiết bị sấy buồng, thiết bị sấy tháp, sấy tầng sôi. Rau quả có thể dùng thiết bị sấy buồng khi công suất nhỏ và thiết bị sấy hầm khi công suất lớn và ổn định. Trường hợp đặc biệt rau quả quý muốn giữ các chất tươi sống, vitamin có thể sử dụng sấy thăng hoa.

Hiện nay việc chọn thiết bị sấy thường căn cứ vào sự phân tích định tính. Người ta có thể tính toán chọn một số kiểu thoả mãn yêu cầu đối với một sản phẩm và chọn một thiết bị thích hợp nhất.

2.4. CHỌN TÁC NHÂN SẤY VÀ CHẤT TẢI NHIỆT

2.4.1. Chọn tác nhân sấy

Tác nhân sấy có các loại sau: không khí ẩm, khói và hơi quá nhiệt.

a) Không khí ẩm

Không khí ẩm là loại tác nhân sấy thông dụng nhất có thể dùng cho hầu hết các loại sản phẩm. Dùng không khí ẩm không sợ ô nhiễm sản phẩm sấy. Tuy vậy dùng không khí ẩm làm tác nhân sấy cần trang bị thêm bộ phận gia nhiệt không khí (calorife khí - hơi hay khí - khói); nhiệt độ không khí để sấy không thể quá cao, thường nhỏ hơn 500^0C vì nếu nhiệt độ cao hơn thiết bị trao đổi nhiệt phải sử dụng thép hợp kim hay gốm sứ chi phí cao.

b) Khói lò

Dùng khói lò làm tác nhân sấy có ưu điểm là phạm vi nhiệt độ rộng từ hàng chục độ đến trên 1000^0C, không cần calorife. Tuy vậy dùng khói có nhược điểm là khói có thể làm ô nhiễm sản phẩm sấy. Vì vậy khói chỉ dùng cho các vật liệu không sợ ô nhiễm như gỗ, đồ gốm, một số loại hạt có vỏ.

c) Hơi quá nhiệt

Dùng hơi quá nhiệt làm tác nhân sấy trong trường hợp sản phẩm sấy dễ cháy nổ và sản phẩm sấy chịu được nhiệt độ cao vì sấy bằng hơi quá nhiệt nhiệt độ thường lớn hơn 100^0C (sấy ở áp suất khí quyển).

2.4.2. Chọn chất tải nhiệt

Chất tải nhiệt là có nhiệm vụ cấp nhiệt cho môi chất sấy. Chất tải nhiệt thông thường là hơi nước, nước nóng, chất lỏng hữu cơ, khói, điện.

a) Hơi nước

Hơi nước là chất tải nhiệt thông dụng nhất. Dùng hơi nước có ưu điểm là:

- Nhiệt độ ổn định.
- Dễ điều chỉnh nhiệt độ

- Hơi nước ngưng tụ toả nhiệt lớn (nhiệt ẩn hoá hơi r lớn) nên hệ số toả nhiệt khi hơi ngưng tụ lớn nên bề mặt trao đổi nhiệt nhỏ.

Nhược điểm khi dùng hơi nước là phải trang bị lò hơi.

b) Nước nóng

Dùng nước nóng làm chất tải nhiệt có ưu điểm:

- Áp suất sử dụng thấp hơn khi dùng hơi.
- Lò nước nóng có cấu tạo đơn giản hơn, giá thành rẻ hơn.
- Nhiệt dung riêng của nước lớn nên thiết bị gọn.

Nhược điểm khi dùng nước nóng làm chất tải nhiệt là:

- Nhiệt độ bị hạn chế (thường < $100^{0}C$) nếu dùng nhiệt độ cao hơn phải dùng nước áp suất cao.
- Cần xử lý nước để chống đóng cặn.

c) Chất lỏng hữu cơ

Dùng chất lỏng hữu cơ làm chất tải nhiệt có ưu điểm:

- Nhiệt độ có thể tăng lên vài trăm độ ở áp suất khí quyển.
- Không có hiện tượng đóng cặn trên bề mặt trao đổi nhiệt.
- Lò gia nhiệt chất lỏng hữu cơ có cấu tạo đơn giản hơn so với lò hơi.

Nhược điểm khi dùng chất lỏng hữu cơ làm chất tải nhiệt là:

- Nhiệt dung riêng bé hơn nước nên lưu lượng lớn hơn so với nước khi cùng công suất.
- Giá thành đắt hơn nước.

d) Khói lò

Dùng khói lò làm chất tải nhiệt có ưu điểm:

- Không phải trang bị lò hơi nên vốn đầu tư ít hơn

Nhược điểm:

- Calorife khí - khói làm việc ở nhiệt độ cao cần dùng vật liệu chịu nhiệt.

- Khói có hệ số truyền nhiệt thấp nên diện tích bề mặt truyền nhiệt lớn hơn so với dùng hơi nước hay chất lỏng.
- Khói làm bám bẩn bề mặt trao đổi nhiệt.
- Điều chỉnh nhiệt độ khó khăn hơn khi dùng hơi hay chất lỏng.

e) Điện

Dùng điện để cấp nhiệt có các ưu điểm:

- Thiết bị đơn giản, hiệu suất sử dụng cao.
- Dễ điều chỉnh nhiệt độ
- Không gây ô nhiễm môi trường (trong khi dùng hơi hay chất lỏng đều phải dùng lò hơi hay lò chất lỏng ... đều phải đốt nhiên liệu gây ô nhiễm môi trường).

Nhược điểm khi dùng điện là giá thành năng lượng cao.

2.5. TÍNH TOÁN NHIỆT QUÁ TRÌNH SẤY

2.5.1. Mục đích tính toán nhiệt

Mục đích tính toán nhiệt là xác định tiêu hao không khí dùng cho quá trình sấy L, *kg/h* và tiêu hao nhiệt Q, *kJ/h*. Trên cơ sở tính toán nhiệt xác định các kích thước cơ bản của thiết bị. Đồng thời qua việc thiết lập cân bằng nhiệt và cân bằng năng lượng của hệ thống sẽ xác định được hiệu suất sử dụng nhiệt và hiệu suất sử dụng năng lượng của hệ thống cũng như tiêu hao riêng nhiệt của buồng sấy và hệ thống.

2.5.2. Xác định lượng ẩm bốc hơi

a) Thiết bị làm việc liên tục

Lượng ẩm bốc hơi là:

$$W = G_1 \frac{\omega_1 - \omega_2}{100 - \omega_2} = G_2 \frac{\omega_1 - \omega_2}{100 - \omega_1} = G_1 \frac{\omega_{01} - \omega_{02}}{100 + \omega_{01}}$$

$$= G_2 \frac{\omega_{01} - \omega_{02}}{100 + \omega_{02}} \quad , \quad kg/h \qquad (2.1)$$

trong đó:

G_1 - lượng vật liệu vào, *kg/h*;

G_2 - lượng sản phẩm ra, *kg/h*;

ω_1, ω_2 - độ ẩm toàn phần của vật liệu vào, sản phẩm ra, %;

ω_{01}, ω_{02} - độ ẩm tuyệt đối của vật liệu vào, sản phẩm ra, %.

b) Thiết bị sấy làm việc chu kỳ

$$W = G_1 \frac{\omega_1 - \omega_2}{100 - \omega_2} = G_2 \frac{\omega_1 - \omega_2}{100 - \omega_1} \quad , \quad kg/mẻ$$

$$= G_1 \frac{\omega_{01} - \omega_{02}}{100 + \omega_{01}} = G_2 \frac{\omega_{01} - \omega_{02}}{100 + \omega_{02}} \qquad (2.2)$$

trong đó G_1, G_2 tính cho cả mẻ sấy. Trong mẻ sấy có thể chia ra nhiều giai đoạn. Mỗi giai đoạn có chế độ sấy khác nhau, vì vậy cần tính toán cho từng giai đoạn. Thậm chí trong một giai đoạn lại chia ra làm nhiều giai đoạn nhỏ. Trường hợp này ẩm bốc hơi phải tính cho từng giai đoạn.

$$W_i = G_{i1} \frac{\omega_{i1} - \omega_{i2}}{100 - \omega_{i2}} = G_{i2} \frac{\omega_{i1} - \omega_{i2}}{100 - \omega_{i1}}$$

$$= G_{i1} \frac{\omega_{0i1} - \omega_{0i2}}{100 + \omega_{0i1}} = G_{i2} \frac{\omega_{0i1} - \omega_{0i2}}{100 + \omega_{0i2}} \quad , \quad kg/giai\ đoạn$$

Lượng ẩm bốc hơi trung bình trong giai đoạn:

$$W_h = \frac{W_i}{\tau_i} \quad , \quad kg/h \qquad (2.3)$$

ở đây τ_i - thời gian sấy trong giai đoạn i;

G_{i1} - lượng vật liệu vào giai đoạn i, *kg*;

G_{i2} - lượng vật liệu ra khỏi giai đoạn i, *kg*;

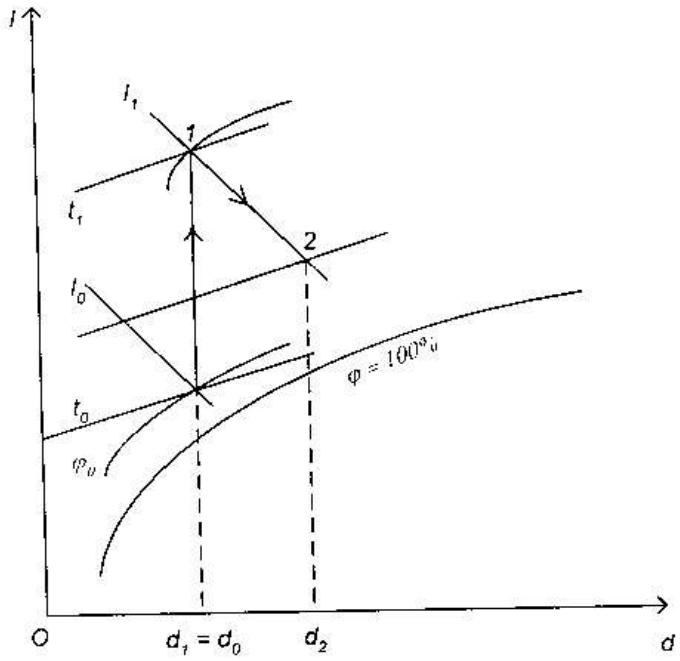
ω_{i1}, ω_{i2} - độ ẩm toàn phần của vật liệu vào và ra khỏi giai đoạn i, %;

ω_{0i1}, ω_{0i2} - độ ẩm tuyệt đối của vật liệu vào và ra khỏi giai đoạn i, %.

2.5.3. Tính toán quá trình sấy lý thuyết

A. Quá trình sấy không hồi lưu

Sơ đồ quá trình sấy lý thuyết không hồi lưu biểu diễn trên đồ thị I-d (hình 2.1).



Hình 2.1. Quá trình sấy lý thuyết.

a) Xác định trạng thái không khí bên ngoài

Trạng thái không khí bên ngoài xác định bởi các thông số: nhiệt độ t_0, độ ẩm tương đối φ_0 (điểm O). Từ đó, ta xác định được:

$$d_0 = 622 \cdot \frac{\varphi_0 p_{s0}}{p - \varphi_0 p_{s0}}, \quad g/kgkk\ kkhô$$

ở đây:

p - áp suất không khí ẩm;

p_{s0} - áp suất bão hoà của hơi nước ở nhiệt độ t_0.

$$I_0 = C_{pk} t_0 + d_0(r + C_{ph} t_0), \quad kJ/kgkkkhô$$

ở đây: $C_{pk} \approx 1\ kJ/kgK$ là nhiệt dung riêng của không khí khô;

$C_{ph} \approx 1{,}9\ kJ/kgK$ là nhiệt dung riêng của hơi nước;

$r \approx 2500\ kJ/kg$ là nhiệt ẩn hoá hơi của nước.

Khối lượng riêng của không khí khô:

$$\rho_{k0} = \frac{p}{\left(R_{kh} + R_h \cdot \frac{d_0}{1000}\right)(273 + t_0)} = \frac{99333}{\left(287 + 462 \cdot \frac{d_0}{1000}\right)(273 + t_0)}, \quad kg/m^3$$

b) Trạng thái không khí sau calorife

Trạng thái này xác định bởi t_1 và $d_1 = d_0$. Từ đó ta có:

$$I_1 = C_{pk}t_1 + d_1(r + C_{ph}t_1) \quad , \quad kJ/kgkkkhô$$

$$\varphi_1 = \frac{d_1 p}{(622 + d)p_{b1}}.100\%$$

ở đây p_{b1} là áp suất bão hoà của hơi nước ở nhiệt độ t_1.

Khối lượng riêng không khí khô:

$$\rho_{k1} = \frac{99333}{\left(287 + 462.\frac{d_1}{1000}\right)(273 + t_1)} \quad , \quad kg/m^3$$

c) Trạng thái không khí cuối quá trình sấy

Trạng thái này xác định bởi $I_2 = I_1$ và t_2. Từ đó ta có:

$$d_2 = \frac{I_2 - C_{pk}t_2}{r + C_{ph}t_2} \quad , \quad kg/kgkkkhô$$

$$\varphi_2 = \frac{d_2 p}{(622 + d_2)p_{b2}}.100\%$$

ở đây p_{b2} là áp suất bão hoà của hơi nước ở t_2;

d_2 đo bằng *g/kgkkkhô*.

Khối lượng riêng không khí khô tính cho 1 m^3 không khí ẩm là:

$$\rho_{k2} = \frac{p}{\left(R_{kh} + R_h.\frac{d_2}{1000}\right)(273 + t_2)}$$

$p = 745\ mmHg = 99333\ N/m^2$; $R_{kh} = 287$, $R_h = 462$

$$\rho_{k2} = \frac{99333}{\left(287 + 462.\frac{d_2}{1000}\right)(273 + t_2)} \quad , \quad kg/m^3$$

d) Tiêu hao không khí lý thuyết

$$l_0 = \frac{1000}{d_2 - d_0} \quad , \quad kg/kg; \qquad L_0 = l_0.W \quad , \quad kg/h \qquad (2.4)$$

$$V_0 = \frac{L_0}{\rho_k} \quad , \quad m^3/h \qquad (2.5)$$

ở đây: $\rho_k = \frac{\rho_{k1} + \rho_{k2}}{2}$ kg/m^3.

e) Tiêu hao nhiệt

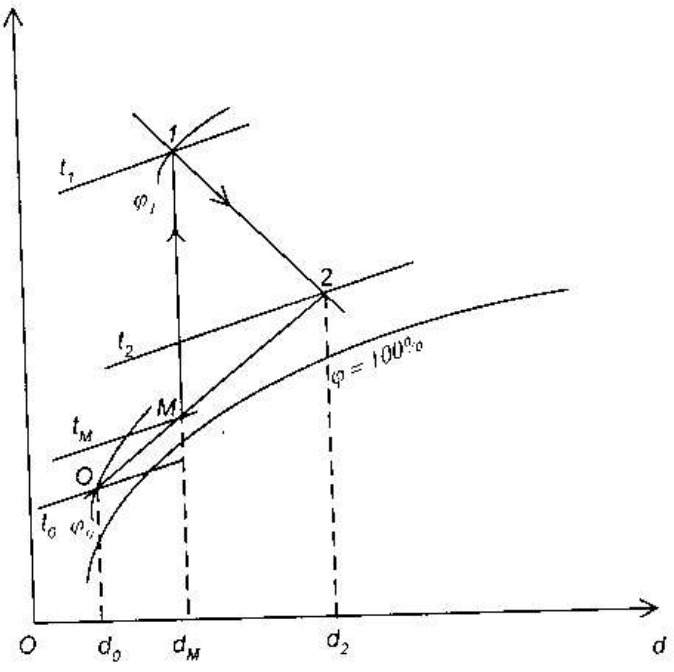
$$q_0 = l_0(I_1 - I_0) \quad , \quad kJ/kgẩm \qquad (2.6)$$

$$Q_0 = q_0.W = L_0(I_1 - I_0) \quad , \quad kJ/h \qquad (2.7)$$

B. Quá trình sấy có hồi lưu

Quá trình sấy có hồi lưu sử dụng trong trường hợp sau:

- Khi nhiệt độ khí ra khỏi buồng sấy cao cần hồi lưu để tiết kiệm nhiệt.
- Khi độ ẩm tương đối của không khí vào buồng sấy yêu cầu cao cần dùng một phần khí thoát hoà trộn với khí vào buồng sấy.



Hình 2.2. Quá trình sấy lý thuyết có hồi lưu.

Quá trình sấy lý thuyết có hồi lưu được biểu diễn trên hình 2.2. Trạng thái O là không khí bên ngoài có t_0, φ_0. Trạng thái 1 là không khí vào buồng sấy có t_1, φ_1. Trạng thái 2 là không khí ra khỏi buồng sấy có t_2, φ_2. Trạng thái M là kết quả hỗn hợp giữa khí thoát 2 và khí bên ngoài O.

Quá trình sấy có hồi lưu được áp dụng khác nhau đối với thiết bị sấy buồng và hầm.

- Thiết bị sấy buồng thường dùng hồi lưu để tiết kiệm năng lượng và để cho việc điều chỉnh chế độ sấy thuận tiện.
- Thiết bị sấy hầm dùng để sấy các sản phẩm không sợ nứt, cong vênh như rau quả, thực phẩm ... thường dùng biện pháp hạ thấp nhiệt độ khi ra khỏi hầm để tiết kiệm nhiệt (bằng cách tăng chiều dài hầm). Trường hợp này không cần hồi lưu.

Trường hợp hầm sấy dùng để sấy các vật liệu không cho phép cong vênh, nứt như gỗ, đồ gốm... chế độ sấy yêu cầu độ ẩm vào hầm φ_1 khá cao do đó nhiệt độ nhiệt kế ướt trong hầm khá cao dẫn đến nhiệt độ khí thoát khá cao vì vậy cần hồi lưu để tiết kiệm nhiệt. Đồng thời cần hồi lưu để duy trì độ ẩm tương đối của khí vào hầm phù hợp chế độ sấy yêu cầu.

Trường hợp này, thường biết chế độ sấy t_1, φ_1 và nhiệt độ khí thoát t_2 (chọn theo nhiệt độ nhiệt kế ướt t_M; $t_2 = t_M + \Delta t$) và biết thông số không khí bên ngoài t_0, φ_0.

a) Xác định thông số tại điểm 1

Biết t_1, φ_1 ta có:

$$d_1 = 622.\frac{\varphi_1 . p_{s1}}{p - \varphi_1 p_{s1}} \quad , \quad g/kgkkkhô$$

$$I_1 = C_{pk} t_1 + d_1(r + C_{ph} t_1) \quad , \quad kJ/kgkkkhô$$

b) Xác định thông số không khí tại 2

Biết $I_2 = I_1$ và t_2 ta có:

$$d_2 = \frac{I_2 - C_{pk} t_2}{r + C_{ph} t_2} \quad , \quad kJ/kgkkkhô$$

$$\varphi_2 = \frac{d_2 . p}{(622 + d_2) p_{s2}} . 100\%$$

ở đây d_2 tính bằng *g/kgkkkhô*.

c) Xác định thông số bên ngoài O

Biết t_0 và φ_0 ta xác định được:

$$d_0 = 622\frac{\varphi_0 p_{s0}}{p - \varphi_0 p_{s0}} \quad , \quad g/kgkkkhô$$

$$I_0 = C_{pk}t_0 + d_0(r + C_{ph}t_0) \quad , \quad kJ/kgkkkhô$$

d) Xác định trạng thái hỗn hợp

Biết $d_1 = d_M$, hệ số hồi lưu:

$$n = \frac{G_h}{G_0}$$

ở đây: G_h - lưu lượng khí hồi lưu;

G_0 - lưu lượng khí lấy từ bên ngoài.

Ta có:

$$n = \frac{d_M - d_0}{d_2 - d_M} \qquad (2.8)$$

$$t_M = \frac{t_0 + nt_2}{n + 1} \qquad (2.9)$$

$$I_M = C_{pk}t_M + d_M(r_c + C_{ph}t_M) \qquad (2.10)$$

e) Tiêu hao không khí lý thuyết

$$l_0 = \frac{1000}{d_2 - d_M} \quad , \quad kg/kgẩm \qquad (2.11)$$

$$L_0 = W.l_0 \quad , \quad kg/h \qquad (2.12)$$

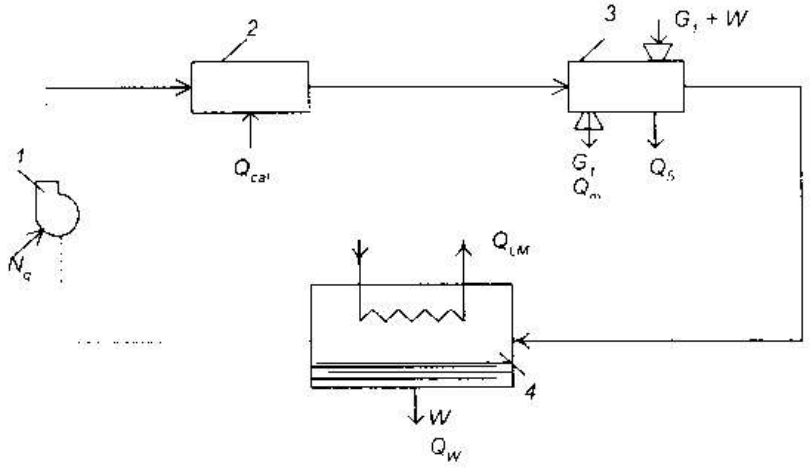
$$V_0 = \frac{L_0}{\rho_k} \quad , \quad m^3/h$$

f) Tiêu hao nhiệt lý thuyết

$$q_0 = l_0(I_1 - I_M) \quad , \quad kJ/kgẩm \qquad (2.13)$$

$$Q_0 = q_0.W = L_0.(I_1 - I_M) \quad , \quad kJ/h \qquad (2.14)$$

C. Quá trình sấy kín



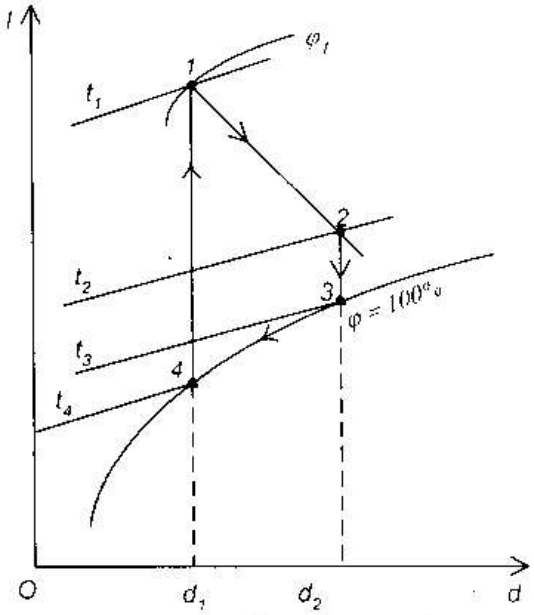
Hình 2.3. Sơ đồ nguyên lý quá trình sấy kín:
1. quạt gió; 2. calorife; 3. buồng sấy; 4. thiết bị làm mát.

Trên hình 2.4 là quá trình sấy kín lý thuyết trên đồ thị I-d.

Quá trình sấy kín có đặc điểm là chế độ sấy không phụ thuộc điều kiện bên ngoài. Ẩm thải ra bên ngoài dưới dạng lỏng. Quá trình này cần lấy đi lượng nhiệt Q_{LM} ở thiết bị làm mát. Có thể xác định Q_{LM} bằng cách lập cân bằng năng lượng cho hệ thống. Ta có:

$$N_q + Q_{cal} = Q_m + Q_S + Q_{LM} + Q_W \quad (2.15)$$

$$Q_{LM} = N_q + Q_{cal} - Q_m - Q_S - Q_W \quad (2.16)$$



Hình 2.4. Biểu diễn quá trình sấy kín lý thuyết trên đồ thị I-d.

ở đây:

N_q - năng lượng đưa vào từ động cơ chạy quạt;

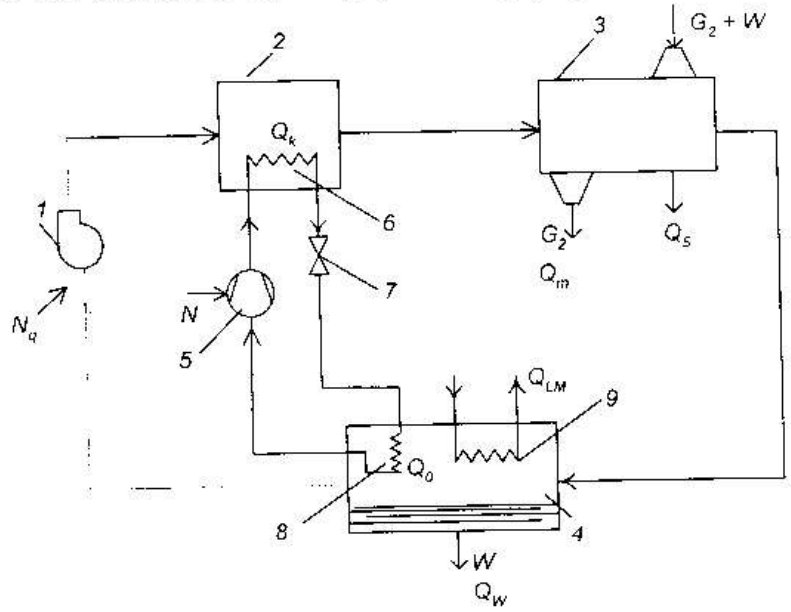
Q_{cal} - năng lượng đưa vào từ calorife;

Q_m - năng lượng đưa ra do sản phẩm;

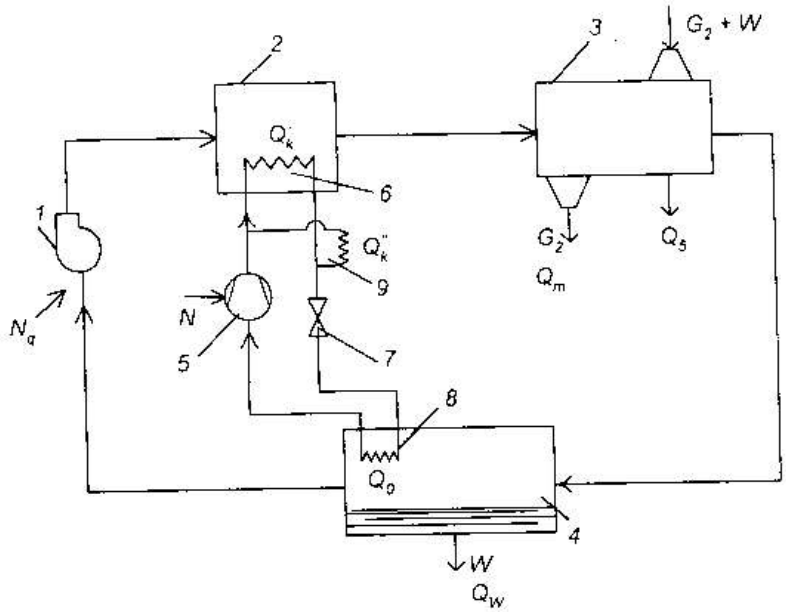
Q_S - năng lượng đưa ra do toả nhiệt;

Q_{LM} - năng lượng đưa ra do làm mát.

Quá trình sấy kín thường sử dụng bơm nhiệt vừa để làm mát vừa cấp nhiệt (hình 2.5). Trong đó sơ đồ 2.5 thải nhiệt dư bằng thiết bị làm mát bổ sung và sơ đồ 2.6 thải nhiệt dư bằng giàn nóng phụ.



Hình 2.5. Sơ đồ nguyên lý thiết bị sấy kín dùng bơm nhiệt thải nhiệt bằng thiết bị làm mát bổ sung:
1. quạt gió; 2. calorife; 3. buồng sấy; 4. thiết bị làm mát; 5. máy nén;
6. giàn nóng; 7. van tiết lưu; 8. giàn lạnh; 9. thiết bị làm mát bổ sung.



Hình 2.6. Sơ đồ nguyên lý thiết bị sấy kín thải nhiệt bằng giàn nóng phụ:
1. quạt gió; 2. calorife; 3. buồng sấy; 4. thiết bị làm mát; 5. máy nén;
6. giàn nóng chính; 7. van tiết lưu; 8. giàn lạnh; 9. giàn nóng phụ.

Khi sử dụng thiết bị làm mát bổ sung phương trình cân bằng năng lượng có dạng:

$$N_q + N = Q_m + Q_s + Q_{LM} + Q_W$$

$$Q_{LM} = N_q + N - Q_m - Q_s - Q_W$$

Khi dùng sơ đồ thải nhiệt bằng giàn nóng phụ ta có phương trình cân bằng năng lượng:

$$N_q + N = Q_k'' + Q_W + Q_s + Q_W$$

Nhiệt cần thải ra ở giàn nóng phụ là:

$$Q_k'' = N_q + N - Q_W - Q_s - Q_m \qquad (2.19)$$

ở đây:

N - công suất máy nén;

N_q - công suất quạt gió;

Q_{LM} - nhiệt làm mát bổ sung;

Q_k'' - nhiệt thải ở giàn nóng phụ;

Q_W - nhiệt thải do ẩm thải ra;

Q_s - nhiệt toả ra qua vỏ thiết bị;

Q_m - nhiệt thải ra do sản phẩm sấy đưa ra.

2.5.4. Xác định các kích thước cơ bản của thiết bị

1. Các số liệu đã biết

Ở các bước tính toán trước đã xác định được lưu lượng môi chất qua thiết bị L_0, *kg/h* (V_0, m^3/h), công suất thiết bị Q_0, *kJ/h*, thời gian sấy τ, *h* (hoặc cường độ bốc hơi ẩm của vật liệu A, kg/m^3h hoặc kg/m^2h). Các số liệu này sử dụng để xác định các kích thước cơ bản của thiết bị.

2. Nhiệm vụ xác định kích thước cơ bản của thiết bị

Đối với từng loại thiết bị sấy khác nhau, việc xác định các kích thước cơ bản có khác nhau:

- Thiết bị sấy buồng và sấy hầm:

Các kích thước cơ bản là: chiều dài L, chiều rộng B, chiều cao H.

Thiết bị sấy hầm, chiều dài L xác định theo thời gian sấy và năng suất sấy. Đối với thiết bị sấy buồng chiều dài xác định theo yêu cầu duy trì chế độ sấy đồng đều. Chiều dài càng lớn, chế độ càng kém đồng đều nhưng càng tận dụng nhiệt của môi chất. Vì vậy cần chọn hợp lý.

Tiết diện buồng hay hầm F = B × H, m^2 được xác định theo điều kiện thông gió (lưu lượng, tốc độ khí).

- Thiết bị sấy khí động

Các kích thước cơ bản là đường kính ống sấy D, chiều cao ống H.

Đường kính ống D được xác định theo lưu lượng môi chất V_0, m^3/h và tốc độ khí v, m/s (xác định theo điều kiện khí động riêng của ống).

Chiều cao ống xác định theo thời gian sấy và tốc độ môi chất sấy trong ống.

- Thiết bị sấy phun

Các kích thước cơ bản là đường kính buồng sấy D và chiều cao buồng sấy H.

Đường kính buồng sấy phun xác định theo đường kính lớn nhất của chùm tia vật liệu phun ra từ vòi phun (cho theo đặc tính của vòi phun).

Chiều cao phần sấy của buồng xác định theo thể tích tính toán của buồng:

$$H_S = \frac{V_S}{F} \quad , \quad m \qquad (2.20)$$

trong đó F là tiết diện buồng sấy.

Thể tích tính toán của buồng V_S được xác định theo quá trình truyền nhiệt truyền chất trong buồng:

$$V_S = \frac{Q}{\alpha_v \Delta t_{th}} \quad , \quad m^3 \qquad (2.21)$$

trong đó:

Q - nhiệt tiêu hao trong quá trình sấy, kW;

α_v - hệ số trao đổi nhiệt thể tích, W/m^3K;

Δt_{tb} - độ chênh nhiệt độ trung bình giữa vật liệu và môi chất sấy, ^0C;

- Thiết bị sấy thùng quay

Các kích thước cơ bản là thể tích thùng V, m^3, đường kính thùng D và chiều dài thùng L.

Thể tích thùng V được xác định theo quá trình truyền nhiệt truyền chất trong thùng (có thể tính theo thực nghiệm hay theo các công thức truyền nhiệt). Từ thể tích thùng sẽ xác định D và L.

- Thiết bị sấy tầng sôi

Các kích thước cơ bản là: đường kính ghi D_{gh}, chiều cao lớp sôi H_S, chiều cao không gian trên lớp sôi H_p (còn gọi là chiều cao phân ly).

Đường kính ghi D_{gh} được xác định theo lưu lượng môi chất và tốc độ môi chất.

Thể tích lớp sôi xác định theo năng suất sấy và chế độ khí động tối ưu trong lớp sôi. Từ thể tích lớp sôi xác định được chiều cao lớp sôi H_S.

Chiều cao phân ly H_p xác định theo điều kiện bay của sản phẩm. H_p càng lớn sản phẩm bay càng nhỏ.

3. Xác định các kích thước cơ bản của thiết bị sấy buồng

Để xác định các kích thước cơ bản của thiết bị sấy cần biết các đại lượng sau:

- Thời gian sấy τ

Thời gian sấy được xác định bằng thực nghiệm (hay tính toán theo công thức). Các số liệu cho theo thực nghiệm phải tương ứng với một chế độ sấy, chiều dày vật liệu và cách bố trí vật liệu trên khay đặc trưng bởi độ chất vật liệu trên khay g, kg/m^2,

- Lưu lượng môi chất sấy V, m^3/h

Từ các số liệu trên sẽ xác định được các đại lượng sau:

Tiết diện thông khí của buồng:

$$F_{kh} = \frac{V_{tb}}{v} \quad , \quad m^2 \qquad (2.22)$$

ở đây: v - tốc độ môi chất trong buồng sấy, m/s;

V_{tb} - lưu lượng trung bình của môi chất sấy trong buồng, m^3/s.

Tiết diện phần chiếm vật liệu trong buồng là:

$$F_m = \frac{F_{kh}}{1 - \beta_F} \quad , \quad m^2 \qquad (2.23)$$

trong đó: β_F là hệ số điền đầy vật liệu theo tiết diện.

Ta có: $F_m = L_m \times H_m$.

Ở đây L_m và H_m là chiều dài và chiều cao do vật liệu chiếm chỗ.

Thể tích của vật liệu sấy là:

$$V_{vl} = \frac{G_2}{\rho_{vl}}$$

trong đó: G_2 - khối lượng sản phẩm ra;

ρ_{vl} - khối lượng riêng của vật liệu.

Thể tích phần chất vật liệu trong buồng là:

$$V_m = \frac{V_{vl}}{\beta_v} \qquad (2.25)$$

ở đây β_v là hệ số điền đầy thể tích.

Chiều dài phần chất vật liệu là;

$$L_m = \frac{V_m}{F_m} \quad , \quad m \qquad (2.26)$$

Kích thước bên trong của buồng sấy là:

$$B = B_m + 2\Delta B \qquad (2.27)$$

trong đó: ΔB là chiều rộng kênh khí.

$$H = H_m + \Delta H_x + \Delta H \qquad (2.28)$$

ở đây ΔH_x - chiều cao sàn xe;

ΔH - khoảng cách từ vật liệu ở khay trên cùng đến trần buồng sấy;

$$L = L_m + 2\Delta L$$

trong đó: ΔL - chiều dài phụ thêm.

Kích thước bên ngoài của buồng là:

$$B_N = B + 2\delta$$

$$L_N = L + 2\delta$$

$$H_N = H + \Delta H_T + \delta_p + \delta_{tr}$$

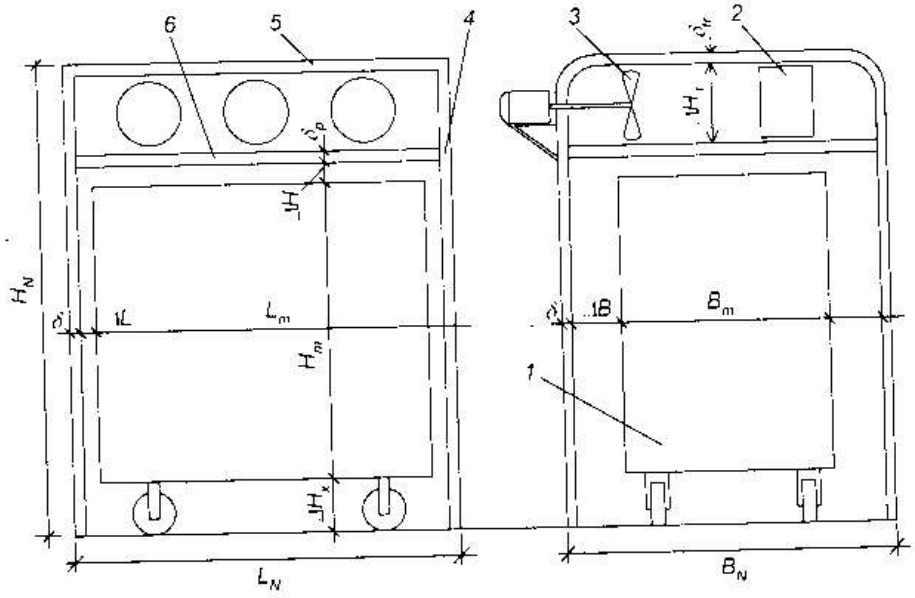
ở đây: ΔH_T - chiều cao để bố trí quạt gió, calorife;

δ - chiều dày tường bao;

δ_p - chiều dày trần phụ;

δ_{tr} - chiều dày trần trên cùng.

Các kích thước cơ bản của buồng sấy được biểu diễn trên hình 2.7.



Hình 2.7. Cấu tạo của thiết bị sấy buồng:

1. xe chất vật liệu sấy; 2. calorife; 3. quạt gió; 4. tường buồng sấy; 5. trần chính; 6. trần phụ.

4. Xác định các kích thước cơ bản của thiết bị sấy hầm

Cũng như các thiết bị sấy buồng, để xác định các kích thước cơ bản của thiết bị sấy hầm, cần biết:

- Thời gian sấy τ xác định theo thực nghiệm hay tính toán.
- Lưu lượng môi chất sấy.

Các kích thước cơ bản của thiết bị sấy hầm là chiều rộng B, chiều cao H và chiều dài L.

a) Xác định chiều rộng B và chiều cao H

Tiết diện thông khí của hầm là:

$$F_{kh} = \frac{V}{v} \quad , \ m^2 \tag{2.30}$$

ở đây: V - lưu lượng môi chất trong hầm, m^3/s;

v - tốc độ môi chất sấy trong hầm, m/s.

Diện tích tiết diện bên trong hầm là:

$$F_h = \frac{F_{kh}}{1 - \beta_F} \tag{2.31}$$

trong đó β_F - hệ số điền đầy tiết diện.

Sau khi xác định tiết diện bên trong hầm sẽ chọn chiều rộng B và chiều cao H cho hợp lý ($F_h = B \times H$).

Kích thước phủ bì của tiết diện hầm là:

$$B_N = B + 2\Delta\delta$$

$$H_N = H + \delta_{tr}$$

ở đây: δ là chiều dày tường bao, δ_{tr} là chiều dày trần.

b) Xác định chiều dài hầm

Chiều dài hầm được xác định theo công suất sấy và thời gian sấy.

Ta có:

$$L = nl_x + l_c \quad , \ m \tag{2.32}$$

ở đây: n - số xe goòng trong hầm;

l_x - chiều dài một xe;

l_p - chiều dài phụ thêm để bố trí cửa gió, cửa đưa xe goòng ra vào.

- Số xe goòng xác định theo công suất sấy và thời gian sấy như sau:

$$n = \frac{V_{vl}.\tau}{V_{xl}} \qquad (2.33)$$

trong đó:

V_{vl} - năng suất sấy tính theo thể tích vật liệu, m^3/h;

$V_{vl}\tau$ - thể tích vật liệu nằm trong hầm;

V_{xl} - thể tích vật liệu chất trên 1 xe.

Ta có:

$$V_{xl} = k.V_{xe}$$

V_{xe} - thể tích phần chứa vật liệu trên xe.

k - hệ số điền đầy xe:

$$k = k_d.k_R.k_c$$

k_d, k_R, k_c - hệ số điền đầy xe theo chiều dài, chiều rộng và chiều cao.

Theo kinh nghiệm vận hành $k_d = k_R = 0,9 \div 1$.

$$k_c = \frac{S}{S+b} \approx \beta_t$$

S - chiều dày vật liệu;

b - chiều dày khoảng trống để thông gió.

- Xác định số xe goòng theo tổng bề mặt khay:

$$n = \frac{F_{vl}}{F_{kh}}$$

F_{vl} - tổng bề mặt vật liệu chất trên khay;

F_{kh} - diện tích bề mặt khay trong 1 xe.

Tổng bề mặt vật liệu chất trên khay trong hầm được xác định theo lượng ẩm cần bốc hơi W_h, *kg/h* và cường độ bốc hơi ẩm trung bình trong hầm A_F, kg/m^2h.

Trị số A_F được xác định bằng thực nghiệm.

Ta có:

$$F_{vl} = \frac{W_h}{A_F}, \quad m^2 \tag{2.35}$$

5. Xác định các kích thước cơ bản của thiết bị sấy ống khí động

a) Xác định đường kính ống sấy

Đường kính ống sấy được xác định theo lưu lượng gió và tốc độ không khí trong ống sấy:

$$D = \sqrt{\frac{V_k}{900\pi v_k}}, \quad m \tag{2.36}$$

trong đó: $V_k = \frac{L_0}{\rho_{th}}$, m^3/h;

v_k - tốc độ khí trong ống sấy, *m/s*.

Theo [1] $v_k = (1,3 \div 1,5)v_{cb}$; v_{cb} là tốc độ cân bằng phụ thuộc chế độ chuyển động, trạng thái của khí và vật liệu.

khi Re > 1000 $$v_{cb} = 2,76\sqrt{d.\frac{\gamma_h}{\gamma_k}} \tag{2.37}$$

khi Re < 0,2 $$v_{cb} = \frac{1}{18}.\frac{d^2(\gamma_h - \gamma_k)g}{v_k\gamma_k} \tag{2.38}$$

trong đó:

d - đường kính hạt vật liệu, *m*;

γ_h, γ_k - trọng lượng riêng của hạt, khí, N/m^3;

v_k - độ nhớt động của khí, m^2/s.

b) Chiều cao của ống

- Chiều cao phần sấy

$$L_S = \frac{Q}{F\alpha_v \Delta t_{th}} \quad , \quad m \tag{2.39}$$

trong đó:

α_v - hệ số trao đổi nhiệt thể tích, W/m^3K;

F - diện tích tiết diện ống, m^2;

Δt_{th} - độ chênh nhiệt độ trung bình giữa khí và vật liệu, ^0C;

Chiều dài L_S được chia ra tính cho từng giai đoạn:

- Giai đoạn gia nhiệt:

$$L_1 = \frac{Q}{k\alpha_v \Delta t_{th1}} \quad , \quad m$$

trong đó Q_1 là nhiệt cần cấp trong giai đoạn gia nhiệt:

$$Q = G_1 C_v (t_u - t_{v1}) + Q_S' \quad , \quad kW$$

ở đây:

G_1 - lưu lượng vật liệu vào, kg/s;

C_v - nhiệt dung riêng của vật liệu, kJ/kgK;

t_u - nhiệt độ nhiệt kế ướt, ^0C;

t_{v1} - nhiệt độ vật liệu vào, ^0C;

Q_S' - nhiệt tổn thất do toả nhiệt, kW.

$$\Delta t_{th1} = \frac{(t_1 - t_{v1}) - (t'_2 - t_u)}{\ln \frac{t_1 - t_{v1}}{t'_2 - t_u}}$$

t'_2 - nhiệt độ khí cuối quá trình gia nhiệt:

$$t'_2 = t_1 - \frac{Q_1}{L_0 C_p}$$

t_1 - nhiệt độ khí vào, ^0C;

L_{kk} - lưu lượng khí vào, kg/s;

C_p - nhiệt dung riêng của khí, kJ/kgK;

- Giai đoạn sấy tốc độ không đổi

Trong giai đoạn này, nhiệt độ vật liệu $t_v = t_u = const$.

Tiêu hao nhiệt là:

$$Q_{II} = W_1[2500 + 1,9.(t_2'' - t_u)] + Q_s''$$

ở đây:

Q_s'' - tổn thất nhiệt do toả nhiệt vào môi trường;

W_1 - lượng ẩm bốc hơi trong giai đoạn 1:

$$W_1 = G_1 \frac{\omega_1 - \omega_k}{100 - \omega_k} \quad , \quad kg/s$$

ω_1 - độ ẩm vật liệu vào, %;

ω_k - độ ẩm giới hạn của vật liệu, %.

Đô chênh nhiệt độ trung bình trong giai đoạn này là:

$$\Delta t_{th2} = \frac{t_2' - t_2''}{\ln \frac{t_2' - t_u}{t_2'' - t_u}} \quad , \quad ^0C$$

ở đây t_2'' - nhiệt độ môi chất ra khỏi giai đoạn sấy tốc độ không đổi.

Nhiệt độ t_2'' xác định theo nhiệt độ t_u và d_2'' (độ chứa hơi của khí ra khỏi giai đoạn sấy tốc độ không đổi):

$$d_2'' = \frac{1000 W_1}{L_{kk}} + d_1$$

Chiều dài ống giai đoạn này là:

$$L_{II} = \frac{Q_{II}}{\alpha_v F \Delta t_{th2}} \quad , \quad m$$

- Giai đoạn sấy tốc độ giảm

Nhiệt độ vật liệu trong giai đoạn này tăng từ t_u đến t_{v2}. Có thể xảy ra hai trường hợp:

khi $\omega_1 > \omega_2 > \omega_k$ thì $t_{v2} = t_u$

khi $\omega_1 > \omega_k > \omega_2$ thì t_{v2} xác định theo công thức sau:

$$t_{v2} = t_u + (t_2 - t_u)\frac{\omega_k - \omega_2}{\omega_k - \omega_{cb}}$$

Khi $\omega_1 < \omega_k$ thì t_{v2} xác định theo công thức:

$$t_{v2} = t_{v1} + (t_2 - t_{v1})\frac{\omega_1 - \omega_2}{\omega_1 - \omega_{cb}}$$

Tiêu hao nhiệt trong giai đoạn này là:

$$Q_{III} = Q_B' + G_G' + Q_s'''$$

$$= W_2[2500 + 1,9.(t_2 - t_u) + G_2C_{v2}(t_{v2} - t_u) + Q_s'''] \quad , \quad kW$$

ở đây:

$$W_2 = G_2.\frac{\omega_k - \omega_2}{100 - \omega_k}, \; kg/s;$$

G_2 - lưu lượng sản phẩm ra khỏi thiết bị, kg/s;

Q_s''' - tổn thất nhiệt do toả nhiệt vào môi trường, kW.

Độ chênh nhiệt độ trung bình trong giai đoạn này là:

$$\Delta t_{tbs} = \frac{(t_2'' - t_u) - (t_2 - t_{v2})}{\ln\dfrac{t_2'' - t_u}{t_2 - t_{v2}}} \quad {}^oC$$

Chiều dài ống của giai đoạn này:

$$L_{III} = \frac{Q_{III}}{\alpha_v F \Delta t_{tbs}} \quad , \quad m$$

Chiều dài phần sấy của ống là:

$$L_S = L_I + L_{II} + L_{III}$$

Chiều dài tổng của ống sấy khí động:

$$L = L_S + \Delta L$$

ở đây ΔL là chiều dài phụ thêm để bố trí cửa vào vật liệu và cửa ra của hỗn hợp khí và vật liệu.

Hệ số trao đổi nhiệt thể tích α_v có thể xác định theo [1] như sau khi Re = 90 ÷ 2000:

$$Nu = 0{,}157.m^{-0.14}Re^{0.63}$$

$$= 0{,}157.m^{-0.14}\left(\frac{v_0 d_{td}}{\nu}\right)^{0.63} \qquad (2.40)$$

ở đây: m - nồng độ hạt theo thể tích tức là thể tích các hạt tham gia trao đổi nhiệt với thể tích vùng trao đổi nhiệt;

$v_0 = v_k \pm v_{ch}$ - tốc độ tương đối giữa khí và hạt (dấu cộng khi ngược chiều, dấu trừ khi cùng chiều);

d_{td} - đường kính tương đương của hạt, *m*;

ν - độ nhớt động của khí, m^2/s.

6. Xác định các kích thước cơ bản khi sấy tầng sôi

a) Xác định thể tích lớp sôi V

Thể tích lớp sôi là phần chứa vật liệu ở trạng thái lơ lửng. Ở đây xảy ra quá trình trao đổi nhiệt giữa khí và bề mặt vật liệu.

Trong lớp sôi để truyền nhiệt Q từ môi chất sấy đến vật liệu cần thoả mãn:

$$Q = \alpha F \Delta t_{th} \ , \quad W \qquad (2.41)$$

ở đây: α - hệ số trao đổi nhiệt giữa khí và bề mặt hạt, W/m^2K;

F - tổng diện tích bề mặt hạt, m^2;

Δt_{th} - độ chênh nhiệt độ trung bình giữa khí và bề mặt hạt.

Tổng diện tích bề mặt hạt F có quan hệ:

$$F = \frac{6G}{\rho_h d}$$

ở đây G - khối lượng vật liệu nằm trên ghi;

ρ_h - khối lượng riêng của hạt;

d - đường kính hạt.

Từ các công thức ở trên ta được:

$$G = \frac{Q\rho_h d}{6\alpha\Delta t_{lh}} \quad , \ kg$$

Thể tích lớp sôi có thể xác định bằng công thức:

$$V_S = \frac{G}{\rho_s} \quad , \ m^3$$

ở đây ρ_s là khối lượng của hạt trong 1 m^3 lớp sôi;

$$\rho_s = \rho_h(1 - \Im)$$

trong đó $\Im$ là độ rỗng của lớp sôi.

Độ rỗng của lớp sôi cần được xác định tối ưu theo công thức sau [4]:

$$\Im = Ar^{-0,21}.(18.Re_{opt} + Re_{opt}^2)^{0,21} \qquad (2.42)$$

trong đó: Ar - tiêu chuẩn Acximet;

$$Re_{opt} = \frac{v_{opt} d}{\nu}$$

v_{opt} - tốc độ tối ưu của khí trong lớp sôi, *m/s*;

Tiêu chuẩn Re_{opt} có thể xác định theo công thức:

$$Re_{opt} = 0,19.Fe^{1,56} = 0,22Ar^{0,52}$$

b) Xác định diện tích ghi

Diện tích ghi được xác định trên cơ sở lưu lượng gió và tốc độ khí:

$$F_{gh} = \frac{L_0}{\rho_k v_{opt} 3600} \quad , \quad m^2 \qquad (2.43)$$

ở đây ρ_k là khối lượng riêng của khí trong lớp sôi, kg/m^3.

c) Xác định tốc độ khí trong lỗ ghi

Nếu tổng diện tích lỗ khoan trên ghi chiếm b% diện tích ghi thì tốc độ khí thổi qua lỗ ghi là:

$$v_h = \frac{100}{b} . v_{opt} \quad , \quad m/s$$

d) Chiều cao lớp sôi

$$H_s = \frac{V_s}{F_{ghi}} \quad , \quad m \qquad (2.44)$$

e) Chiều cao phần không gian trên lớp sôi

Chiều cao này gọi là chiều cao phân ly H_p. H_p càng lớn vật liệu càng ít bay theo khí. Thường chọn:

$$H_p = 3H_s \quad , \quad m$$

f) Chiều cao lớp vật liệu tĩnh (khi chưa thổi khí)

$$H_0 = \frac{G}{\rho_{bh} F_{ghi}} \quad , \quad m \qquad (2.45)$$

ở đây ρ_{bh} là khối lượng riêng bão hoà của lớp hạt tĩnh, kg/m^3.

Chiều cao lớp vật liệu tĩnh H_0 thường lấy tối thiểu là 100 *mm*.

7. Xác định các kích thước cơ bản của thiết bị sấy phun

a) Chiều cao phần sấy của buồng H_s

Không gian phần sấy của buồng là nơi thực hiện quá trình trao đổi nhiệt ẩm của quá trình sấy, ta có:

$$H_s = \frac{4V_s}{\pi D^2} \quad , \quad m \qquad (2.46)$$

ở đây:

V_s - thể tích phần sấy của buồng, m^3;

D - đường kính buồng sấy phun, m.

Có hai phương pháp xác định thể tích V_s.

- Phương pháp thực nghiệm

$$V_s = \frac{W}{A} \quad , \quad m^3 \tag{2.47}$$

trong đó:

W - lượng ẩm bay hơi, kg/h;

A - cường độ bay hơi ẩm, kg/m^3h, được xác định bằng thực nghiệm.

- Phương pháp M. V. Lư-cốp [1]

Thể tích phần sấy xác định theo công thức:

$$V_s = \frac{Q}{\alpha_v \Delta t_{tb}} \quad , \quad m^3 \tag{2.48}$$

ở đây:

Q - nhiệt trao đổi giữa khí và vật liệu, kW;

α_v - hệ số trao đổi nhiệt thể tích giữa khí và vật liệu, W/m^3K;

Δt_{tb} - độ chênh nhiệt độ trung bình, ^0C.

Ta có:

$$Q = W[2500 + 1,9.(t_2 - t_{m1})] + G_2C_m(t_{m2} - t_{m1})$$

ở đây:

W - lượng ẩm bốc hơi, kg/s;

t_2 - nhiệt độ khí thoát ra khỏi buồng sấy, ^0C;

G_2 - lượng sản phẩm ra khỏi buồng sấy, kg/s;

C_m - nhiệt dung riêng của vật liệu sấy, kJ/kgK;

t_{m1}, t_{m2} - nhiệt độ vật liệu vào và ra, ^0C.

$$\Delta t_{tb} = \Delta t_1(1 - x) + \Delta t_2 x$$

ở đây x là tỷ lệ thời gian sấy trong giai đoạn 2 so với tổng thời gian sấy.

- Giai đoạn 1: $$\Delta t_1 = \frac{t_1 - t_2'}{\ln \frac{t_1 - t_m}{t_2' - t_m}}$$

Trong giai đoạn sấy tốc độ không đổi nhiệt độ vật liệu $t_m = t_u$ và t'_2 là nhiệt độ khí cuối giai đoạn sấy tốc độ không đổi, nó được xác định trên đồ thị I-d theo d_2':

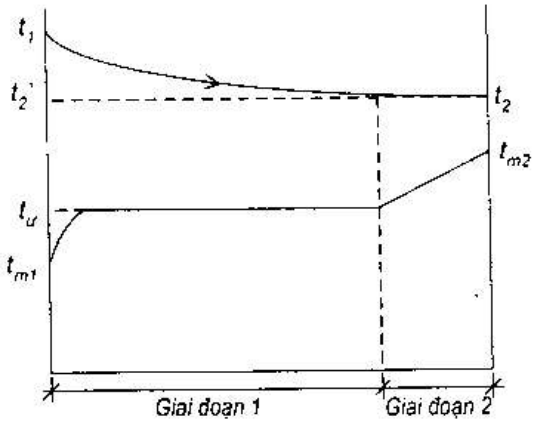
$$d'_2 = \frac{1000}{\ell} \cdot \frac{\omega_1 - \omega_k}{\omega_1 - \omega_2} + d_1 \quad , \quad g/kgkkkhô$$

- Giai đoạn 2: $$\Delta t_2 = \frac{(t'_2 - t_{m1}) - (t_2 - t_{m2})}{\ln \frac{t_2' - t_{m1}}{t_2 - t_{m2}}}$$

Nhiệt độ vật liệu ra xác định theo công thức:

$$t_{m2} = (t_2 - t_u) \cdot \frac{\omega_k - \omega_2}{\omega_k - \omega_{ch}} + t_{m1}$$

Ta có: $$x = \frac{1}{1 + \frac{(t'_2 - t_2)(\omega_1 - \omega_k)}{(t_1 - t'_2)(\omega_k - \omega_{ch}) \ln \frac{\omega_k - \omega_{ch}}{\omega_2 - \omega_{ch}}}}$$



Hình 2.8. Sự thay đổi nhiệt độ khí (môi chất) và vật liệu trong quá trình sấy.

Hệ số trao đổi nhiệt thể tích α_v xác định theo công thức [1]:

$$\alpha_v = 1{,}58.10^{-3}.\frac{\lambda G_2}{\rho F_v}.\left(\frac{1}{d}\right)^{1,6}.\left(\frac{1}{v_{ch} \pm v_k}\right)^{0,8} \qquad (2.49)$$

ở đây:

λ, ρ - thông số của môi chất lấy theo nhiệt độ trung bình, $kcal/m^2h^0C$;

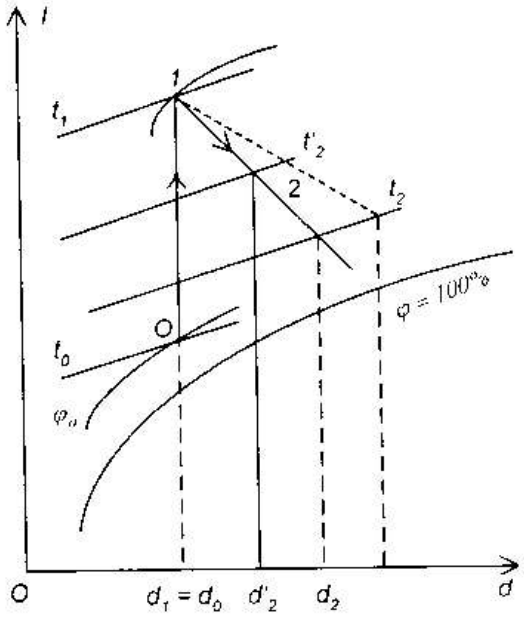
G_2 - lượng sản phẩm lấy ra, kg/h;

F_v - diện tích tiết diện buồng, m^2;

d - đường kính trung bình của hạt, m;

v_k - tốc độ khí, m/s:

$$v_k = \frac{2(v_0'' - v_0').L_0}{3600.\pi D^2}$$



Hình 2.9. Biểu diễn quá trình sấy trên đồ thị I-d.

với:

v'_0, v''_0 - thể tích riêng khí vào và ra lấy trên 1 $kgkkkhô$, m^3/kg;

L_0 - lưu lượng khí, kg/h.

Tốc độ cân bằng v_{ch} được xác định theo công thức Stoke.

b) Đường kính buồng sấy phun

Đường kính buồng sấy phun xác định trên cơ sở đường kính chùm tia phun ra của vòi phun $D_\varnothing$.

Đường kính buồng sấy phun phải thoả mãn $D \geq 1{,}4D_\varnothing$. Khi sấy dược liệu không chịu nhiệt độ cao thì:

$$D \geq (1{,}5 \div 1{,}7)D_\varnothing$$

8. Xác định các kích thước cơ bản của thiết bị sấy thùng quay

Các kích thước cơ bản của thiết bị sấy thùng quay là đường kính thùng D, chiều dài L. Trong tính toán thiết kế thường chọn:

$$L/D = 3,5 \div 7$$

Đường kính thùng xác định theo công thức:

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi L}} \quad , \quad m \qquad (2.50)$$

ở đây V là thể tích thùng, m^3.

Thể tích thùng V được xác định bằng hai phương pháp:

a) Phương pháp thực nghiệm

$$V = \frac{W}{A} \quad , \quad m^3 \qquad (2.51)$$

trong đó:

W - lượng ẩm bốc hơi, *kg/h*;

A - cường độ bốc hơi ẩm, kg/m^3h.

Trị số A được xác định bằng thực nghiệm phụ thuộc vào kiểu thùng, mức độ điền đầy vật liệu, kích thước thùng, độ ẩm của hạt, thông số tác nhân sấy.

b) Phương pháp N. M. Mi-khai-lốp [6]

Theo phương pháp này thể tích thùng được xác định theo công thức:

$$V = 1,2\frac{Q}{\alpha_v \Delta t_{th}} \quad , \quad m^3 \qquad (2.52)$$

trong đó:

Q - nhiệt trao đổi giữa môi chất và vật liệu sấy;

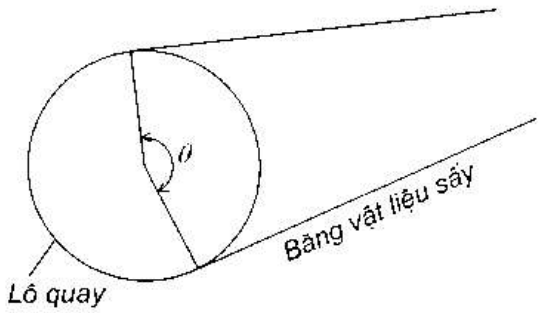
α_v - hệ số trao đổi nhiệt thể tích;

Δt_{th} - độ chênh nhiệt độ trung bình giữa môi chất và vật liệu.

9. Xác định các kích thước cơ bản của thiết bị sấy tiếp xúc kiểu lô quay

a) Diện tích bề mặt lô quay

$$F = \frac{Q}{k\varphi(t_1 - t_k)}, \quad m^2 \qquad (2.53)$$



Hình 2.10. Lô sấy vải

trong đó:

k - hệ số truyền nhiệt từ chất tải nhiệt bên trong lô tới không khí bên ngoài;

φ - tỷ lệ giữa bề mặt lô được bao bọc vật liệu và bề mặt chung của lô:

$$\varphi = 1 - \frac{\theta}{2\pi}$$

t_1 - nhiệt độ môi chất trong lô;

t_k - nhiệt độ không khí bên ngoài;

Q - nhiệt do môi chất toả ra trong lô.

Vì lô sấy đường kính lớn, chiều dày nhỏ nên coi như vách phẳng, vì vậy ta có:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

trong đó:

δ_1, λ_1 - chiều dày và hệ số dẫn nhiệt của thùng;

δ_2, λ_2 - chiều dày và hệ số dẫn nhiệt của vật liệu sấy.

Nhiệt do môi chất toả ra để cung cấp cho quá trình sấy vật liệu xác định theo công thức:

$$Q = q.W \quad , \quad kW$$

trong đó q là tiêu hao nhiệt riêng trong quá trình sấy, *kJ/kgẩm*:

$$q = i_2 - C_n t_{m1} + \frac{G_2 C_m}{W}(t_{m2} - t_{m1}) + \frac{Q_5}{W} + l.C_k(t_2 - t_0) + \frac{l.d_0(i_2 - i_0)}{1000}$$

với:

C_n - nhiệt dung riêng của nước;

t_{m1}, t_{m2} - nhiệt độ vật liệu vào và ra;

G_2 - lưu lượng sản phẩm sấy ra;

C_m - nhiệt dung riêng của sản phẩm sấy;

t_0, t_2 - nhiệt độ không khí vào và ra khỏi buồng đặt lô sấy trong không khí ẩm;

i_0, i_2 - entanpi của hơi nước vào và ra khỏi buồng đặt lô sấy;

d_0 - độ chứa hơi của không khí vào buồng đặt lô sấy;

l - tiêu hao riêng không khí trong quá trình bốc hơi ẩm.

Nếu dùng hơi nước làm chất tải nhiệt ta có:

$$q = \frac{D}{W}(i_1 - i_k)$$

trong đó:

D - lưu lượng hơi nước vào lô;

i_1 - entanpi của hơi nước vào lô sấy;

i_k - entanpi của nước ngưng ra khỏi lô sấy.

Hệ số toả nhiệt do hơi ẩm của vật liệu vào không khí được xác định từ quan hệ:

$$W_h.r = \alpha_2(t_m - t_k)$$

ở đây:

W_h - cường độ bay hơi ẩm của vật liệu trên lô sấy;

t_m - nhiệt độ vật liệu;

t_k - nhiệt độ không khí.

Theo [1] ta có:

$$W_h = 0{,}04075.v^{0,8}\Delta p \quad , \quad kg/m^2h$$

với:

v - tốc độ không khí trên bề mặt vật liệu, *m/s*;

Δp - chênh lệch phân áp suất hơi trên bề mặt vật liệu và trong không khí, *mmHg*.

Ta có:

$$\alpha_2 = \frac{r.W_h}{t_m - t_k}$$

Ở đây, nhiệt độ vật liệu t_m chưa biết nên ta phải giả thiết, sau đó kiểm tra lại theo điều kiện:

$$t_m = t_k - \Delta t$$

với độ chênh nhiệt độ Δt xác định bằng công thức:

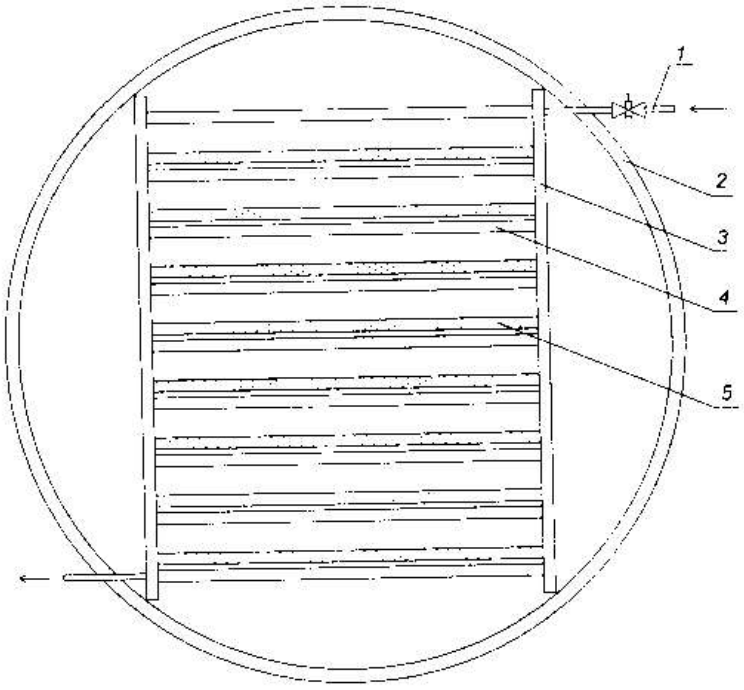
$$\Delta t = \frac{k(t_1 - t_k)}{\alpha_2}$$

b) Xác định kết cấu thiết bị

Từ trị số diện tích bề mặt lò quay F người ta chọn kích thước 1 lô sau đó tìm số lô và bố trí các lô cho hợp lý.

10. Xác định các kích thước cơ bản của thiết bị sấy thăng hoa

Bộ phận chính của thiết bị sấy thăng hoa là bình thăng hoa. Trong bình thăng hoa vật liệu được bố trí trên khay đặt trên các giá đỡ. Việc cấp nhiệt cho vật liệu thực hiện bằng bức xạ từ đèn hồng ngoại hay từ các bề mặt nóng đặt song song với bề mặt vật liệu. Trường hợp dùng các bề mặt nóng thường có cấu tạo là các hộp dẹt và phẳng bên trong có nước nóng chuyển động. Các hộp này đồng thời là giá đặt khay vật liệu. Như vậy vật liệu trên khay nhận nhiệt bức xạ của hộp nóng phía trên và nhận nhiệt qua dẫn nhiệt của hộp nóng phía dưới (hình 2.11).



Hình 2.11. Cấu tạo bình thăng hoa:
1. ống dẫn nước nóng; 2. vỏ bình; 3. ống ghóp;
4. hộp bức xạ nhiệt; 5. khay chứa vật liệu sấy.

Trường hợp này ta phải xác định diện tích bề mặt trao đổi nhiệt F (bề mặt khay sấy), ta có:

$$F = \frac{Q}{k.5{,}67.\varepsilon_{qd}.\left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right]}, \quad m^2 \qquad (2.54)$$

ở đây T_1 - nhiệt độ bề mặt hộp nóng;

T_2 - nhiệt độ bề mặt vật liệu;

k - hệ số xét đến ảnh hưởng của dẫn nhiệt và đối lưu, k = 1,2 ÷ 1,25;

ε_{qd} - độ đen quy dẫn của 2 bề mặt song song:

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

với ε_1, ε_2 là độ đen của bề mặt gia nhiệt và vật liệu.

Nhiệt cung cấp cho quá trình thăng hoa Q được xác định bằng công thức:

$$Q = r.W_{th} \quad , \quad kJ/h$$

với r - nhiệt thăng hoa, *kJ/kg*.

W_{th} - lượng ẩm bốc hơi trong giai đoạn thăng hoa, *kg/h*.

Bình thăng hoa thường được sản xuất theo tiêu chuẩn có kích thước và bề mặt trao đổi nhiệt nhất định f_{th}. Vì vậy ta phải xác định số bình thăng hoa:

$$n = \frac{F}{f_{th}}.$$

2.5.5. Tính toán quá trình sấy thực tế

2.5.5.1. Quá trình sấy không hồi lưu

1. Xác định các tổn thất nhiệt

a) Tổn thất nhiệt do vật liệu mang đi

- Đối với các thiết bị sấy làm việc liên tục

$$Q_m = G_m C_m (t_{m2} - t_{m1}) \quad , \quad kJ/h$$

$$q_m = \frac{Q_m}{W_h} \quad , \quad kJ/kg\ ẩm$$

ở đây:

G_m - lượng vật liệu ra khỏi thiết bị, *kg/h*;

C_m - nhiệt dung riêng của vật liệu ra khỏi thiết bị, *kJ/kgK*:

$$C_m = C_k(1 - \omega_{02}) + C_n\omega_{02}$$

C_k - nhiệt dung riêng của vật khô tuyệt đối;

C_n - nhiệt dung riêng của nước;

ω_{02} - độ ẩm tuyệt đối của vật liệu ra;

W_h - lượng ẩm bốc hơi, *kg/h*.

- Đối với các thiết bị sấy chu kỳ

Các thiết bị kiểu này, một mẻ sấy thường chia ra nhiều giai đoạn, mỗi giai đoạn thường có thời gian sấy và chế độ sấy khác nhau. Vì vậy phải tính toán cho từng giai đoạn sấy:

$$Q_{mi} = G_{mi}C_{mi}(t_{m2i} - t_{m1i}) \quad , \quad kJ$$

$$q_{mi} = \frac{Q_{mi}}{i} \quad , \quad kJ/kgẩm$$

trong đó:

W_i - lượng ẩm bốc hơi trong giai đoạn thứ i, *kg*;

G_{mi} - lượng vật liệu ra khỏi giai đoạn thứ i, *kg*;

C_{mi} - nhiệt dung riêng của vật liệu ra khỏi giai đoạn i;

t_{m1i}, t_{m2i} - nhiệt độ vật liệu vào và ra khỏi giai đoạn i.

b) Tổn thất nhiệt do thiết bị vận chuyển

- Các thiết bị làm việc liên tục:

$$Q_{vt} = G_{vt}C_{vt}(t_{m2} - t_{m1}) \quad , \quad kJ/h$$

$$q_{vt} = \frac{Q_{vt}}{W_h} \quad , \quad kJ/kgẩm$$

G_{vt} - lượng thiết bị vận chuyển ra khỏi thiết bị, *kg/h*;

C_{vt} - nhiệt dung riêng của vật liệu chế tạo thiết bị vận chuyển, *kJ/kgK*;

- Các thiết bị sấy chu kỳ:

$$Q_{vti} = G_{vti}C_{vt}(t_{m2i} - t_{m1i}) \quad , \quad kJ$$

$$q_{vti} = \frac{Q_{vti}}{W_i} \quad , \quad kJ/kgẩm$$

G_{vti} - lượng thiết bị vận chuyển ra khỏi giai đoạn i.

Trị số này như nhau trong tất cả các giai đoạn.

c) Tổn thất nhiệt do toả nhiệt vào môi trường

- Đối với thiết bị sấy buồng và hầm

+ Nhiệt truyền qua tường bao:

$$Q_{xq} = k_{xq}F_{xq}(t_k - t_0) \quad , \quad W$$

$$k_{xq} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^{n}\frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

trong đó:

α_1 - hệ số trao đổi nhiệt đối lưu của khí trong buồng sấy, W/m^2K;

α_2 - hệ số trao đổi nhiệt đối lưu từ tường bao tới không khí bên ngoài, W/m^2K;

δ_i, λ_i - chiều dày và hệ số dẫn nhiệt của các lớp của tường bao;

t_k - nhiệt độ của môi chất sấy trong buồng;

t_0 - nhiệt độ không khí bên ngoài.

+ Toả nhiệt qua cửa buồng sấy:

$$Q_c = k_cF_c(t_k - t_0) \quad , \quad W$$

k_c - hệ số truyền nhiệt qua cửa, coi $k_c \approx k_{xq}$;

F_c - diện tích cửa, m^2.

+ Nhiệt truyền qua trần thiết bị:

$$Q_{tr} = k_{tr}F_{tr}(t_k - t_0) \quad , \quad W$$

$$k_{tr} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^{n}\frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_{2tr}}}$$

ở đây $\alpha_{2tr} = 1,3\alpha_2$.

+ Nhiệt truyền qua nền:

$$Q_N = q_NF_N \quad , \quad W$$

ở đây q_N là mật độ dòng nhiệt qua nền xác định bằng thực nghiệm [6].

Tổng tổn thất nhiệt vào môi trường:

$$Q_s = Q_{xq} + Q_{tr} + Q_c + Q_N \quad , \quad kJ/h$$

$$q_s = \frac{Q_s}{W} \quad , \quad kJ/kgẩm$$

- Đối với các thiết bị sấy khác:

$$Q_s = kF\Delta t \quad , \quad W$$

ở đây k là hệ số truyền nhiệt từ môi chất sấy đến môi trường xung quanh:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^{n} \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

α_1 - hệ số trao đổi nhiệt đối lưu của môi chất sấy đến vách trong thiết bị, W/m^2K;

α_2 - hệ số trao đổi nhiệt đối lưu từ bề mặt ngoài thiết bị đến môi trường (đối lưu tự nhiên), W/m^2K;

δ_i, λ_i - chiều dày và hệ số dẫn nhiệt của các lớp của vỏ thiết bị.

Các hệ số α_1, α_2 được tính theo các công thức chung của truyền nhiệt.

Từ các tổn thất nhiệt trên ta xác định được:

$$\Delta = C_n t_{m1} - (q_m + q_{x1} + q_s) \quad , \quad kJ/kgẩm$$

2. Xác định các thông số của quá trình sấy thực

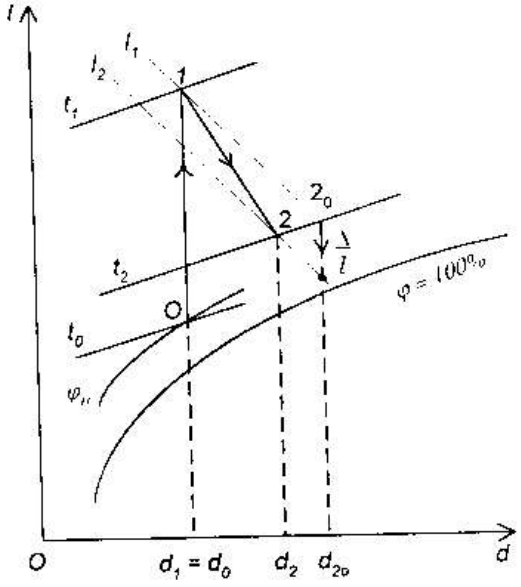
Ta có: $I_2 = I_1 + \frac{\Delta}{\ell}$.

Thay: $\ell = \frac{1000}{d_2 - d_1}$

$$I_1 = C_{pk}t_1 + d_1(r + C_{ph}t_1)$$

$$I_2 = C_{pk}t_2 + d_2(r + C_{ph}t_2)$$

Ta xác định được các thông số:



Hình 2.12. Quá trình sấy thực tế.

$$d_2 = \frac{C_{pk}(t_2 - t_1) + d_1(r + C_{ph}t_1) - \Delta d_1}{(r + C_{ph}t_2) - \Delta}$$

$$= \frac{C_{pk}(t_1 - t_2) + d_1(i_1 - \Delta)}{i_2 - \Delta}$$

$$\varphi_2 = \frac{d_2 p}{(622 + d_2)p_{s2}}$$

p_{s2} là áp suất bão hoà ứng với t_2.

$$\rho_{k2} = \frac{p - \varphi_2 p_{s2}}{R_k(273 + t_2)}$$

3. Xác định tiêu hao không khí thực tế

$$\ell = \frac{1000}{d_2 - d_1} \quad , \quad kg/kgẩm$$

$$L = \ell . W \quad , \quad kg/h$$

$$V_2 = \frac{L}{\rho_{k2}} \quad , \quad m^3/h$$

4. Xác định tiêu hao nhiệt thực tế

$$q = \ell (I_1 - I_0) \quad , \quad kJ/kgẩm$$

$$Q = q.W \quad , \quad kJ/h \text{ hay } kW$$

Đối với các thiết bị sấy chu kỳ ta có:

$$q_i = \ell_i(I_1 - I_0) \quad , \quad kJ/kgẩm$$

$$Q_i = q_i W_i \quad , \quad kJ$$

q_i - tiêu hao nhiệt riêng trong giai đoạn i;

ℓ_i - tiêu hao riêng không khí trong giai đoạn i;

W_i - lượng ẩm bốc hơi trong giai đoạn i;

Q_i - tiêu hao nhiệt trong giai đoạn i.

2.5.5.2. Quá trình sấy có hồi lưu

1. Xác định các tổn thất nhiệt

Các tổn thất nhiệt ở đây được xác định tương tự như trường hợp sấy không hồi lưu:

$$\Delta = C_n t_{m1} - (q_m + q_{v1} + q_5)$$

2. Xác định các thông số cuối quá trình sấy

Phương pháp xác định cũng tương tự như trường hợp sấy không hồi lưu. Theo [6] ta có:

$$d_2 = \frac{\dfrac{C_{pk}(t_1 - t_2)}{i_2 - \Delta} + \dfrac{d_0(i_1 - \Delta)}{(n+1)(i_2 - \Delta)}}{1 - \dfrac{n(i_1 - \Delta)}{n + (i_2 - \Delta)}}$$

ở đây: $i_1 = r + C_{ph}t_1$

$i_2 = r + C_{ph}t_2$

$$\varphi_2 = \frac{d_2 p}{(622 + d_2)p_{s2}}$$

$$\rho_{k2} = \frac{p - \varphi p_{s2}}{R_k(273 + t_2)}$$

3. Xác định các thông số trạng thái của hỗn hợp

Hệ số hồi lưu:

$$n = \frac{G_h}{G_0} = \frac{d_H - d_0}{d_2 - d_H}$$

Nhiệt độ môi chất sau hỗn hợp:

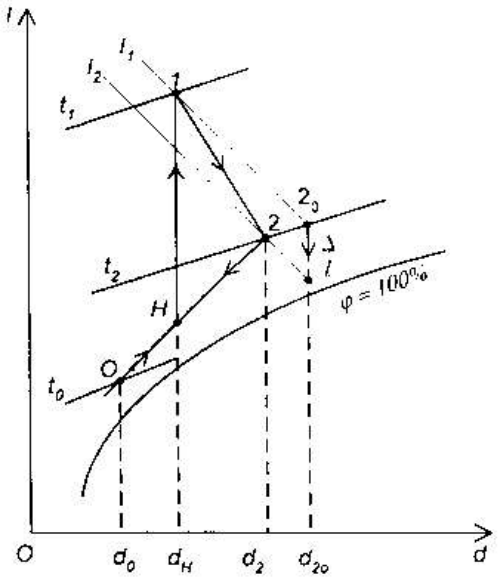
$$t_H = \frac{nt_2 + t_0}{n+1}$$

Entanpi của môi chất sau hỗn hợp:

$$I_H = t_H + d_H(r + C_{ph}t_H)$$

Độ ẩm tương đối:

$$\varphi_H = \frac{d_H p}{(622 + d_H)p_{sH}}$$



Hình 2.13. Quá trình sấy thực tế có hồi lưu.

Khối lượng riêng:

$$\rho_{kH} = \frac{p - \varphi_H p_{sH}}{R_k(273 + t_H)} \quad , \quad kg/m^3$$

4. Tiêu hao không khí thực tế

$$\ell = \frac{1000}{d_2 - d_H} \quad , \quad kg/kgẩm$$

$$L = \ell . W \quad , \quad kg/h$$

$$V_2 = \frac{L}{\rho_{k2}} \quad , \quad m^3/h$$

$$V_1 = \frac{L}{\rho_{k1}} \quad , \quad m^3/h$$

$$V_{tb} = \frac{V_1 + V_2}{2} \quad , \quad m^3/h$$

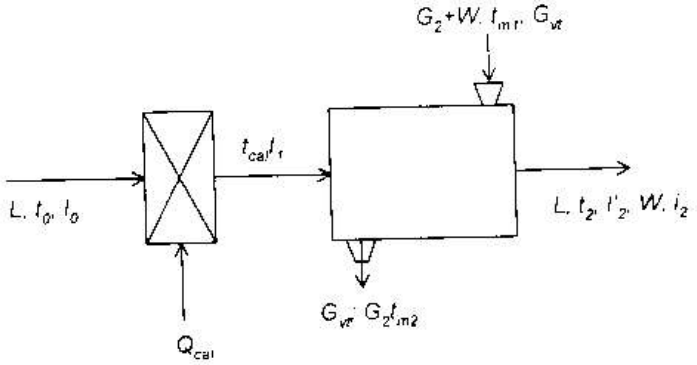
5. Tiêu hao nhiệt thực tế

$$q = \ell (I_1 - I_H) \quad , \quad kJ/kgẩm$$

$$Q = q.W \quad , \quad kJ/h \text{ hay } kW$$

2.5.5.3. Lập cân bằng nhiệt của hệ thống

1. Hệ thống không hồi lưu



Hình 2.14. Sơ đồ nguyên lý hệ thống sấy không hồi lưu.

a) Thiết bị làm việc liên tục

- Nhiệt đưa vào hệ thống:

$$Q_v = Q_{cal} + Q_0$$

ở đây:

Q_{cal} - nhiệt đưa vào calorife, nếu bỏ qua tổn thất nhiệt ở calorife thì $Q_{cal} = Q$;

Q_0 - nhiệt do không khí đưa vào:

$$Q_0 = L.I_0 \quad , \quad kJ/h$$

- Nhiệt đưa ra khỏi hệ thống:

$$Q_R = Q_1 + Q_m + Q_{vt} + Q_s + Q'_2 \quad , \quad kJ/h$$

Q_1 - nhiệt hữu ích:

$$Q_1 = W(r + C_{ph}t_2 - C_n t_{m1}) \quad , \quad kJ/h$$

Q_m - tổn thất nhiệt do vật liệu, *kJ/h*;

Q_{vt} - tổn thất nhiệt do thiết bị vận tải, *kJ/h*;

Q_s - tổn thất nhiệt do toả nhiệt vào môi trường, *kJ/h*;

Q'_2 - tổn thất nhiệt do khí thoát:

$$Q'_2 = L.I'_2 \quad , \quad kJ/h$$

$$I'_2 = t_2 + d_0(r + C_{ph}t_2)$$

b) Thiết bị làm việc chu kỳ

$$Q_v = Q_{cal} + Q_0 \quad , \quad kJ$$

$$Q_R = Q_1 + Q_m + Q_{vt} + Q_s + Q'_2 \quad , \quad kJ$$

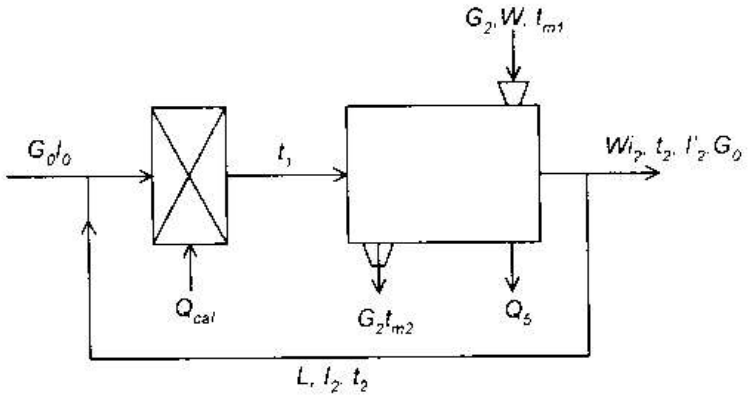
Ở đây các đại lượng đều tính cho cả chu kỳ sấy hay từng giai đoạn của chu kỳ.

2. Hệ thống hồi lưu

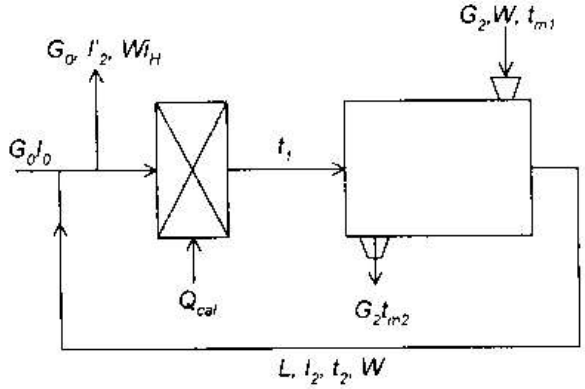
Nhiệt đưa vào hệ thống:

$$Q_v = Q_{cal} + Q_0$$

ở đây: $Q_{cal} = Q$; $Q_0 = G_0 I_0$.



Hình 2.15. Sơ đồ sấy có hồi lưu thải khí sau buồng sấy.



Hình 2.16. Sơ đồ sấy có hồi lưu thải khí sau hỗn hợp.

Nhiệt đưa ra khỏi hệ thống:

$$Q_R = Q_1 + Q_m + Q_{vl} + Q_5 + Q'_2$$

trong đó:

- theo sơ đồ hình 2.16 ta có:

$$Q_1 = W(r + C_{ph}t_H - C_n t_{m1})$$

$$Q'_2 = G_0 I'_2$$

$$G_0 = \frac{L}{n}$$

$$I'_2 = t_H + d_0(r + C_{ph}t_H)$$

- theo sơ đồ hình 2.15 ta có:

$$Q_1 = W(r + C_{ph}t_2 - C_n t_{n1})$$

$$Q'_2 = G_0 I'_2$$

$$G_0 = \frac{L}{n+1}$$

$$I'_2 = t_2 + d_0(r + C_{ph}t_2)$$

Phương trình cân bằng là:

$$Q_v = Q_R$$

Hiệu suất sử dụng nhiệt của buồng sấy;

$$\eta_s = \frac{Q_1}{Q}$$

2.6. LẬP SƠ ĐỒ HỆ THỐNG

Sơ đồ hệ thống sấy thể hiện sự mắc nối giữa các thiết bị trong hệ thống, bố trí các thiết bị trên mặt bằng và theo chiều cao của nhà xưởng. Đối với các hệ thống nhỏ, tất cả các thiết bị như: buồng sấy, quạt gió, calorife, bảng điều khiển ... đều bố trí trên một khung. Hệ thống này có thể chế tạo hàng loạt, vận chuyển nguyên khối, lắp đặt rất đơn giản (cả hệ thống như một thiết bị hoàn chỉnh). Các hệ thống lớn thường bố trí thiết bị dàn trải trên mặt bằng và theo chiều cao của nhà xưởng. Nó có thể là một phân xưởng của một xí nghiệp sản xuất sản phẩm nào đó hoặc là một xí nghiệp độc lập như xí nghiệp sấy cà phê hạt, xí nghiệp sấy rau quả... Việc thành lập sơ đồ hệ thống này sẽ được giải quyết riêng cho từng loại hệ thống cụ thể.

2.7. TÍNH TOÁN VÀ CHỌN CÁC THIẾT BỊ PHỤ TRỢ

2.7.1. Tính toán buồng đốt

1. Xác định công suất nhiệt của buồng đốt

Công suất nhiệt của buồng đốt được xác định theo công thức:

$$Q_{bd} = \frac{Q_{cal}}{\eta_{bd}}$$

ở đây:

Q_{cal} - công suất nhiệt ở calorife, *kW*;

η_{bd} - hiệu suất buồng đốt.

đối với nhiên liệu rắn $\eta_{bd} = 0,6 \div 0,65$

đối với nhiên liệu lỏng và khí $\eta_{bd} = 0,7 \div 0,8$

2. Xác định tiêu hao không khí và nhiên liệu

Khi tính toán quá trình cháy của nhiên liệu ta đã xác định được các đại lượng sau:

Tiêu hao riêng không khí thực tế:

$$L = \alpha L_0 \quad , \quad kg/kgnl$$

α - hệ số không khí thừa;

L_0 - tiêu hao riêng không khí lý thuyết.

Tiêu hao nhiên liệu:

$$B = \frac{Q_{hu}}{Q_{lv}^{t}} \quad , \quad kg/h$$

Q_{lv}^{t} - nhiệt trị thấp của nhiên liệu, *kJ/kgnl*.

Tiêu hao không khí:

$$G_{kk} = B.L \quad , \quad kg/h$$

$$V_{kk} = \frac{G_{kk}}{\rho_{kk}} \quad , \quad m^3/h$$

ρ_{kk} - khối lượng riêng của không khí ở điều kiện môi trường.

3. Xác định các thông số của sản phẩm cháy

Khi tính toán quá trình cháy ta đã xác định được lượng sản phẩm cháy tạo thành khi cháy hết 1 *kg* nhiên liệu G_{kh}, entanpi của sản phẩm cháy I_{ch}, độ chứa hơi của khói d_{kh}.

Lượng khói sản xuất ra từ buồng đốt là:

$$G_{khd} = B.G_{kh} \quad , \quad kg/h$$

$$V_{khd} = \frac{G_{khd}}{\rho_{kh}} \quad , \quad m^3/h$$

ρ_{kh} - khối lượng riêng của khói.

4. Xác định kích thước buồng đốt

a) Buồng đốt nhiên liệu rắn

Các kích thước chính là:

Diện tích ghi: $$F_{gh} = \frac{Q_{bd}}{Q_F} \quad , \quad m^2$$

Thể tích buồng đốt: $$V_{bd} = \frac{Q_{bd}}{Q_v} \quad , \quad m^3$$

b) Buồng đốt nhiên liệu lỏng và khí

Thể tích buồng đốt:

$$V_{bd} = \frac{Q_{bd}}{Q_v} \quad , \quad m^3$$

trong đó:

Q_F - nhiệt thế trên ghi, kJ/m^2h;

Q_v - nhiệt thế thể tích, kJ/m^3h.

Trị số Q_F và Q_v cho trong bảng 1, 2 phụ lục 3. Trên hình 1 phụ lục 3 là các dạng buồng đốt thông dụng trong hệ thống sấy.

2.7.2. Tính toán calorife

1. Công suất nhiệt của calorife

Công suất nhiệt của calorife được xác định theo công thức:

$$Q_{cal} = \frac{Q_S}{\eta_{cal}}$$

ở đây:

Q_S - nhiệt đưa vào buồng sấy, *kW* hay *kJ/h*;

η_{cal} - hiệu suất nhiệt của calorife, $\eta_{cal} = 0,95 \div 0,97$.

2. Các thông số của không khí

Lưu lượng không khí qua calorife là tiêu hao thực tế không khí L, *kg/h* hay V_{tb}, m^3/h.

Nhiệt độ không khí vào calorife là nhiệt độ không khí bên ngoài t_0 (khi không hồi lưu) hoặc t_H (khi có hồi lưu).

Nhiệt độ không khí ra khỏi calorife là nhiệt độ không khí vào buồng sấy t_1.

3. Calorife hơi nước - không khí

Cấu tạo calorife hơi nước - không khí được đưa ra trên hình 2.17a. Hơi nước bão hoà ngưng tụ bên trong ống, không khí chuyển động cắt ngang chùm ống có cánh.

Bề mặt trao đổi nhiệt được xác định theo công thức:

$$F = \frac{Q_{cal}\eta_{cal}}{k\Delta t_{th}} = \frac{Q_S}{k\Delta t_{th}}$$

ở đây:

F - diện tích bề mặt trao đổi nhiệt phía có cánh, m^2;

Δt_{th} - độ chênh nhiệt độ trung bình giữa hơi và không khí, ^0C;

k - hệ số truyền nhiệt của thiết bị, W/m^2K, xác định theo bảng 4 phụ lục 1.

Q_{cal} - công suất nhiệt của calorife, *W*;

$Q_S = Q_1$ (tiêu hao nhiệt thực tế của quá trình sấy).

Phương trình cân bằng nhiệt của calorife là:

$$G_h(i_h - i')\eta_{cal} = C_{pk}G_k(t''_k - t'_k) = Q_1 \quad , \quad kW$$

ở đây:

G_h - lưu lượng hơi vào calorife, *kg/s*;

G_k - lưu lượng không khí vào calorife, *kg/s*;

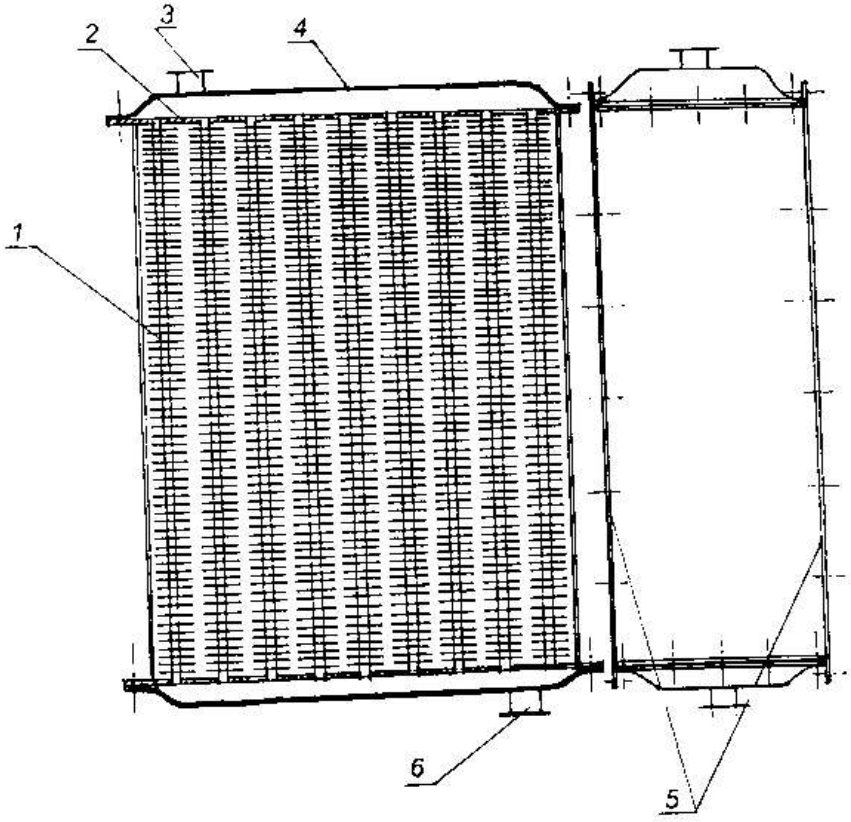
C_{pk} - nhiệt dung riêng đẳng áp của không khí, $C_{pk} \approx 1$ *kJ/kgK*;

i_h - entanpi của hơi nước vào calorife, *kJ/kg*;

i' - entanpi của nước ngưng, *kJ/kg*;

t''_k, t'_k - nhiệt độ không khí ra và vào calorife;

η_{cal} - hiệu suất của calorife.



Hình 2.17 a. Cấu tạo calorife hơi nước:

1. ống có cánh; 2. mặt sàng; 3. ống hơi vào; 4. nắp;
5. mặt bích lắp ống gió; 6. ống nước ngưng ra

Từ đó có thể xác định được tiêu hao hơi là:

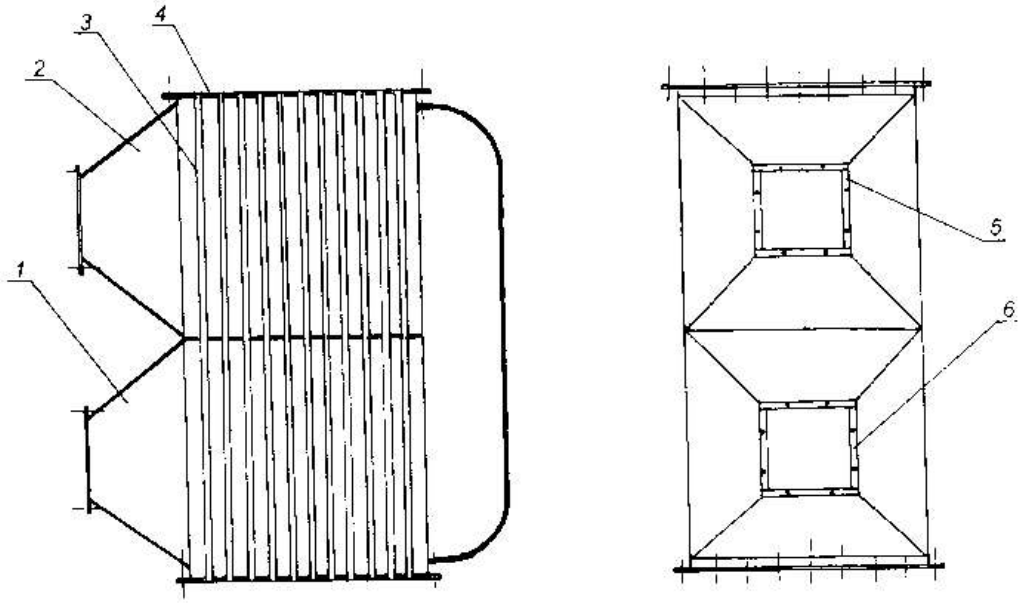
$$G_h = \frac{Q_1}{(i_h - i')\eta_{cal}} \quad , \quad kg/s$$

Từ trị số diện tích bề mặt F tìm được có thể chọn 1 kiểu calorife theo catalog của nhà chế tạo hoặc tự chế theo mẫu đã đưa ra ở catalog.

4. Calorife khí - khói

Khi dùng khói làm chất tải nhiệt ta phải sử dụng calorife khí - khói. Calorife khí - khói thông dụng nhất có cấu tạo như hình 2.17b.

Khói chuyển động trong ống đứng, không khí chuyển động cắt ngang bên ngoài ống trơn.



Hình 2.17b. Cấu tạo calorife khí khói:

1. côn lắp ống không khí vào; 2. côn lắp ống không khí ra; 3. ống khói đi qua; 4. mặt sàng; 5. mặt bích lắp ống không khí vào; 6. mặt bích lắp ống không khí ra.

Diện tích bề mặt truyền nhiệt là:

$$F = \frac{Q}{k\Delta t_{th}}$$

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \varepsilon_b + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad W/m^2K$$

trong đó:

α_1 - hệ số trao đổi nhiệt giữa khói và bề mặt ống, W/m^2K.

Hệ số α_1 bao gồm cả đối lưu và bức xạ. Calorife khí - khói thường làm việc với nhiệt độ khói $500 \div 600^0C$ vì vậy trao đổi nhiệt đối lưu là chính nên ta có:

$$\alpha_1 = \varphi_b \alpha_{1d}$$

α_{1d} - hệ số trao đổi nhiệt đối lưu;

φ_b - hệ số xét đến trao đổi nhiệt bức xạ, theo kinh nghiệm $\varphi_b = 0,05 \div 0,15$;

ε_b - hệ số bám bẩn bề mặt phía khói, theo kinh nghiệm có $\varepsilon_b = 0,12 \div 0,2$;

δ, λ - chiều dày và hệ số dẫn nhiệt của vách ống;

α_2 - hệ số trao đổi nhiệt đối lưu của không khí chảy cắt ngang ống, $\alpha_2 = \alpha_{2d}$.

Trong calorife khí - khói, khói chuyển động trong ống với tốc độ khá lớn nên chế độ là chảy rối. Như vậy ta có phương trình tiêu chuẩn:

$$Nu_f = 0,021.Re_f^{0,8} Pr_f^{0,43} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0,25} .\varepsilon_l .\varepsilon_R$$

Đối với khói, trị số tiêu chuẩn Pr thay đổi ít nên $Pr_f/Pr_w = 1$.

Hệ số ε_l phụ thuộc chiều dài ống xác định theo bảng.

Hệ số $\varepsilon_R = 1 + 1.77.d/R$ được dùng khi ống cong với bán kính cong R.

Vậy ta có:

$$\alpha_{1d} = \frac{Nu_f \lambda_f}{d_1}$$

ở đây: λ_f - hệ số dẫn nhiệt của khói;

d_1 - đường kính trong của ống.

Trao đổi nhiệt giữa bề mặt ngoài của ống với không khí là trao đổi nhiệt đối lưu của khí chuyển động cắt ngang chùm ống [7].

Khi $Re_f = 10^3 \div 2.10^5$, ta có:

chùm so le: $$Nu_f = 0{,}41.Re_f^{0,6}.Pr_f^{0,33}\left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0,25}.\varepsilon_s$$

chùm song song: $$Nu_f = 0{,}26.Re_f^{0,65}.Pr_f^{0,33}\left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0,25}.\varepsilon_s$$

ε_s - hệ số xét đến ảnh hưởng của bước ống:

chùm so le: $S_1/S_2 > 2$ $\varepsilon_s = 1{,}12$

$S_1/S_2 < 2$ $\varepsilon_s = (S_1/S_2)^{1/6}$

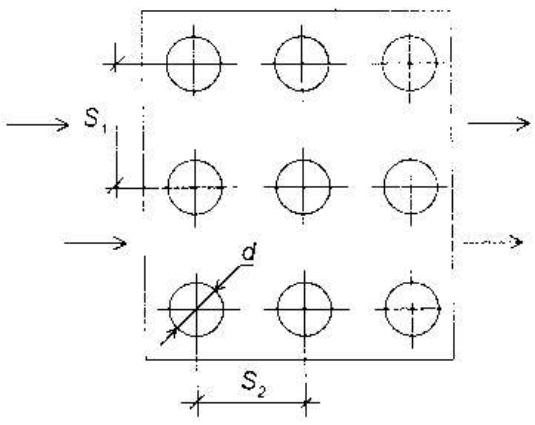
chùm song song: $\varepsilon_s = \left(\frac{S_2}{d}\right)^{0,15}$

Các công thức trên dùng cho dãy ống thứ 3 trở đi, còn các dãy thứ nhất và thứ hai tính như sau:

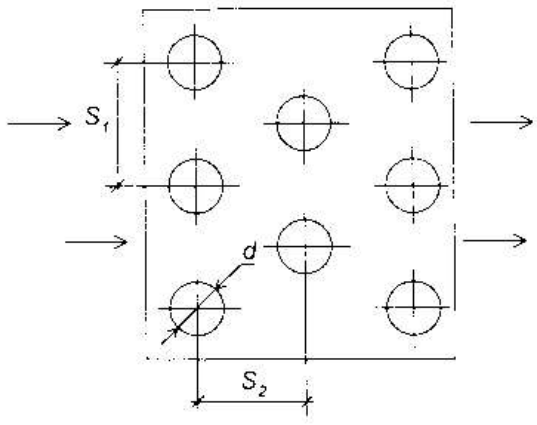
chùm so le: $\alpha_1 = 0{,}6\alpha_{III}$; $\alpha_{II} = 0{,}7\alpha_{III}$

chùm song song: $\alpha_1 = 0{,}6\alpha_{III}$; $\alpha_{II} = 0{,}9\alpha_{III}$

với α_1, α_{II}, α_{III} là hệ số trao đổi nhiệt của dãy ống tương ứng 1, 2, 3.



Hình 2.18. Chùm ống song song.



Hình 2.19. Chùm ống so le.

Hệ số trao đổi nhiệt:

$$\alpha_{2d} = \alpha_{chùm} = \frac{\alpha_1 + \alpha_2 + (n-2)\alpha_3}{n}$$

Trong các công thức trên kích thước xác định đối với phía khói là đường kính trong d_1, đối với không khí là đường kính ngoài d_2. Khi tính toán thiết kế calorife cần chọn trước d_1 và d_2.

Nhiệt độ xác định của khói là $t_{kh} = \frac{t_{kh1} + t_{kh2}}{2}$, của không khí là $t_{kk} = \frac{t_{kk1} + t_{kk2}}{2}$

Ở đây, nhiệt độ khói vào calorife t_{kh1} xác định ở việc tính toán quá trình cháy, nhiệt độ khói ra calorife tính theo điều kiện: $t_{kh2} = t_{sk} + \Delta t$ với t_{sk} là nhiệt độ đọng sương của khói xác định theo độ chứa hơi của d_{kh} khói và Δt chọn bằng khoảng $5 \div 10^0C$.

Nhiệt độ không khí vào calorife là nhiệt độ không khí bên ngoài $t_{kk1} = t_0$, nhiệt độ không khí ra khỏi calorife là nhiệt độ không khí vào buồng sấy $t_{kk2} = t_1$.

Để xác định chế độ chuyển động của khói và không khí cần chọn tốc độ khói W_1 và không khí W_2.

Xác định kích thước calorife

Tiết diện thông gió phía khói là:

$$F_{kh} = \frac{V_{kh}}{W_1} \quad , \quad m^2$$

$$F_{kh} = n.\frac{\pi d_1^2}{4} \quad , \quad m^2$$

ở đây n là số ống, d_1 là đường kính trong của ống.

Vậy số ống là: $$n = \frac{4F_{kh}}{\pi d_1^2}$$

Tiết diện thông gió phía không khí là:

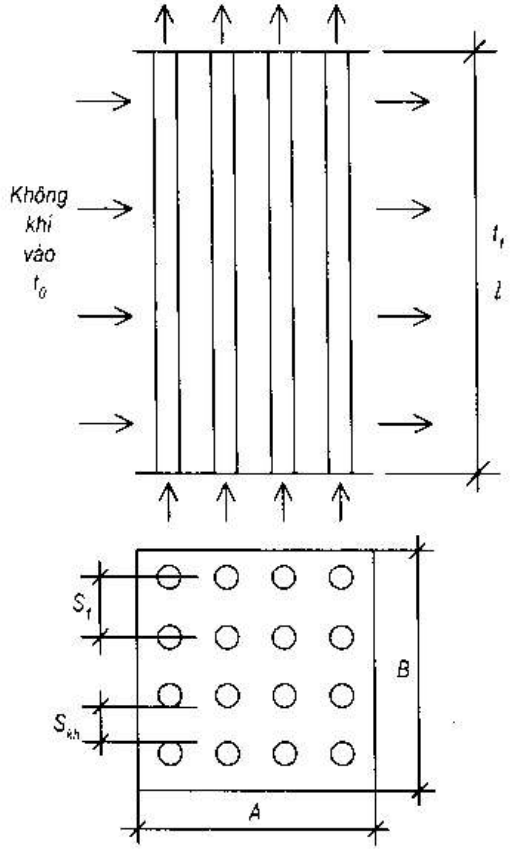
$$F_{kk} = \frac{V_{th}}{W_2}$$

ở đây V_{th} là lưu lượng thể tích trung bình của không khí qua calorife (xác định ở mục 2.2.5).

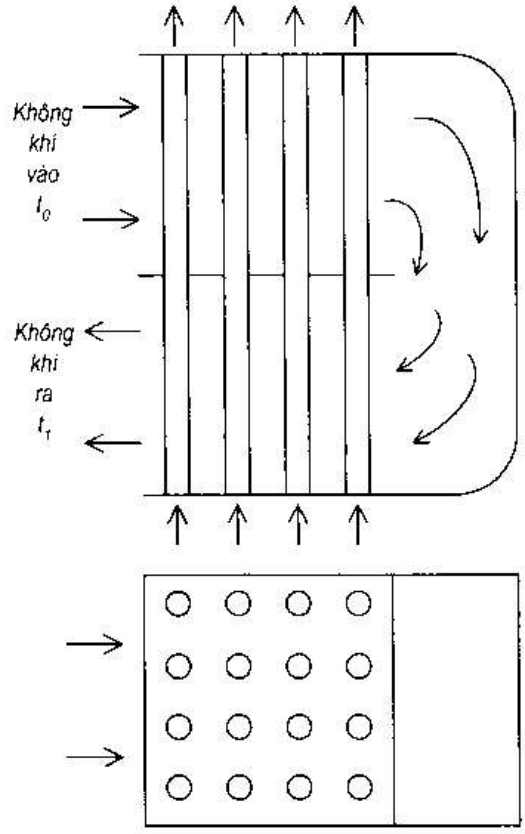
Ta có: $F_{kk} = m_1 S_{kh} \ell \quad , \quad m^2$

m_1 - số ống trong 1 dãy.

Nếu bố trí số ống trong 1 dãy bằng số dãy m_2 ta có $m_1 = m_2 = m$ và số ống $n = m_1.m_2 = m^2$ hay $m = \sqrt{n}$ như vậy có thể xác định m.



Hình 2.20. Không ngoặt hướng.



Hình 2.21. Ngoặt hướng 1 lần.

Bề mặt truyền nhiệt F tính được ở trên phải thoả mãn quan hệ:

$$F = \pi d_2 \ell .n \quad , \quad m^2$$

d_2 - đường kính ngoài của ống, *m*;

ℓ - chiều dài ống, m.

Vậy ta có chiều dài ống là:

$$\ell = \frac{F}{\pi d_2 n} \quad , \quad m$$

Từ đó ta xác định được:

$$S_{kh} = \frac{F_{kk}}{m\ell} = \frac{F_{kk}}{m.\frac{F}{\pi d_2 n}} = \frac{F_{kk}\pi d_2 n}{mF} \quad , \quad m$$

Bước ống: $S_1 = S_{kh} + d$

Chiều rộng thiết bị là:

$$B = mS_1$$

Chiều sâu thiết bị (theo chiều chuyển động không khí) là:

$$A = B \quad , \quad m$$

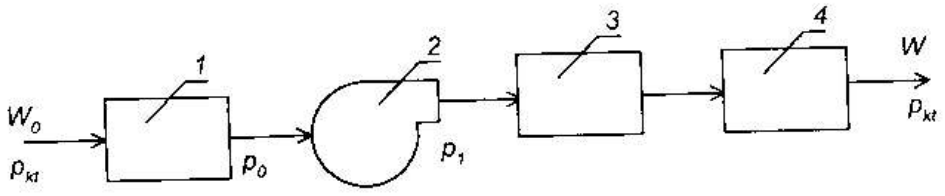
Khi tính khoảng cách thông gió giữa các ống S_{kh} nếu giá trị quá nhỏ ta có thể cho không khí đi ngoặt hướng nhiều lần, tức là:

$$S_{kh} = \frac{F_{kh}}{m\frac{\ell}{k+1}}$$

k là số lần ngoặt hướng. Nếu đi thẳng không ngoặt hướng, k = 0, ngoặt 1 lần k = 1, ... Các kích thước của thiết bị được biểu diễn trên hình 2.20.

2.7.3. Tính toán khí động, chọn quạt gió

Mô hình tổng quát hệ thống sấy có dạng như trên hình 2.22.



Hình 2.22. Sơ đồ nguyên lý hệ thống sấy:
1. calorife; 2. quạt gió; 3. buồng sấy; 4. thiết bị khử bụi.

Khi hệ thống làm việc ổn định, áp suất do quạt tạo ra là $\Delta p = p_1 - p_{II}$ phải cân bằng với toàn bộ trở lực của hệ thống và áp suất động của khí thoát (giả thiết tốc độ vào $W_2 \approx 0$).

Ta có:

$$\Delta p = \Delta p_l + \Delta p_c + \Delta p_t + p_d \quad , \quad N/m^2$$

trong đó:

Δp_l - trở lực ma sát trên đường ống dẫn khí;

Δp_c - tổng trở lực cục bộ trên đường ống dẫn khí;

Δp_t - trở lực của các thiết bị mắc trên đường ống dẫn khí (calorife, buồng sấy, thiết bị khử bụi);

p_d - áp suất động của khí thải vào môi trường.

Trường hợp ống dẫn khí có tiết diện như nhau, ta có:

$$\Delta p_l = \lambda \frac{L}{d} \rho \frac{W^2}{2} \quad , \quad N/m^2$$

λ - hệ số trở lực ma sát;

L - tổng chiều dài ống, *m*;

d - đường kính tương đương của ống dẫn khí, *m*;

ρ - khối lượng riêng của khí, kg/m^3;

W - tốc độ của khí trong ống, *m/s*.

Trong hệ thống sấy, tốc độ khí trong ống khá lớn nên chế độ chuyển động thường nằm trong khu vực bình phương trở lực tức là $Re > Re_{ph}$.

Vậy:

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{k}{d} \right)^{0,25}$$

ở đây: k - độ nhám tuyệt đối của thành trong ống, *m*;

d - đường kính trong của ống, *m*.

Nếu chế độ chuyển động của khí nằm trong khu vực khác thì λ xác định theo phụ lục 2.

Trường hợp ống dẫn khí có nhiều đoạn tiết diện khác nhau, ta có:

$$\Delta p_l = \sum_{i=1}^{n} \lambda_i \frac{L_i}{d_i} \rho_i \frac{W_i^2}{2} \quad , \quad N/m^2$$

Trở lực cục bộ trong hệ thống được xác định theo công thức:

$$\Delta p_c = \sum_{i=1}^{n} \xi_i \frac{\rho_i W_i^2}{2} \quad , \quad N/m^2$$

ở đây:

ξ_i - các hệ số trở lực cục bộ;

W_i, ρ_i - tốc độ và khối lượng riêng tương ứng.

Trên đường ống dẫn khí thường gặp các trở lực cục bộ sau: các cút nối, các cửa điều chỉnh, phin lọc bụi, tiết diện côn, đột mở ... các hệ số trở lực cục bộ cho ở phần phụ lục 2.

Trở lực của thiết bị trong hệ thống là:

$$\Delta p_t = \Delta p_{t1} + \Delta p_{t2} + \Delta p_{t3} + \ldots \quad , \quad N/m^2$$

Δp_{t1} là trở lực của calorife. Nếu chọn calorife theo tiêu chuẩn thì trở lực này cho trong catalog của nhà chế tạo. Nếu thiết kế đơn chiếc thì phải tính toán trở lực khi thiết kế calorife.

Δp_{t2} là trở lực của buồng sấy. Trị số này khác nhau đối với từng loại thiết bị. Phương pháp tính toán trở lực của buồng sấy khác nhau đối với từng loại thiết bị. Trong phần ví dụ tính toán có cách tính toán trở lực của thiết bị sấy buồng và hầm.

Δp_{t3} - trở lực của thiết bị khử bụi. Trị số này xác định khi ta chọn thiết bị khử bụi.

Áp suất động của khí thoát xác định theo công thức:

$$p_d = \rho \frac{W^2}{2} \quad , \quad N/m^2$$

Ở đây W là tốc độ của khí thải vào môi trường. Tốc độ khí thải phải đủ lớn để thải khí một cách thuận lợi vào môi trường kể cả khi có gió. Chọn W lớn, việc thải khí thuận lợi nhưng tốn năng lượng. Nếu W nhỏ, việc thải khí sẽ khó khăn, thậm chí khi có gió, tốc độ lớn sẽ không thải khí được. Tuy nhiên, khi bố trí ống thải khí cần chú ý đến hướng gió để hạn chế ảnh hưởng này. Ở Việt Nam thường có gió Đông Bắc và Đông Nam. Ống thải khí thường bố trí thẳng đứng có nón che hoặc bố trí nằm ngang. Khi bố trí nằm ngang, cần tránh gió thổi trực tiếp vào ống xả tức là nên hướng về phía tây là hướng ít có gió nhất. Tốc độ khí thoát ra khỏi ống thải thường chọn từ 5 ÷ 10 *m/s*.

Để chọn quạt gió ta cần biết:

- Lưu lượng V, m^3/h

- Áp suất Δp, N/m^2

Trong đặc tuyến của quạt thường cho quan hệ Δp = f(V) ở điều kiện tiêu chuẩn kỹ thuật có khối lượng riêng ρ_{tc} = 1,2 kg/m^3. Trong hệ thống quạt làm việc với nhiệt độ khác tiêu chuẩn với khối lượng riêng ρ_1, kg/m^3. Trong điều kiện này áp suất do quạt tạo ra sẽ nhỏ hơn so với khi làm việc ở điều kiện tiêu chuẩn. Vì vậy, để quạt có đủ áp suất làm việc ở điều kiện thực tế ta phải chuyển trị số Δp tính toán ở trên về điều kiện tiêu chuẩn như sau:

$$\Delta p_{tc} = \Delta p \frac{\rho_{tc}}{\rho_1} \quad , \ N/m^2$$

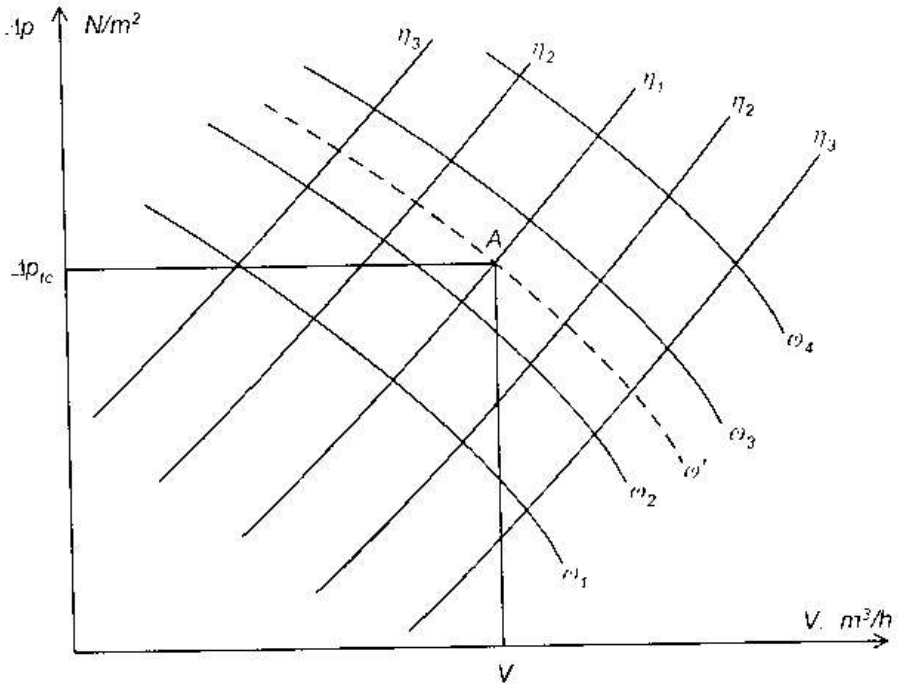
Như vậy, ta phải chọn quạt gió theo điều kiện V (m^3/h) và Δp_{tc} (N/m^2).

Với lưu lượng V, áp suất Δp_{tc} ta xác định chế độ làm việc của quạt là điểm A (hình 2.23) quạt có hiệu suất $\eta = \eta_1$, tốc độ quay $\omega' = \frac{\omega_2 + \omega_3}{2}$, *rad/s*. Từ đó ta xác định được số vòng quay của quạt là:

$$n = \frac{\omega'.60}{2\pi} \quad , \ vòng/phút$$

Công suất trên trục của quạt là:

$$N_c = \frac{V.\Delta p_{tc}.10^{-3}}{3600.\eta_q} - \quad , \quad kW$$



Hình 2.23. Đặc tuyến của quạt ly tâm.

Bảng 2.1

Hệ số dự phòng của các loại quạt

Công suất quạt	Quạt ly tâm	Quạt hướng trục
≤ 0,5	1,5	1,2
0,5 ÷ 1	1,3	1,15
1,01 ÷ 2	1,2	1,10
2,01 ÷ 5	1,15	1,05
> 5	1,1	1,05

Công suất động cơ điện chạy quạt là:

$$N_{dc} = \frac{N_c}{\eta_{td}}.\varphi \quad , \quad kW$$

ở đây:

η_{td} - hiệu suất của cơ cấu truyền động từ động cơ tới quạt;

φ - hệ số dự phòng cho trong bảng 2.1.

2.7.4. Tính toán, chọn các thiết bị khử bụi

1. Buồng lắng

Buồng lắng là thiết bị khử bụi đơn giản nhất. Buồng lắng là không gian có kích thước lớn hơn nhiều so với đường ống dẫn khí. Do kích thước lớn nên tốc độ chuyển động của khí bụi sẽ lắng và rơi xuống. Buồng lắng dùng để khử bụi to. Để cho bụi lắng được, tốc độ khí phải thoả mãn [1]:

$$v \le \frac{A}{H}.v_{ch} \quad , \quad m/s$$

ở đây:

v - tốc độ khí chuyển động theo phương ngang, *m/s*;

v_{ch} - tốc độ cân bằng, *m/s*;

A - chiều dài buồng lắng, *m*;

H - chiều cao buồng lắng, *m*;

Lưu lượng khí qua buồng lắng là:

$$V = 3600.B.H.v \quad , \quad m^3/h$$

B - chiều rộng của buồng, *m*.

Như vậy, biết lưu lượng khí và tốc độ khí ta xác định được kích thước buồng lắng. Để tăng hiệu quả khử bụi của buồng lắng người ta đặt thêm các tấm chắn làm cho khí chuyển động đổi hướng nhiều lần.

2. Xyclôn

Xyclôn dùng để khử bụi khô và có khả năng khử bụi khá nhỏ. Cấu tạo của xyclôn được thể hiện trên hình 2.24. Tốc độ khí ở cửa vào xyclôn là 15 ÷ 20 *m/s* và ở cửa ra là 5 ÷ 8 *m/s*. Xyclôn được sản xuất theo tiêu chuẩn. Khi chọn xyclôn cần biết đường kính ống lớn D, *m* từ đó chọn loại xyclôn theo tiêu chuẩn. Đường kính ống lớn D được xác định theo công thức:

$$D = 1{,}632.\sqrt{\frac{V^2\rho\xi}{\Delta p}} \quad , \quad m$$

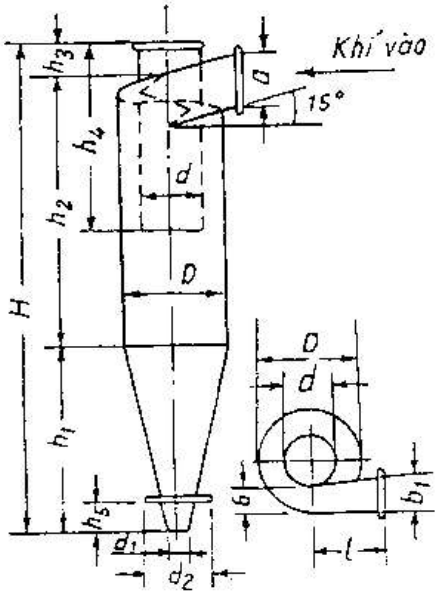
trong đó:

V - lưu lượng khí, m^3/s;

ξ - hệ số trở lực;

Δp - giáng áp qua xyclôn, N/m^2.

Xyclôn có đường kính D càng nhỏ hiệu quả khử bụi càng cao vì vậy khi lưu lượng lớn người ta sử dụng xyclôn kép gồm nhiều xyclôn nhỏ ghép lại. Khi xyclôn làm việc, áp suất khí ở phía dưới ống nhỏ (phần hình côn) thường có trị số âm vì vậy khi xả bụi cần đóng khoá khí (hình 1 phụ lục 4) sau đó mới mở cửa cho bụi rơi xuống. Nếu không đóng khoá khí, không khí bên ngoài sẽ lùa vào đẩy bụi lên qua ống nhỏ thoát ra ngoài làm mất hiệu quả khử bụi.



Hình 2.24.

3. Phin lọc bụi

Phin lọc bụi dùng khử bụi khi dòng khí có nhiệt độ thấp. Phin lọc bằng sợi vải làm việc với nhiệt độ nhỏ hơn 90^0C, bằng sợi vải len làm việc với nhiệt độ nhỏ hơn 125^0C và khí không chứa SO_2 cùng với SO_3.

Phin lọc bụi kiểu ống tay áo có trở lực qua phin là:

$$\Delta p = (kz + a)V^n \quad , \quad N/m^2$$

ở đây:

V - phụ tải riêng, m^3/m^2h;

z - độ bám bụi của vải;

k, a, n - các hệ số phụ thuộc loại vải và phin.

4. Thiết bị khử bụi kiểu tĩnh điện

Thiết bị khử bụi loại này có hiệu quả khử bụi cao, tiêu hao điện năng nhỏ, tuy vậy, giá thành thiết bị cao. Cấu tạo thiết bị khử bụi kiểu tĩnh điện được biểu diễn trên hình 2 phụ lục 4. Khí chuyển động trong ống kim loại giữa hai điện cực có điện áp một chiều từ 28 đến 90 *kV*. Dưới tác dụng của điện trường khí bị iôn hoá và chuyển động về điện cực trái dấu. Các iôn va chạm vào các hạt bụi làm cho hạt nhiễm điện và cũng chuyển động về các cực trái dấu rồi bám vào nó. Như vậy dùng điện trường tĩnh điện đã tách bụi ra khỏi dòng khí. Bụi bám và tích luỹ càng nhiều trên bề mặt các điện cực. Người ta dùng cơ cấu rung để làm cho bụi rơi xuống chứa ở phía dưới thiết bị và được thải ra ngoài.

2.7.5. Tính chọn hệ thống vận chuyển vật liệu và sản phẩm

Tuỳ theo loại vật liệu sấy, sản phẩm và khả năng đầu tư mà chọn phương pháp vận chuyển vật liệu và sản phẩm sấy. Các thiết bị sấy buồng và hầm dùng xe goòng vật liệu sấy thường được để trên khay sấy chất thành tầng trên xe goòng, trong trường hợp công suất nhỏ thường dùng phương pháp thủ công đẩy xe vào buồng. Trường hợp công suất lớn dùng các cơ cấu cơ khí để để xe goòng vào hầm. Ở các thiết bị sấy vật liệu dạng hạt kiểu tháp, thùng quay hay tầng sôi ... thường dùng hệ thống sấy băng tải, vít tải, gầu tải để vận chuyển vật liệu vào thiết bị. Các thiết bị sấy phun thường đưa vật liệu vào bằng bơm dung dịch, sản phẩm ra dưới dạng bột thường dùng hệ thống tay gạt, kết hợp các vít tải để đưa sản phẩm ra.

2.8. TÍNH TOÁN KINH TẾ KỸ THUẬT HỆ THỐNG THIẾT BỊ SẤY

2.8.1. Những tiêu chuẩn sử dụng trong việc tính toán kinh tế kỹ thuật

Nền kinh tế của nước ta cũng như hầu hết các nước trên thế giới đều bao gồm hai khu vực: khu vực kinh tế nhà nước và khu vực kinh tế tư nhân. Khu vực kinh tế nhà nước bao gồm các đơn vị kinh tế được nhà nước bảo hộ ở mức độ nhất định. Còn khu vực kinh tế tư nhân bao gồm các công ty, xí nghiệp, các đơn vị kinh tế mà chủ sở hữu là của một tập thể hay cá nhân.

Khu vực này là khu vực tự do cạnh tranh, nhà nước chỉ điều tiết bằng các luật pháp và các chính sách. Khi tính toán chọn các hàm mục tiêu cho bài toán tối ưu về kinh tế kỹ thuật cũng cần chọn các tiêu chuẩn thích hợp.

2.8.2. Chi phí tính toán

Chi phí tính toán hàng năm được xác định theo công thức:

$$C_t = C + p_n I \quad , \quad đồng/năm$$

trong đó:

I - vốn đầu tư để thực hiện phương án, *đồng*;

C - chi phí thường xuyên hàng năm cho phương án, *đồng/năm*;

p_n - hệ số hiệu quả kinh tế định mức , *1/năm*.

Hệ số hiệu quả kinh tế định mức của vốn đầu tư phụ thuộc vào nhiều yếu tố, nó phản ánh thu nhập thuần tuý thực hiện qua lao động xã hội. Trong tính toán cần lấy trị số định mức và khác nhau đối với các ngành kinh tế. Trị số nghịch đảo của nó là $T_n = 1/p_n$ là thời gian thu hồi vốn định mức, *năm*.

2.8.3. Lợi nhuận

Lợi nhuận của một công trình, một dự án được xác định theo biểu thức sau [8]:

$$V = \sum_{i=1}^{n} B_i (1+a)^{-i} - I \quad , \quad đồng$$

trong đó:

I - vốn đầu tư tổng cộng cho công trình, *đồng*;

B_i - tiền lãi thu được trong năm thứ i, *đồng*;

a - hệ số hiện tại hoá;

n - số năm vận hành của thiết bị, *năm*.

Tiền lãi thu được hàng năm xác định bằng cách lấy tổng tiền bán sản phẩm trong năm trừ đi chi phí trong năm bao gồm: chi phí năng lượng, chi phí tiền lương, chi phí bảo dưỡng sửa chữa thiết bị, thuế.

Hệ số hiện tại hoá dùng để quy đổi các giá trị thu nhập của các năm bất kỳ về năm tính toán khi bắt đầu xây dựng công trình. Thông thường một khoản thu nhập nhất định trong năm hiện tại có giá trị lớn hơn số thu nhập bằng chừng ấy nhưng thực hiện ở các năm sau. Tiêu chuẩn lợi nhuận hay được dùng để làm hàm mục tiêu khi giải bài toán tối ưu trong khu vực kinh tế cạnh tranh.

2.8.4. Xác định chi phí hàng năm của hệ thống thiết bị sấy

Chi phí hàng năm của thiết bị sấy bao gồm chi phí năng lượng (điện, nhiên liệu), khấu hao cho bảo dưỡng sửa chữa thiết bị, tiền lương, thuế.

a) Chi phí năng lượng

- Chi phí nhiên liệu

Đối với thiết bị sử dụng trực tiếp khói để sấy hay dùng calorife khí - khói thì tiêu hao nhiên liệu là:

$$C_T = B_T S_T \quad , \quad đồng/năm$$

trong đó:

B_T - tiêu hao nhiên liệu hàng năm;

S_T - giá nhiên liệu, *đồng/tấn*.

$$B_T = B_{tb} n_{th}$$

với:

B_{tb} - phụ tải trung bình trong năm;

n_{th} - số giờ làm việc của thiết bị trong năm.

Đối với thiết bị dùng hơi nước làm chất tải nhiệt thì tiêu hao nhiên liệu là:

$$B_T = \frac{Q_n}{Q_t^h \eta_{LH}} \quad , \quad tấn/năm$$

ở đây:

Q_n - phụ tải nhiệt cả năm của thiết bị, *kJ/năm*;

Q_t^{lv} - nhiệt trị thấp của nhiên liệu, *kJ/kg*;

η_{LH} - hiệu suất của lò hơi.

Phụ tải nhiệt cả năm của thiết bị được xác định theo công thức:

- Thiết bị làm việc liên tục:

$$Q_n = \frac{Q_s.n}{\eta_{cal}}$$

trong đó:

Q_s - tiêu hao nhiệt trung bình của thiết bị sấy, *kJ/h*;

n - số giờ làm việc của thiết bị sấy;

η_{cal} - hiệu suất của calorife hơi - khí.

- Thiết bị làm việc chu kỳ:

$$Q_n = \frac{Q_s.m}{\eta_{cal}}$$

ở đây:

Q_s - tiêu hao nhiệt cho 1 mẻ sấy, *kJ/mẻ*;

m - số mẻ sấy trong 1 năm, *mẻ/năm*.

- Chi phí điện năng:

Tiêu hao điện năng hàng năm là:

$$E_c = \sum_{i=1}^{r} N_i n_i + E_s \ , \quad kWh$$

trong đó:

N_i - phụ tải nhiệt trung bình của thiết bị;

n - số giờ làm việc của thiết bị;

E_s - năng lượng điện dùng để chiếu sáng;

r - số thiết bị tiêu hao điện.

Chi phí điện năng là:

$$C_e = E_e S_e \quad , \quad đồng/năm$$

trong đó: S_e là giá điện năng, *đồng/kWh*.

b) Chi phí tiền lương

Chi phí tiền lương là:

$$C_l = L_{th}.M \quad , \quad đồng/năm$$

trong đó:

L_{th} - tiền lương trung bình;

M - số nhân viên vận hành.

c) Chi phí bảo dưỡng và sửa chữa thiết bị

Chi phí này thường được tính theo tỷ lệ nhất định của vốn đầu tư, ta có:

$$C_k = p_k I \quad , \quad đồng/năm$$

trong đó p_k là hệ số khấu hao cho bảo dưỡng sửa chữa thiết bị.

2.8.5. Chi phí riêng cho đơn vị sản phẩm

Đây là một chỉ tiêu kinh tế quan trọng, nó đánh giá tổng quát mức độ hoàn hảo của hệ thống thiết bị sấy.

Chi phí tính toán riêng của hệ thống thiết bị sấy là:

$$C_{sp} = \frac{C_t}{p} \quad , \quad đồng/tấn$$

ở đây p là lượng sản phẩm sấy cả năm, *tấn/năm*.

Chương 3

MỘT SỐ VÍ DỤ TÍNH TOÁN THIẾT KẾ HỆ THỐNG THIẾT BỊ SẤY

Như đã trình bày ở các chương trước, hệ thống sấy được sử dụng rất rộng rãi trong hầu hết các ngành công nghiệp, vì vậy hệ thống này rất đa dạng và phức tạp. Tuy vậy, công việc tính toán thiết kế hệ thống sấy bất kỳ đều tuân theo 7 bước đã nêu ở chương 2. Trong đó sự khác nhau cơ bản chỉ thể hiện ở bước 4, phần xác định các kích thước cơ bản của thiết bị, còn các phần khác đều tương tự nhau. Trong tất cả các hệ thống sấy thì hệ thống thiết bị sấy buồng và hầm có đặc trưng tổng quát. Hai hệ thống này được sử dụng rộng rãi nhất và có thể dùng để sấy nhiều loại sản phẩm khác nhau. Các hệ thống sấy khác như: sấy tháp, sấy ống khí động, sấy tầng sôi, sấy phun, sấy tiếp xúc ... đều là các hệ thống thiết bị sấy đặc trưng, mỗi hệ thống chỉ thích hợp với một vài loại sản phẩm. Ví dụ, thiết bị sấy tháp, sấy khí động chỉ thích hợp với sấy hạt, thiết bị sấy tiếp xúc kiểu lô quay chỉ thích hợp vật liệu tấm mỏng... Các thiết bị sấy đặc chủng phần lớn nằm trong dây chuyền công nghệ chung để sản xuất sản phẩm.

Vì vậy trong phần ví dụ tính toán chúng tôi chỉ trình bày về thiết bị sấy buồng và hầm là hai hệ thống sấy thông dụng nhất thể hiện tính tổng quát của việc tính toán thiết kế. Đối với các thiết bị sấy khác độc giả có thể tham khảo thêm các tài liệu chuyên sâu hơn [4, 10].

VÍ DỤ 1

Thiết kế thiết bị sấy buồng để sấy chuối, công suất 300 kg/mẻ sản phẩm khô.

Điều kiện thiết kế:

Vật liệu: Chuối tiêu chín có độ ẩm đầu $\omega_1 = 80\%$, độ ẩm cuối $\omega_2 = 20\%$. Quả chuối bóc vỏ tách ra 3 mảnh.

Môi chất sấy là không khí.

Chất tải nhiệt là hơi nước có áp suất 5 *bar*.

Thời gian sấy $\tau = 24$ *h* ứng với các điều kiện sau:

Chế độ sấy có 3 giai đoạn:

Giai đoạn I — Thời gian $\tau_1 = 8$ *h*

Nhiệt độ môi chất sấy vào $t_{11} = 65^0C$

Vật liệu có độ ẩm vào $\omega_{11} = 80\%$

Vật liệu có độ ẩm ra $\omega_{12} = 64\%$

Giai đoạn II — Thời gian $\tau_2 = 8$ *h*

Nhiệt độ môi chất sấy vào $t_{11} = 80^0C$

Vật liệu có độ ẩm vào $\omega_{12} = 64\%$

Vật liệu có độ ẩm ra ω_{22}

Giai đoạn III — Thời gian $\tau_3 = 8$ *h*

Nhiệt độ môi chất sấy vào $t_{13} = 90^0C$

Vật liệu có độ ẩm vào ω_{13}

Vật liệu có độ ẩm ra ω_{22}

Tốc độ môi chất sấy cả ba giai đoạn là $v = 2 \div 3$ *m/s*.

Trạng thái không khí bên ngoài $t_0 = 25^0C$, $\varphi_0 = 85\%$.

I. TÍNH TOÁN CÁC THÔNG SỐ CỦA VẬT LIỆU

Xác định lượng ẩm bốc hơi:

$$W = G_2 \frac{\omega_1 - \omega_2}{100 - \omega_1} = 300 \frac{80 - 20}{100 - 80} = 900\ kg$$

Lượng vật liệu đưa vào là $G_{11} = W + G_2 = 1200\ kg$.

Chia ẩm bốc hơi theo các giai đoạn như sau:

$$W_1 = 540\ kg, \qquad W_2 = 270\ kg; \qquad W_3 = 90\ kg$$

Giai đoạn I: $W_1 = 540\ kg$, $\omega_{11} = 80\%$

Vì: $$W_1 = G_{11} \frac{\omega_1 - \omega_{21}}{100 - \omega_{21}}$$

$$W_1 100 - W_1 \omega_{21} = G_{11}\omega_1 - G_{11}\omega_{21}$$

$$\omega_{21} = \frac{G_{11}\omega_1 - W_1 100}{G_{11} - W_1} = \frac{1200.80 - 540.100}{1200 - 540} = 64\%$$

Lượng vật liệu ra khỏi giai đoạn 1 là:

$$G_{21} = G_1 - W_1 = 1200 - 540 = 660\ kg$$

Các đại lượng trên được tính trung bình cho 1 *h* của giai đoạn 1 là:

$$W_{1h} = \frac{W_1}{\tau_1} = \frac{540}{8} = 67{,}5\ kg/h$$

$$G_{21h} = \frac{G_{21}}{\tau_1} = \frac{660}{8} = 82{,}5\ kg/h$$

Giai đoạn II: $W_2 = 270\ kg$, $G_{12} = 660\ kg$

Độ ẩm vật liệu ra khỏi giai đoạn 2 là:

$$\omega_{22} = \frac{G_{12}\omega_{12} - W_2 100}{G_{12} - W_{12}} = \frac{660.64 - 270.100}{660 - 270} = 39\%$$

Lượng vật liệu ra khỏi giai đoạn 2 là:

$$G_{22} = G_{12} - W_2 = 660 - 270 = 390\ kg$$

Các đại lượng tính toán trung bình cho 1 *h* của giai đoạn 2 là:

$$W_{2h} = \frac{W_2}{\tau_2} = \frac{270}{8} = 33,75\ kg/h$$

$$G_{22h} = \frac{G_{22}}{\tau_2} = \frac{390}{8} = 48,75\ kg/h$$

Giai đoạn III: $W_3 = 90\ kg;\ G_{13} = G_{22} = 390\ kg$

Tương tự như trên ta có độ ẩm của vật liệu ra khỏi giai đoạn III là $\omega_{23} = \omega_2 = 20\%$ được kiểm tra lại bằng công thức:

$$\omega_{23} = \frac{G_{13}\omega_{13} - W_3 100}{G_{13} - W_3} = \frac{390.39 - 90.100}{390 - 90} = 20,7\%$$

Lượng vật liệu ra khỏi giai đoạn 3 chính là lượng sản phẩm tức là $G_{23} = G_2 = G_{13} - W_3 = 300\ kg$.

Các đại lượng tính trung bình cho 1 *giờ* của giai đoạn 3 là:

$$G_{2h} = \frac{G_2}{\tau_3} = \frac{300}{8} = 37,5\ kg/h$$

$$W_{3h} = \frac{W_3}{\tau_3} = \frac{90}{8} = 11,25\ kg/h$$

II. TÍNH TOÁN QUÁ TRÌNH SẤY LÝ THUYẾT

1. Giai đoạn I

Giai đoạn này năng suất bốc hơi ẩm lớn nhất, ẩm bốc hơi nhiều nên nhiệt độ môi chất ra khỏi buồng sấy thấp vì vậy không cần hồi lưu. Quá trình sấy được biểu diễn trên đồ thị I-d (hình 3.1).

Trạng thái không khí bên ngoài $t_0 = 25^0C$, $\varphi_0 = 85\%$.

Từ đó ta xác định được:

$$d_0 = 622.\frac{\varphi_0 p_{s0}}{p - \varphi_0 p_{s0}},$$

$$p_{s0} = 0{,}03166\ bar$$

$$d_0 = 662\,\frac{0{,}85.0{,}03166}{0{,}99333 - 0{,}85.0{,}03166}$$

$$= 17{,}3\ g/kgkkk$$

$$I_0 = t_0 + d_0(r + C_{ph}t_0)$$

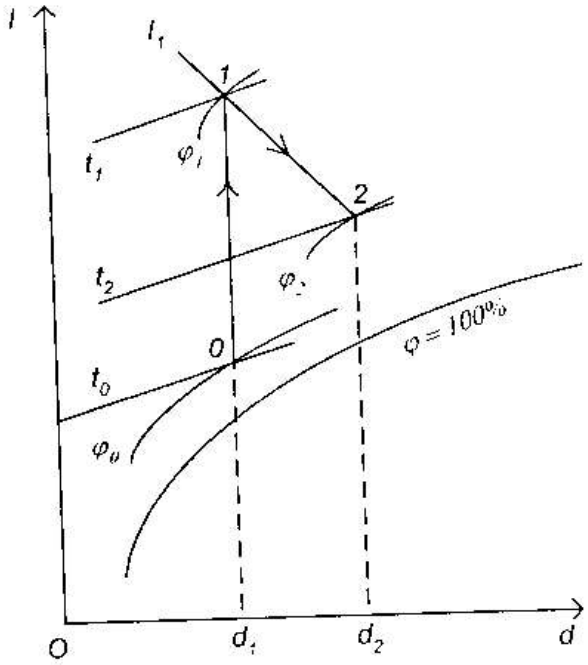
$$= 25 + 0{,}0173(2500 + 1{,}9.25)$$

$$= 69\ kJ/kgkkk$$

$$\rho_{k0} = \frac{p - \varphi_0 p_{s0}}{287(273 + t_0)}$$

$$= \frac{99333 - 0{,}85.0{,}03166.10^5}{287(273 + 25)}$$

$$= 1{,}166\ kg/m^3$$



Hình 3.1. Quá trình sấy lý thuyết.

Trạng thái không khí vào buồng sấy:

Ta có: $t_{11} = 65^0C$, $p_{s1} = 0{,}25\ bar$

$d_{11} = d_0 = 17{,}3\ g/kgkkk$

Từ đó xác định được:

$$I_{11} = t_1 + d_1(r + C_{ph}t_1) = 65 + 0{,}0173(2500 + 1{,}9.65)$$

$$= 110{,}38\ kJ/kgkkk$$

$$\varphi_{11} = \frac{d_1 p}{(622 + d_1)p_{s1}} = \frac{17{,}3.0{,}99333}{(622 + 17{,}3)0.25} = 0{,}1075$$

$$= 10{,}75\%$$

$$\rho_{k11} = \frac{p - \varphi_1 p_{s1}}{R_k(273 + t_1)} = \frac{99333 - 0{,}1075.0{,}025.10^5}{287(273 + 65)}$$

$$= 0{,}9963\ kg/m^3$$

Trạng thái không khí ra khỏi buồng sấy

Giai đoạn này là giai đoạn sấy tốc độ không đổi, nhiệt độ vật liệu không đổi và bằng nhiệt độ nhiệt kế ướt, tức là: $t_m = t_{M1} = const$. Nhiệt độ và độ ẩm không khí vào buồng là $t_{11} = 65^0C$, $\varphi_{11} = 10,75\%$. Nhiệt độ nhiệt kế ướt $t_{M1} = 32^0C$. Nhiệt độ vật liệu đưa vào buồng $t_{m1} = t_{M0}$ (t_{M0} là nhiệt độ nhiệt kế ướt ở điều kiện không khí bên ngoài, $t_{M0} \approx 23^0C$). Như vậy, vật liệu vào được gia nhiệt từ $t_{m1} = 23^0C$ đến $t_m = 32^0C$. Để đảm bảo việc truyền nhiệt tốt từ không khí đến vật liệu, ta chọn nhiệt độ khí ra khỏi buồng sấy $t_{21} = t_{m21} + \Delta t$ ($\Delta t = 5 \sim 10^0C$). Vậy $t_{21} = 32 + 8 = 40^0C$, $p_{s2} = 0,07375$ *bar*.

Các thông số còn lại được xác định như sau:

$$d_{21} = \frac{I_{21} - C_{pk}t_{21}}{r + C_{ph}t_{21}} = \frac{110,4 - 40}{2500 + 1,9.40} = 0,02752\ g/kgkk$$

$$\varphi_{21} = \frac{d_{21}p}{(622 + d_{21})p_{s2}} = \frac{27,3.0,99333}{(622 + 27,3)0,07375}$$

$$= 0,566 = 56,6\%.$$

$$\rho_{k21} = \frac{p - \varphi_{21}p_{s2}}{R_k(273 + t_{21})} = \frac{99333 - 0,566.0,07375.10^5}{(622 + 27,3)0,07375}$$

$$= 1,0593\ kg/m^3$$

Tiêu hao không khí lý thuyết

$$l_{01} = \frac{1000}{d_{21} - d_{11}} = \frac{1000}{27,3 - 17,3} = 100\ kg/kgẩm$$

$$L_{01} = l_{01}.W_1 = 100.540 = 54000\ kg = 6750\ kg/h$$

$$V_1 = \frac{L_{01}}{\rho_{k1}} = \frac{6750}{0,9963} = 6775\ m^3/h$$

$$V_{tb1} = \frac{L_{01}}{0,5.(\rho_{k1} + \rho_{k2})} = \frac{6750}{0,5.(0,9963 + 1,0593)} = \frac{6750}{1,0278} = 6567\ m^3/h$$

Tiêu hao nhiệt lý thuyết

$$q_{01} = l_{01}(I_1 - I_0) = 100(110,38 - 69) = 4138\ kJ/kgẩm$$

$$Q_{01} = q_0 W_1 = 4140.540 = 2234520\ kJ$$

$$Q_{01h} = 279315\ kJ/h = 77,625\ kW$$

Cân bằng nhiệt lý thuyết của giai đoạn 1

Nhiệt đưa vào:

$$Q_v = Q_5 + Q_0 = Q_{01} + Q_0$$

ở đây Q_0 là nhiệt do không khí đưa vào:

$$Q_0 = G_0 L_0 = L_{01} I_0 = 6750.69 = 465750\ kJ/h$$

$$= 3726000\ kJ$$

Vậy $Q_v = 2234520 + 3726000 = 5960520\ kJ$

Nhiệt đưa ra khỏi hệ thống:

$$Q_R = Q_1 + Q'_2$$

ở đây:

Q_1 là nhiệt hữu ích:

$$Q_1 = W[(r + C_p t_2) - C_n t_{m1}]$$

$$= 540\{(2500 + 1,9.40) - 4,18.23\} = 1339124\ kJ$$

$$= 167390\ kJ/h = 46,497\ kW$$

Q'_2 là tổn thất nhiệt do khí thoát:

$$Q'_2 = L_{01} I'_2 = L_{01}[t_2 + d_0(r + C_{ph} t_2)$$

$$= 6750([40 + 0,0173(2500 + 1,9.40)]$$

$$= 570812\ kJ/h = 4.566.499\ kJ$$

$$Q_R = 59005623\ kJ$$

$$\Delta Q = 54897\ kJ$$

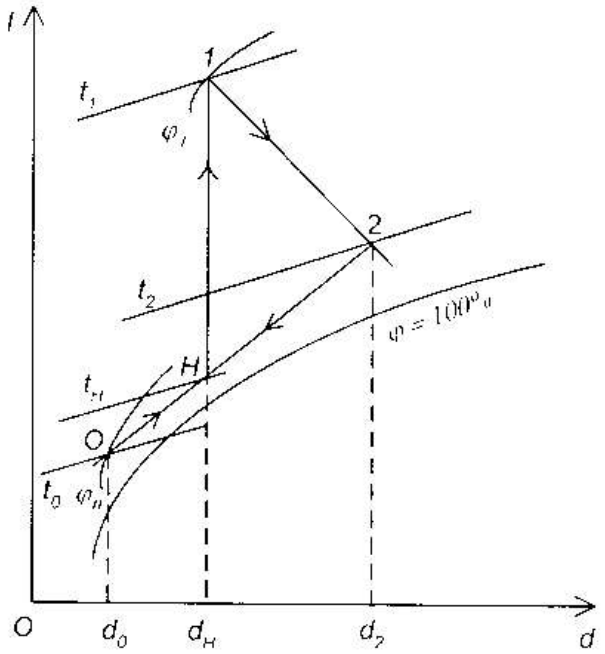
$$\Delta Q\% = 0,92\%$$

Hiệu suất nhiệt của buồng sấy

$$\eta_s = \frac{Q_1}{Q_s} = \frac{1339124}{3726000} = 0,359 = 35,9\%$$

2. Giai đoạn 2

Giai đoạn này nhiệt độ môi chất vào lớn hơn, năng suất bốc hơi ẩm nhỏ hơn nên nhiệt độ khí thoát lớn hơn, vì vậy cần hồi lưu để tiết kiệm nhiệt. Quá trình sấy lý thuyết giai đoạn này biểu diễn trên đồ thị I-d (hình 3.2).



Hình 3.2. Quá trình sấy lý thuyết có hồi lưu

Trong giai đoạn 2 nhiệt độ môi chất vào buồng sấy là $t_{12} = 80^0C$, tương ứng có $p_{s2} = 0,4738$ *bar*. Vì có hồi lưu nên độ ẩm tương đối của môi chất vào buồng sấy sẽ lớn hơn ở giai đoạn 1. Ta chọn độ ẩm tương đối của môi chất vào $\varphi_{12} = 20\%$.

Để tiện lợi cho việc điều chỉnh quạt gió, ta thiết kế sao cho lưu lượng khối lượng không khí ở cả ba giai đoạn như nhau, tức là $L_1 = L_2 = L_3$ hay $W_1 I_1 = W_2 I_2 = W_3 I_3$. Từ đó ta có:

$$I_2 = I_1 \frac{W_1}{W_2} = 100. \frac{540}{270} = 200\ kg/kgẩm$$

$$I_3 = I_1 \frac{W_1}{W_3} = 100. \frac{540}{90} = 600\ kg/kgẩm$$

Các thông số của không khí vào buồng sấy được xác định như sau:

$$d_{12} = 622 . \frac{\varphi_{12} p_{s1}}{p - \varphi_{12} p_{s1}} = \frac{0,2.0,4738}{0,99333 - 0,2.0,4738} = 65,6\ g/kgkk$$

$$I_{12} = t_{12} + d_{12}(r + C_{ph}t_{12}) = 80 + 0,0656(2500 + 1,9.80)$$

$$= 254\ kJ/kgkkk$$

$$\rho_{k12} = \frac{p - \varphi_{12}p_{s1}}{\rho_k(t_{12} + 273)} = \frac{(0,99333 - 0,2.0,4738)10^5}{287.(80 + 273)} = 0,887\ kg/m^3$$

Xác định các thông số môi chất ra khỏi buồng sấy:

$$d_{22} = d_{12} + \Delta d = d_{12} + \frac{1000}{l_2} = 65,6 + \frac{1000}{200} = 70,6\ g/kgkkk$$

$$t_{22} = \frac{I_2 - d_{22}2500}{1 + 1,9.d_{22}} = \frac{254 - 0,0706.2500}{1 + 1,9.0,0706} = 68,33^0C$$

Từ t_{22}, tra bảng hơi nước bão hoà được $p_{s2} = 0,271$.

$$\varphi_{22} = \frac{d_{22}p}{(622 + d_{22})p_{s2}} = \frac{70,6.0,99333}{(622 + 70,6)0,271} = 0,3736 = 37,36\%$$

$$\rho_{k2} = \frac{p - \varphi_{22}p_{s2}}{R_k(273 + t_{22})} = \frac{10^5(0,99333 - 0,3736.0,271)}{287(273 + 68,33)} = 0,9122\ kg/m^3$$

Xác định các thông số trạng thái sau hỗn hợp

Hệ số hồi lưu:

$$n = \frac{G_h}{G_0} = \frac{L_2}{G_0} = \frac{d_{H2} - d_0}{d_{22} - d_{H2}} = \frac{65,6 - 17,3}{70,6 - 65,6} = 9,66$$

Nhiệt độ khí sau hỗn hợp:

$$t_{H2} = \frac{nt_2 + t_0}{n + 1} = \frac{9,66.68,33 + 25}{9,66 + 1} = 64,26^0C$$

Từ t_{H2} tra bảng hơi nước bão hoà được $p_{sH2} = 0,2435\ bar$.

$$d_{H2} = d_{12} = 65,6\ g/kgkkk$$

$$I_{H2} = t_{H2} + d_{H2}(r + C_{ph}t_{H2})$$

$$= 64,26 + 0,0656(2500 + 1,9.64,26) = 236,27\ kJ/kgkkk$$

$$\varphi_{H2} = \frac{d_{H2}p}{(622 + d_{H2})p_{sH2}} = \frac{65,6.0,99333}{(622 + 65,6)0,2435} = 0,389 = 38,9\%$$

$$\rho_{kH2} = \frac{p - \varphi_{H2}p_{sH2}}{R(273 + t_{H2})} = \frac{10^5(0,99333 - 0,389.0,2435)}{287(273 + 64,26)} = 0,928\ kg/m^3$$

Tiêu hao không khí lý thuyết:

$$l_2 = 200\ kJ/kgẩm$$

$$L_2 = l_2.W_2 = 200.270 = 54000\ kg = 6750\ kg/h$$

$$V_{2th} = \frac{L_2}{(\rho_{k1} + \rho_{k2})\frac{1}{2}} = \frac{6750}{(0,887 + 0,9122)\frac{1}{2}} = 7503\ m^3/h$$

Lưu lượng khí mới bổ sung:

$$G_0 = \frac{L_2}{n} = \frac{6750}{9,66} = 968,76\ kg/h$$

Tiêu hao nhiệt:

$$q_{02} = l_2(I_{12} - I_0) = 200(254 - 236,27) = 3546\ kJ/kgẩm$$

$$Q_{02} = q_{02}W_2 = 3546.270 = 957420\ kJ$$

$$Q_{02h} = 119677\ kJ/h = 32,24\ kW$$

Cân bằng nhiệt của hệ thống

Nhiệt đưa vào:

$$Q_v = Q_{02} + Q_0$$

Q_{02} là nhiệt đưa vào buồng sấy;

Q_0 là nhiệt do không khí mới đưa vào.

$$Q_{0h} = G_0I_0 = 968,76.69 = 66844\ kJ/h$$

$$Q_0 = Q_{0h}.\tau_2 = 534755\ kJ$$

Vậy:

$$Q_v = 957420 + 534755 = 1492175\ kJ$$

Nhiệt đưa ra khỏi hệ thống:

$$Q_r = Q_1 + Q'_2$$

Q_1 là nhiệt hữu ích:

$$Q_1 = W_2[(r + C_{ph}t_{42}) - C_n t_{n12}]$$

$$= 270[(2500 + 1,9.64,26) - 4,18.32]$$

$$= 671850\ kJ$$

$$Q_{1h} = Q_1/\tau_2 = 83981\ kJ/h = 23,33\ kW$$

Q'_2 là tổn thất nhiệt do khí thoát:

$$I'_2 = t_{H2} + d_0(r + C_{ph}t_{H2})$$

$$= 64,26 + 0,0173(2500 + 1,9.64,26)$$

$$= 109,6\ kJ/kgkk$$

$$Q'_{2h} = I'_2 G_0 = 109,6.968,76 = 106197,6\ kJ/h$$

$$Q'_2 = 849581\ kJ$$

$$Q_R = 671850 + 849581 = 1521431\ kJ$$

Sai lệch: $\Delta Q = 29256\ kJ$

$\Delta Q\% = 1,96\%$

3. Giai đoạn III

Xác định các thông số vào buồng sấy

Ta có: $t_{13} = 90^0C$; $\varphi_{13} = 10\%$ (chọn).

Từ t_{13} tra bảng hơi nước bão hoà ta được $p_{s1} = 0,7011\ bar$.

Ta xác định được các thông số còn lại:

$$d_{13} = 622.\frac{\varphi_{13}P_{s1}}{p - \varphi_{13}P_{s1}} = 662.\frac{0,1.0,7011}{0,99333 - 0,1.0,7011} = 47,235\ g/kgkk$$

$$I_{13} = t_{13} + d_{13}(r + C_{ph}t_{13}) = 90 + 0,047235(2500 + 1,9.90)$$

$$= 216,16\ kJ/kgkk$$

$$\rho_{k13} = \frac{p - \varphi_{13} p_{s1}}{R_k (273 + t_{13})} = \frac{0{,}99333 - 0{,}1.0{,}7011}{287(273 + 90)} = 0{,}886\ kg/m^3$$

Trạng thái không khí ra khỏi buồng sấy

$$d_{23} = d_{13} + \Delta d = 47{,}235 + \frac{1000}{600} = 48{,}9\ g/kgkkk$$

$$t_{23} = \frac{I_{23} - d_{23}.2500}{1 + C_{ph} d_{23}} = \frac{216{,}6 - 0{,}0489.2500}{1 + 1{,}9.0{,}0489} = 86{,}32^0 C$$

$$\varphi_{23} = \frac{d_{23} p}{(622 + d_{23}) p_{s3}} = \frac{48{,}9.0{,}99333}{(622 + 48{,}9)0{,}61} = 0{,}11898 \approx 12\%$$

(tra bảng theo t_{23} ta được $p_{s3} = 0{,}61\ bar$)

$$\rho_{k23} = \frac{p - \varphi_{23} p_{s3}}{R_k (273 + t_{23})} = \frac{99333 - 0{,}12.0{,}61.10^5}{287(86{,}23 + 273)} = 0{,}892\ kg/m^3$$

Xác định trạng thái môi chất sau hỗn hợp

Hệ số hồi lưu:

$$n = \frac{G_h}{G_0} = \frac{L_3}{G_0} = \frac{d_{H3} - d_0}{d_{23} - d_{H3}} = \frac{47{,}235 - 17{,}3}{48{,}9 - 47{,}235} = 18$$

Nhiệt độ khí sau hỗn hợp:

$$t_{H3} = \frac{n t_{23} + t_0}{n + 1} = \frac{18.86{,}32 + 25}{18 + 1} = 83{,}09^0 C$$

Entanpi của khí sau hỗn hợp:

$$I_{H3} = t_{H3} + d_{H3}(r + C_{ph} t_{H3})$$
$$= 83{,}09 + 0{,}047235(2500 + 1{,}9.83{,}09)$$
$$= 208{,}6\ kJ/kgkkk$$

Độ ẩm tương đối sau hỗn hợp:

$$\varphi_{H3} = \frac{d_{H3} p}{(622 + d_{H3}) p_{sH3}} = \frac{47{,}235.0{,}99333}{(622 + 47{,}235).0{,}536} = 0{,}1308 = 13{,}08\%$$

Khối lượng riêng:

$$\rho_{kH3} = \frac{p - \varphi_{H3} p_{sH3}}{R_k (273 + t_{H3})} = \frac{99333 - 0{,}1308.0{,}536.10^5}{287(83{,}09 + 273)} = 0{,}9034\ kg/m^3$$

Xác định tiêu hao không khí

$$l_{03} = 600\ kg/kgẩm$$

$$L_{03} = l_{03}.W_3 = 6750\ kg/h$$

$$V_{03} = \frac{L_{03}}{\rho_{kH3}} = \frac{6750}{0{,}886} = 7618\ m^3/h$$

Tiêu hao nhiệt lý thuyết

$$q_{03} = l_{03}(I_{13} - I_{H3}) = 600(216.6 - 208{,}6) = 4536\ kJ/kgẩm$$

$$Q_{03} = q_{03} W_3 = 4536.90 = 408240\ kJ$$

$$= 51030\ kJ/h = 14{,}175\ kW$$

Cân bằng nhiệt lý thuyết của hệ thống

Nhiệt đưa vào:

$$Q_v = Q_{03} + Q_0$$

ở đây Q_0 là nhiệt do không khí đưa vào:

$$Q_{0h} = G_0 L_0 = \frac{L_3}{n} I_0 = \frac{6750}{18}.69 = 375.69 = 25875\ kJ/h$$

$$Q_0 = 207000\ kJ$$

Vậy $Q_v = 408240 + 207000 = 615240\ kJ$

Nhiệt đưa ra khỏi hệ thống:

$$Q_R = Q_1 + Q'_2$$

ở đây:

Q_1 là nhiệt hữu ích:

$$Q_1 = W_3[(r + C_{ph} t_{H3}) - C_n t_{m13}]$$

$$= 90[(2500 + 1,9.83,09) - 4,18.48,6] = 220925\ kJ$$

Q'_2 là tổn thất nhiệt do khí thoát

$$Q'_{2h} = G_0 I'_2 = G_0[t_{H3} + d_0(r + C_{ph}t_{H3})]$$

$$= 375[83,09 + 0,0173(2500 + 1,9.83,09)]$$

$$= 48402\ kJ/h$$

$$Q'_2 = Q'_{2h}.\tau_3 = 387213\ kJ$$

$$Q_R = 220925 + 387213 = 608138\ kJ$$

Sai lệch: $\Delta Q = 7102$

$\Delta Q\% = 1,15\%$

III. XÁC ĐỊNH CÁC KÍCH THƯỚC CƠ BẢN CỦA THIẾT BỊ

Tiết diện thông gió của buồng là:

$$F_{kh} = \frac{V_{max}}{v}$$

ở đây V_{max} là lưu lượng khí lớn nhất qua buồng.

Ta thấy rằng giai đoạn sấy 3 là giai đoạn có lưu lượng khí lớn nhất $V_{max} = V_{th3} = 7563\ m^3/h$.

$$F_{kh} = \frac{7563}{2.3600} = 1,05\ m^2$$

Chọn chiều dài chất vật liệu trên xe là $L_m = 1,5\ m$. Vậy chiều cao thông gió là:

$$H_{kh} = \frac{F_{kh}}{L_m} = \frac{1,05}{1,5} = 0,7\ m$$

Số tầng khay vật liệu trong hầm là:

$$m = \frac{H_{kh}}{h_k} = \frac{0,700}{0,05} = 14\ tầng$$

ở đây h_k là khoảng thông khí trên 1 khay.

Chiều cao chất vật liệu là:

$$H_m = m(h_k + h_m) = 14(50 + 30) = 1120\ mm$$

(ở đây h_m là chiều dầy vật liệu trên khay, $h_m = 30\ mm$).

Chiều cao xe goòng là:

$$H_x = H_m + \Delta H_x$$

với H_x là chiều cao bánh xe: $\Delta H_x = 150\ mm$

$$H_x = 1120 + 150 = 1270\ mm$$

Chiều cao bên trong buồng là:

$$H = H_x + \Delta H = 1270 + 80 = 1350\ mm$$

(ΔH là khoảng cách giữa vật liệu trên khay trên cùng tới trần buồng, $\Delta H = 80\ mm$).

Tổng diện tích khay sấy là:

$$F_{kh} = \frac{G_1}{g_1} = \frac{1200}{25} = 48\ m^2$$

g_1 là khối lượng vật liệu trên 1 m^2 khay

Diện tích 1 tầng khay là:

$$F_{1kh} = \frac{F_{kh}}{m} = \frac{48}{14} = 3,43\ m^2$$

Chiều rộng chất vật liệu là:

$$B_m = \frac{F_{1kh}}{L_m} = \frac{3,43}{1,5} = 2,28\ m$$

Chiều rộng bên trong buồng là:

$$B = B_m + 2\Delta B$$

ΔB là chiều rộng kênh dẫn khí: $\Delta B = 0,5\ m$

Vậy: $B = 2,28 + 2.0,5 = 3,28\ m$

Chiều dài bên trong buồng là:

$$L = L_m + 2\Delta L = 1,5 + 2.0,1 = 1,7\ m$$

Chiều cao phủ bì của buồng là:

$$H_N = H + \Delta H_T + \delta + \delta_p$$

ở đây:

ΔH_T - chiều cao để bố trí thiết bị (calorife, quạt gió), $\Delta H_T = 0,7\ m$;

δ - chiều dày trần buồng, $\delta = 80\ mm$;

δ_p - chiều dày lớp trần phụ, $\delta_p = 70\ mm$.

Vậy:

$$H_N = 1,350 + 0,08 + 0,07 = 2,2\ m$$

Chiều rộng phủ bì của buồng:

$$B_N = B + 2\delta = 3,28 + 2.0,08 = 3,44\ m$$

Chiều dài phủ bì của buồng:

$$L_N = L + 2\delta = 1,7 + 2.0,08 = 1,86\ m$$

Các kích thước của buồng được biểu diễn trên hình 3.3.

Diện tích xung quanh của buồng là:

$$F_{xq} = 2(B_N + L_N)H_N = 2(3,44 + 1,86)2,20 = 22,37\ m^2$$

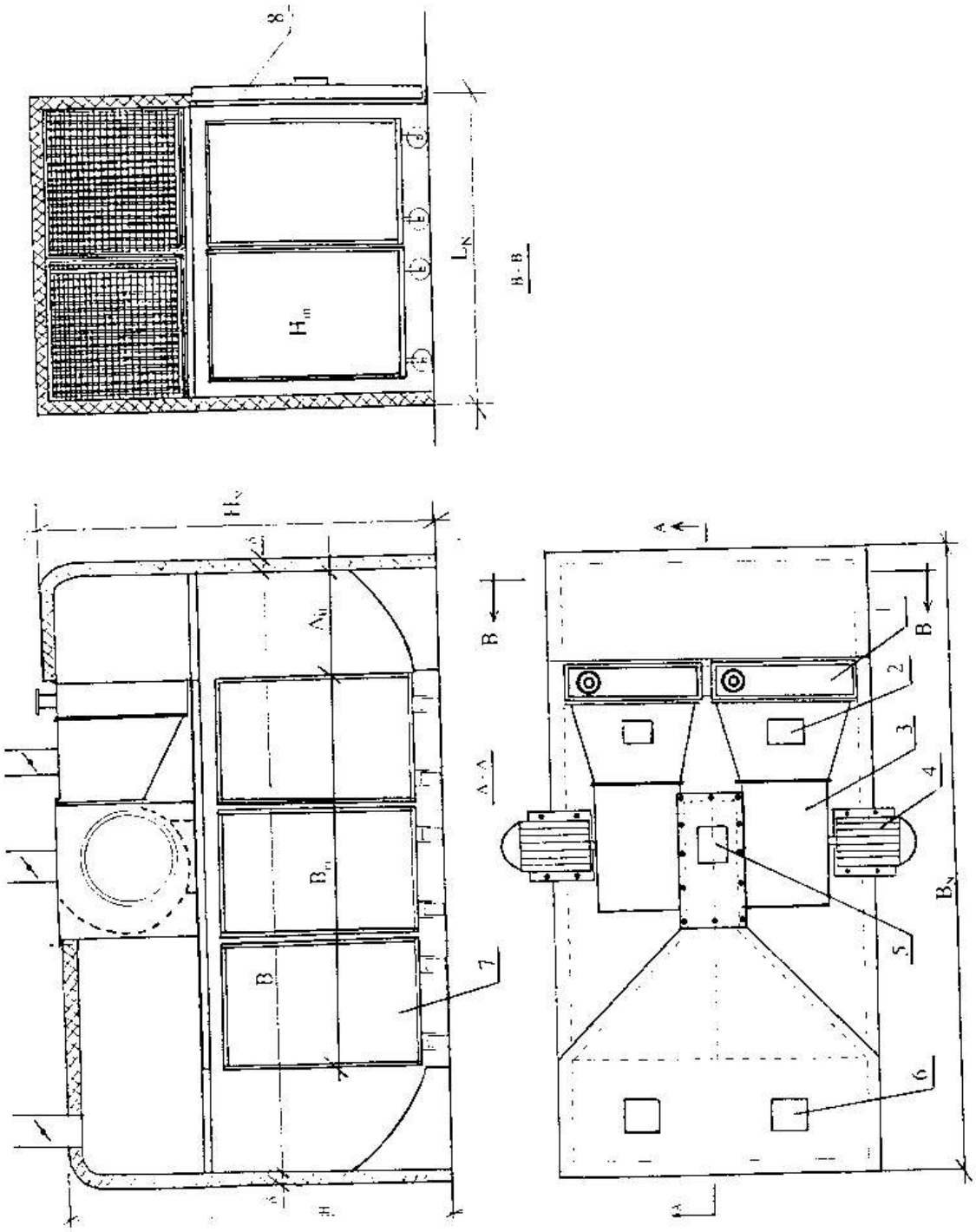
Diện tích trần và nền là:

$$F_{tr} = L_N.B_N = 1,83.3,44 = 6,4\ m^2$$

Xác định kích thước xe goòng:

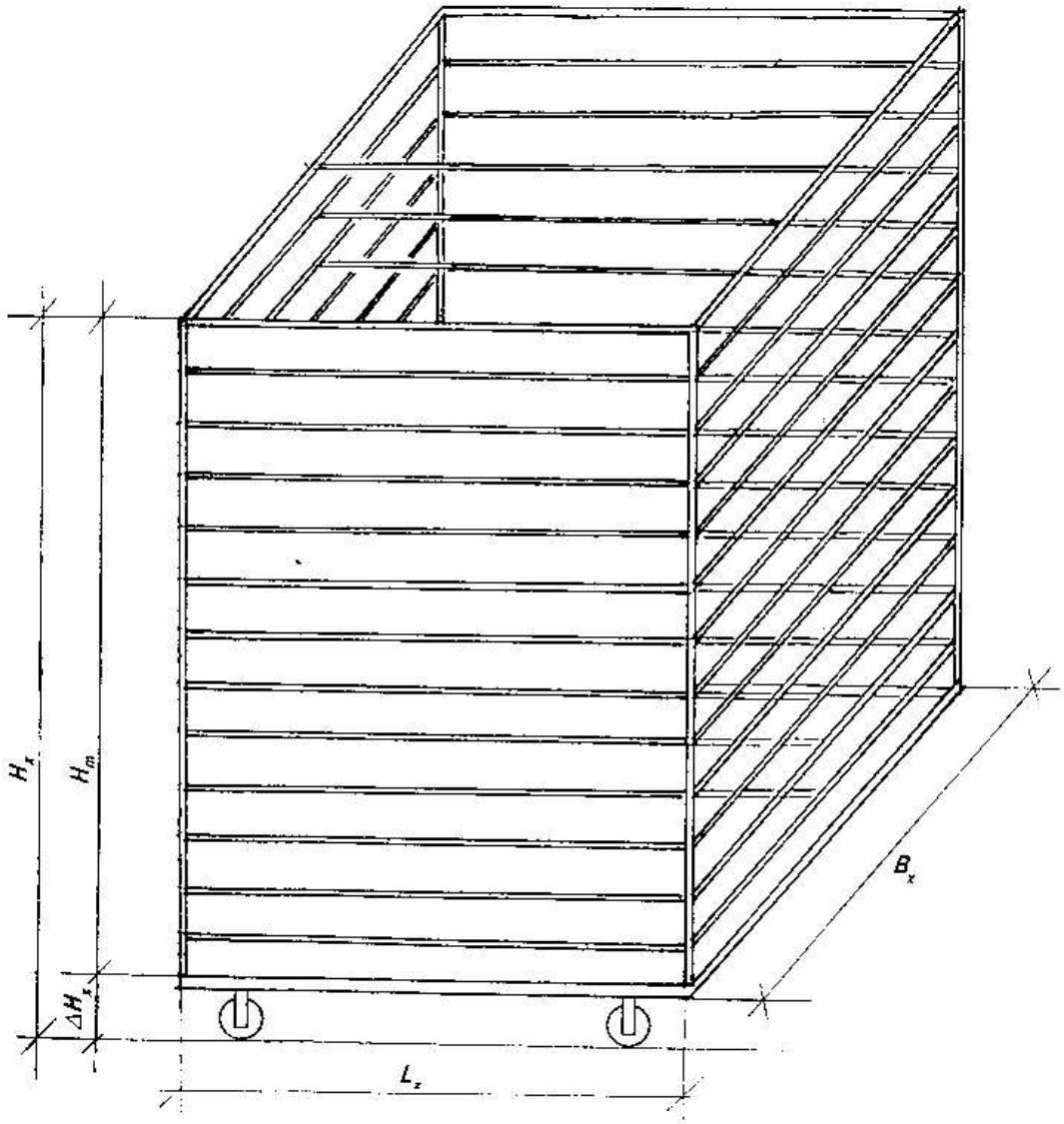
Chiều rộng xe: $B_{xe} = \frac{B_m}{3} = \frac{2,28}{3} = 0,76\ m$

Chiều dài xe: $L_{xe} = \frac{L_m}{2} = \frac{1,5}{2} = 0,75\ m$



Hình 3.3. Các kích thước cơ bản của buồng sấy có hồi lưu:

1. calorife; 2. cửa thải khí; 3. quạt gió; 4. động cơ điện; 5. cửa lấy không khí bên ngoài; 6. cửa thải khí khi không hồi lưu; 7. xe chứa vật liệu sấy; 8. cửa buồng sấy.



Hình 3.4. Cấu tạo xe chất vật liệu sấy.

Chiều cao xe là: $H_{xe} = 1,27\ m$

Như vậy trong hầm bố trí 6 xe.

Kích thước khay sấy:

Chiều dài: $l_{kh} = 0,74\ m$

Chiều rộng: $b_{kh} = 0,74\ m$

Diện tích 1 khay là:

$$f_{kh} = b_{kh}.l_{kh} = 0,74.0,74 = 0,5476\ m^2$$

Số lượng khay là:

$$n_{kh} = 6.14 = 84\ khay$$

Khối lượng vật liệu trên 1 xe:

$$g_{xe} = \frac{1200}{4} = 300\ kg$$

Cấu tạo xe goòng được thể hiện trên hình 3.4.

Khối lượng 1 xe là $m_x = 40\ kg$.

Khối lượng khay sấy là $m_{kh} = 28\ kg$

Khối lượng xe trong hầm là:

$$G_{xt} = 6(40 + 28) = 408\ kg$$

Khối lượng 1 xe cả vật liệu là:

$$G_{mv} = 300 + 68 = 368\ kg$$

IV. TÍNH TOÁN QUÁ TRÌNH SẤY THỰC TẾ

1. Giai đoạn 1

Xác định tổn thất do vật liệu mang đi:

$$Q_{m1} = G_{m1}.C_{m1}(t_{m11} - t_{m21})$$

trong đó: $G_{m1} = G_{21} = 660\ kg$

$$C_{m1} = C_{mk}(1 - \omega_{21}) + C_n\omega_{21}$$

$$= 1,88(1 - 0,64) + 4,8.0,64 = 3,352\ kJ/kgK$$

$$t_{m2} = t_{M1} = 32^oC,\ t_{M1} = t_{M0} = 23^oC$$

Vậy ta có:

$$Q_{m1} = 660.3,352.(32 - 23) = 19911\ kJ$$

$$q_{m1} = \frac{Q_{m1}}{W_1} = \frac{19911}{540} = 36,872\ kJ/kg\hat{a}m$$

Xác định tổn thất nhiệt do thiết bị vận chuyển:

$$Q_{vt1} = G_{vt}.C_{vt}(t_{m2} - t_{m1})$$

$$G_{vt} = 4.(m_{xe} + m_{kh}) = 4.(72 + 30) = 408\ kg$$

$C_{vt} = 0,5\ kJ/kgK$ là nhiệt dung riêng của kim loại xe và khay.

$$Q_{vt} = 408.0,5(32 - 23) = 1836\ kJ$$

$$q_{vt1} = \frac{Q_{vt1}}{w_1} = \frac{1836}{540} = 3,4\ kJ/kgẩm$$

Tổn thất nhiệt do tỏa nhiệt vào môi trường

Tổn thất nhiệt qua tường và cửa:

$$Q_{xq1} = k_{xq1}.F_{xq}(t_{k1} - t_0)$$

trong đó:

k_{xq1} - hệ số truyền nhiệt từ môi chất sấy qua tường bao xung quanh và cửa;

F_{xq} - diện tích tường bao và cửa;

t_{k1} - nhiệt độ trung bình của khí trong buồng;

t_0 - nhiệt độ không khí bên ngoài.

Nhiệt độ khí trong buồng là:

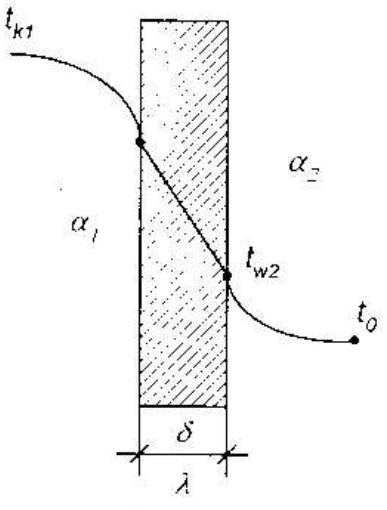
$$t_{k1} = 0,5.(t_{11} + t_{21})$$

$$= 0,5(65 + 40)$$

$$= 50,2^oC$$

$$k_{xq1} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{11}} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_{21}}}$$

Tường bao xung quanh làm bằng thép góc ghép các tấm tôn tráng kẽm có lớp cách nhiệt dày $\delta = 0,075\ m$,



Hình 3.5. Quá trình truyền nhiệt qua tường

$\lambda = 0,1\ W/mK$. Cửa buồng sấy cũng làm bằng thép góc ghép tôn tráng kẽm, ở giữa là lớp cách nhiệt dày 0,075 *m*, như vậy ta coi mật độ dòng nhiệt qua cửa và qua tường bao là như nhau.

Hệ số trao đổi nhiệt đối lưu của khí trong buồng tới tường là α_{11} được xác định theo tài liệu [9] như sau:

Khi v < 5 *m/s* ta có $\alpha_{11} = 6,15 + 4,18.v\ ,\ W/m^2K$

Vậy $\alpha_{11} = 6,15 + 4,18.2 = 14,51\ W/m^2K$

Trao đổi nhiệt từ tường bao đến không khí bên ngoài là đối lưu tự nhiên với hệ số trao đổi nhiệt α_{21}. Muốn xác định α_{21} cần biết nhiệt độ bề mặt tường t_{w2}. Trị số này chưa biết nên phải giả thiết sau đó kiểm tra lại. Việc tính toán theo phương pháp tính lặp cho đến khi sai số nhỏ hơn trị số cho phép.

Giả thiết: $t_{w2} = 31,5^oC$, $\Delta t_2 = t_{w2} - t_0 = 7,5^oC$

Theo tài liệu [9] ta có: $\alpha_0 = 3,29\ W/m^2K$ và hệ số hiệu đính theo nhiệt độ $\varphi_T = 0,975$.

Vậy ta được:

$$\alpha_{21} = \alpha_0.\varphi_T = 3,29.0,975 = 3,207\ W/m^2K$$

$$q_2 = \alpha_{21}.\Delta t = 3,207.(32,5 - 25) = 24,06\ W/m^2$$

Kiểm tra lại giả thiết:

$$t_{w2} = t_{kl} + q_2\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda}\right) = 52,5 - 24,06\left(\frac{1}{14,5} + \frac{0,075}{0,1}\right) = 32,8^0C$$

Sai số so với giả thiết là 0,9% như vậy giả thiết $t_{w2} = 31,5^0C$ là đúng.

$$\alpha_{21} = 3,207\ W/m^2K$$

Từ đó ta tính được:

$$k_{xqt} = \frac{1}{\frac{1}{14,5} + \frac{0,075}{0,1} + \frac{1}{3,207}} = 0,89\ W/m^2K$$

$$Q_{xq1} = 0,89.22,37.(52,5 - 25) = 796\ W$$

Hệ số truyền nhiệt của khí trong buồng qua trần là:

$$k_{tr} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{1t}} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_{2t}}}$$

Trong đó: $\alpha_{2tr} = \alpha_{21}.1,3 = 3,207.1,3 = 4,169\ W/m^2K$

Vậy ta có:

$$k_{tr} = \frac{1}{\frac{1}{14,5} + \frac{0,075}{0,1} + \frac{1}{4,169}} = 0,944\ W/m^2K$$

Nhiệt truyền qua trần buồng sấy là:

$$Q_{tr} = k_{tr}.F_{tr}(t_{k1} - t_{t1}) = 0,944.6,4.(52,5 - 25)$$

$$= 166\ W$$

Nhiệt truyền qua nền buồng sấy là:

$$Q_N = q_N.F_N$$

Theo tài liệu [6]: $q_N = 57\ W/m^2$

Vậy ta có:

$$Q_{N1} = 57.6,4 = 364,8\ W$$

Tổng tổn thất nhiệt vào môi trường là:

$$Q_{51} = Q_{xq1} + Q_{tr1} + Q_{N1}$$

$$= 796 + 166 + 364,8 = 1327\ W = 4776,5\ kJ/h$$

$$q_{51} = \frac{Q_{51}}{W} = \frac{4776,5}{67,5} = 70,76\ kJ/kg\text{ẩm}$$

Từ đó ta xác định được:

$$\Delta = C_{m1}.t_{m1} - (q_{m1} + q_{v1} + q_{51})$$

$$= 4,18.23 - (36,872 + 3,4 + 70,76) = -13,86\ kJ/kg\ ẩm$$

Xác định các thông số của quá trình sấy thực tế:

$$d_{21} = \frac{C_{pk}(t_1 - t_2) + d_1(i_1 - \Delta)}{i_2 - \Delta}$$

$$i_1 = r + C_{ph}t_1 = 2500 + 1,9.65 = 2623\ kJ/kg$$

$$i_2 = r + C_{ph}t_2 = 2500 + 1,9.40 = 2576\ kJ/kg$$

$$d_{21} = \frac{1,01(65 - 40) + 0,0173(2623 - 13,9)}{2576 - 13,9} = 0,0274\ kg/kgkkkhó$$

$$l_1 = \frac{1000}{d_2 - d_1} = \frac{1000}{27,4 - 17,3} = 100\ kg/kgẩm$$

$$I_{21} = I_{11} - \frac{\Delta}{l} = 110,38 - \frac{13,9}{100} = 110,26\ kJ/kgkkk$$

Qua tính toán nhận thấy rằng giai đoạn 1 quá trình sấy thực tế gần với lý thuyết.

Vậy ta có: $L_1 = 6750\ kg/h$ $l_1 = 100\ kg/kgẩm$

$Q_1 = 47,625\ kW$ $q_1 = 4138\ kJ/kgẩm$

2. Giai đoạn 2

Tổn thất nhiệt do vật liệu:

$$Q_{m2} = G_{m2}.C_{m2}(t_{m22} - t_{m12})$$

trong đó: $G_{m2} = G_{22} = 390\ kg$

$$C_{m2} = 1,88(1 - 0,39) + 4,19.0,39$$

$$= 2,777\ kJ/kgK$$

Nhiệt độ vật liệu vào giai đoạn 2 là $t_{m12} = t_{m21} = 32^0C$.

Nhiệt độ vật liệu ra khỏi giai đoạn 2 là $t_{m22} = t_{22} - \Delta t$ (Δt chọn khoảng $10 \div 20^0C$).

Vậy ta có: $t_{m22} = 68,8 - 20 = 48,6^0C$

Vậy ta được: $Q_{m2} = 390.2,777.(48,6 - 32) = 17978\ kJ$

$$q_{m2} = \frac{Q_{m2}}{W_2} = \frac{17978}{270} = 65,6\ kJ/kgẩm$$

Tổn thất do thiết bị vận chuyển:

$$Q_{vt2} = G_{vt}.C_{vt}\ (t_{m2} - t_{m1})$$

$$= 408.0,5\ (48,6 - 32) = 3386,4\ kJ$$

$$q_{vt2} = \frac{Q_{vt2}}{w_2} = \frac{3386,4}{270} = 12,5\ kJ/kgẩm$$

Tổn thất nhiệt vào môi trường xung quanh:

$$Q_{xq2} = k_{xq2}.F_{xq}.\Delta t_2$$

$$k_{xq2} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{12}} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_{22}}}$$

Hệ số trao đổi nhiệt đối lưu của khí bên trong buồng sấy $\alpha_{12} = 14,5\ W/m^2K$, hệ số trao đổi nhiệt đối lưu từ bề mặt tường tới không khí bên ngoài được xác định tương tự giai đoạn 1 ta được $\alpha_{22} = 3,7\ W/m^2K$.

Vậy ta được:

$$k_{xq2} = \frac{1}{\frac{1}{14,5} + \frac{0,075}{0,1} + \frac{1}{3,7}} = 0,918\ W/m^2K$$

Nhiệt độ trung bình của khí trong buồng $t_{k2} = 74,3^0C$:

$$Q_{xq2} = 0,918.22,34.(74,3 - 25) = 1129,9\ W$$

Tổn thất nhiệt qua trần:

$$Q_{tr2} = k_{tr2}\ .F_{tr}\Delta t_2$$

$$k_{tr2} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{12}} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_{tr2}}}$$

trong đó: $\alpha_{tr2} = \alpha_{22}.1,3 = 4,81\ W/m^2K$

$$k_{tr2} = \frac{1}{\frac{1}{14,5} + \frac{0,075}{0,1} + \frac{1}{4,81}} = 0,974\ W/m^2K$$

$$Q_{tr2} = 0,974.6,4.(74,3 - 25) = 307,3\ W = 1106\ kJ/h$$

Tổn thất nhiệt qua nền:

$$Q_{N2} = q_N.F_N = 57.6,4 = 364,8\ W = 1313,3\ kJ/h$$

Tổng tổn thất nhiệt vào môi trường:

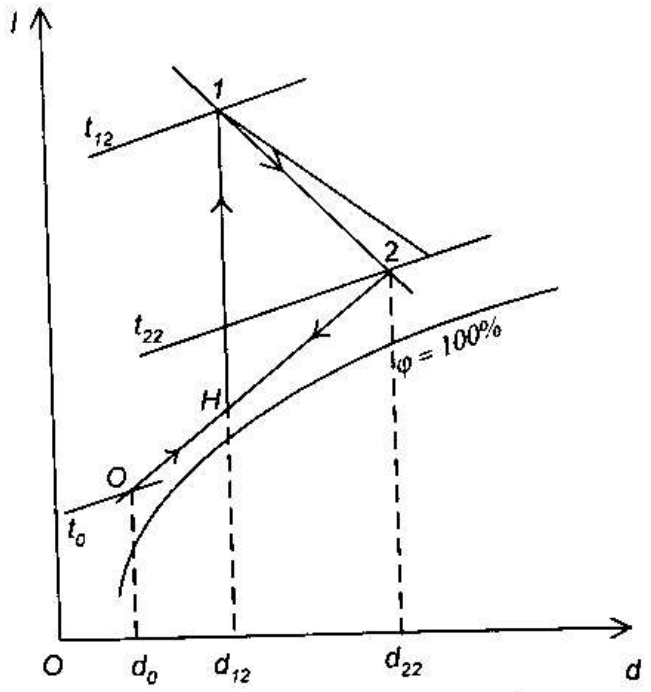
$$Q_{52} = 1124,9 + 307,3 + 364,8 = 1802\ W$$

$$= 6456,5\ kJ/h = 51892\ kJ$$

$$q_{52} = \frac{Q_{52}}{W_2} = \frac{51892}{270} = 192,2\ kJ/kg$$

$$\Delta = C_{nt}.t_{m12} - (q_{m2} + q_{vl2} + q_{52})$$

$$= 4,18.32 - (65,6 + 12,5 + 192,2) = -135,54\ kJ/kg\ ẩm$$



Hình 3.6. Quá trình sấy thực tế.

Xác định các thông số của quá trình sấy thực tế

Quá trình sấy thực tế được biểu diễn trên hình 3.6. Ta có:

$$I_{22} = I_{12} + \frac{\Delta}{l}$$

$$d_{22} = \frac{C_{pk}(t_{12} - t_{22}) + d_{12}(i_1 - \Delta)}{i_2 - \Delta}$$

$$i_1 = r + C_{ph}t_{12} = 2500 + 1,9.80 = 2652\ kJ/kg$$

$$i_2 = r + C_{ph}t_{22} = 2500 + 1,9.68,3 = 2629,77\ kJ/kg$$

$$d_{22} = \frac{1,01(80 - 68,3) + 0,0656(2652 - 136,54)}{2629,77 - 136,54} = 70,35\ kg/kgkkk$$

$$I_{21} = I_{12} - \frac{\Delta}{l} = 254 - \frac{136,54}{210,33} = 253,34,26\ kJ/kgkkk$$

$$l_2 = \frac{1000}{d_{22} - d_{12}} = \frac{1000}{70,35 - 65,6} = 210,33\ kg/kgẩm$$

$$\varphi_{22} = \frac{d_{22}.p}{(622 + d_{22})p_{s2}} = \frac{70,35.0,99333}{(622 + 70,35)0,271} = 0,3724 = 37,24\%$$

$$\rho_{k2} = \frac{p - \varphi_{22}.p_{s2}}{R_k(273 + t_{22})} = \frac{10^5(0,99333 - 0,3724.0,271)}{287(273 + 68,33)} = 0,911\ kg/m^3$$

Xác định các thông số hỗn hợp:

$$n = \frac{G_h}{G_o} = \frac{L_2}{G_o} = \frac{d_{H2} - d_o}{d_{22} - d_{H2}} = \frac{65,5 - 17,3}{70,35 - 65,6} = 10,276$$

$$t_{H2} = \frac{n.t_{22} + t_o}{n + 1} = \frac{10,276.68,33 + 25}{10,276 + 1} = 64,48^0C$$

Tra bảng hơi nước được: $p_{hs2} = 0,245\ bar$

$$I_{H2} = t_{H2} + d_{H2}(r + C_{ph}.t_{H2})$$

$$= 64,48 + 0,0656\ (2500 + 1,9.64,48) = 236,52\ kJ/kgkkkhô$$

$$\varphi_{H2} = \frac{d_{H2}.p}{(622 + d_{22})p_{Hs2}} = \frac{65,6.0,99333}{(622 + 65,6)0,245} = 0,3868 = 38,68\%$$

$$\rho_{H2} = \frac{p - \varphi_{H2}.p_{sH2}}{R_k(273 + t_{H2})} = \frac{(0,99333 - 0,3868.0,245)10^5}{287(273 + 64,48)} = 0,9277 \ kg/m^3$$

Tiêu hao không khí thực tế:

$l_2 = 210,33 \ kg/kgẩm$

$L_2 = l_2.W_2 = 56789 \ kg = 7098,6 \ kg/h$

$$V_{th2} = \frac{L_2}{(\rho_{k1} + \rho_{k1})\frac{1}{2}} = \frac{7098,6}{(0,887 + 0,911)\frac{1}{2}} = 7886 \ m^3/h$$

Tiêu hao nhiệt thực tế:

$q_2 = l_2(I_{12} - I_{H2}) = 210,33.(254 - 236,52) = 3676.57 \ kJ/kgẩm$

$Q_2 = q_2W_2 = 3676,57.270 = 992,673 \ kJ$

$= 124,084 \ kJ/h = 34,468 \ kW$

Lập cân bằng nhiệt

Nhiệt đưa vào hệ thống:

$$Q_v = Q_s + Q_{o2}$$

trong đó: $Q_s = Q_2$

$$Q_{02h} = G_0.I_0 = \frac{L_2}{n} I_0 = \frac{7098,6}{18} 69 = 47665 \ kJ/h$$

$Q_{02} = Q_{02h}.\tau_2 = 381318 \ kJ$

$Q_v = 992673 + 381318 = 1373991 \ kJ$

Nhiệt đưa ra khỏi hệ thống:

$$Q_R = Q_{12} + Q'_{22} + Q_{m2} + Q_{52}$$

trong đó:

Q_{12} là nhiệt hữu ích:

$$Q_{12} = W_2[r + C_{ph}.t_{H2} - C_n.t_{m12}]$$

$$= 270.(2500 + 1,9.64,48 - 4,18.32) = 671,963\ kJ$$

Q'_{22} là tổn thất nhiệt do khí thoát:

$$Q'_{22} = I'_2.G_0$$

$$I'_2 = t_{H2} + d_0(r + C_{ph}t_{H2}) = 64,48 + 0,0173(2500 + 1,9.54,48)$$

$$= 109,85\ kJ/kgkkkhô$$

$$Q'_2 = 109,85.690,79 = 75883\ kJ/h = 607066\ kJ$$

$$Q_R = 671693 + 607066 + 17978 + 3386 + 51892 = 1352285\ kJ$$

Sai lệch cân bằng: $\Delta Q = 21706\ kJ$

$$\Delta Q\% = 1,57\%$$

Hiệu suất sử dụng nhiệt của buồng sấy:

$$\eta_s = \frac{Q_1}{Q_2} = \frac{671963}{992673} = 0,677 = 67,7\ \%$$

3. Giai đoạn 3

Tổn thất nhiệt do vật liệu:

$$Q_{m3} = G_{m3}.C_{m3}(t_{m23} - t_{m13})$$

Trong đó: $G_{m2} = G_2 = 300\ kg$

$$C_{m2} = 1,88(1 - \omega_{23}) + 4,18.\omega_{23} = 1,88(1 - 0,2) + 4,18.0,2$$

$$= 2,3\ kJ/kgK$$

$$t_{m13} = t_{m22} = 48,6^0C$$

$$t_{m23} = t_{23} - 20^oC = 84,5 - 20 = 64,5^oC$$

Vậy ta có: $Q_{m3} = 300.2,3.(64,5 - 48,6) = 10971\ kJ$

$$q_{m3} = \frac{Q_{m3}}{W_3} = \frac{10971}{90} = 121,9\ kJ/kgẩm$$

Tổn thất nhiệt do thiết bị vận chuyển:

$$Q_{vt3} = G_{vt}.C_{vt}.(t_{m23} - t_{m13}) = 408.0,5\ (64,5 - 48,6) = 3243,6\ kJ$$

$$q_{vt3} = \frac{Q_{vt3}}{W_3} = \frac{3243,6}{90} = 36,04\ kJ/kg\text{ẩm}$$

Tổn thất nhiệt do tỏa nhiệt vào môi trường:

Tổn thất nhiệt qua tường bao và cửa:

$$Q_{xq3} = k_{xq3}.F_{xq}.\Delta t_3$$

Ở đây:
$$k_{xq3} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{13}} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_{23}}}$$

Các hệ số trao đổi nhiệt $\alpha_{13} = \alpha_{12} = \alpha_{11} = 14,5\ W/m^2K$, α_{23} được xác định tương tự như trong giai đoạn 1, ta có: $\alpha_{23} = 3,958\ W/m^2K$.

Vậy ta được:
$$k_{xq3} = \frac{1}{\frac{1}{14,5} + \frac{0,075}{0,1} + \frac{1}{3,958}} = 0,933\ W/m^2K$$

$$Q_{xq3} = 0,933.22,37(87,25 - 25) - 1357\ W$$

Tổn thất nhiệt qua trần: $Q_{tr3} = k_{tr3}.F_{tr3}.\Delta t_3$

Hệ số trao đổi nhiệt đối lưu từ trần tới không khí bên ngoài: $\alpha_{tr3} = \alpha_{23}.1,3 = 5,145\ W/m^2K$.

Vậy ta có:
$$k_{tr3} = \frac{1}{\frac{1}{14,5} + \frac{0,075}{0,1} + \frac{1}{5,145}} = 0,988\ W/m^2K$$

$$Q_{tr2} = 0,988.6,4.(87,25 - 25) = 393,6\ W$$

Tổn thất nhiệt qua nền:

$$Q_{N3} = q_N.F_N = 57.6,4 = 364,8\ W$$

Tổn thất nhiệt do tỏa nhiệt vào môi trường là:

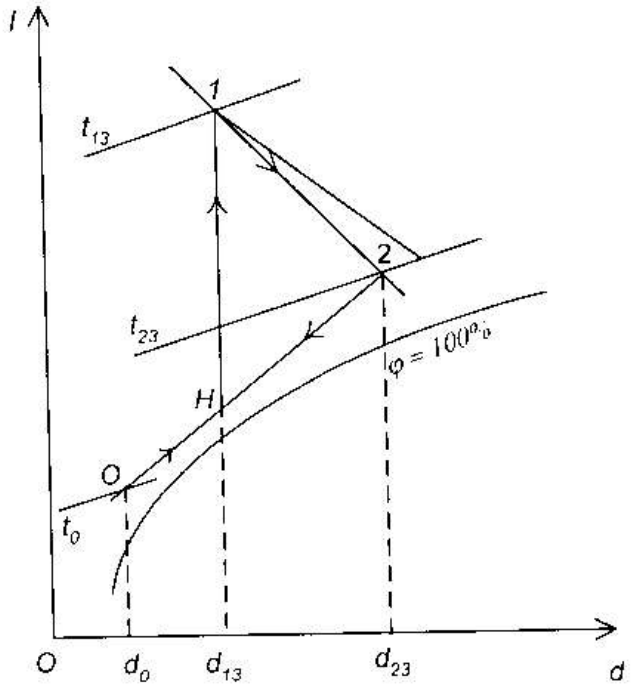
$$Q_{53} = Q_{xq3} + Q_{tr3} + Q_{N3} = 1357 + 393,6 + 364,8 = 2115,4\ W$$
$$= 7615,5\ kJ/h = 62924\ kJ$$

$$q_{53} = \frac{Q_{53}}{W_{h3}} = \frac{7615,5}{11,25} = 676,9 \ kJ/kg$$

$$\Delta_3 = C_{m1}.t_{m1} - (q_{m3} + q_{vl3} + q_{53})$$

$$= 4,18.48,6 - (121,9 + 36,04 + 676,9)$$

$$= - 631,65 \ kJ/kg \ ẩm$$



Hình 3.7. Quá trình sấy thực tế.

Xác định các thông số của quá trình sấy thực tế. Quá trình sấy thực tế được biểu diễn trên hình 3.7. Ta có:

$$d_{22} = \frac{C_{pk}(t_{13} - t_{23}) + d_{13}(i_1 - \Delta)}{i_2 - \Delta}$$

$$i_1 = r + C_{ph}t_1 = 2500 + 1,9.90 = 2671 \ kJ/kg$$

$$i_2 = r + C_{ph}t_2 = 2500 + 1,9.86 = 2662 \ kJ/kg$$

$$d_{23} = \frac{1,01(80 - 86) + 0,0472(2671 - 631,65)}{2662 - 631,65} = 0,04975$$

$$= 70,35 \ kg/kgkkk$$

$$l_3 = \frac{1000}{d_{23} - d_{13}} = \frac{1000}{49,75 - 47,23} = 821\ kg/kgẩm$$

$$I_{23} = I_1 - \frac{\Delta}{l} = 216,2 - \frac{631,65}{821} = 2215,4\ kJ/kgkkk$$

$$\varphi_{23} = \frac{d_{23}p}{(622 + d_{23})p_{s3}} = \frac{48,45.0,99333}{(622 + 48,45)0,61} = 12\ \%$$

$$\rho_{k23} = \frac{p - \varphi_{23}p_{s3}}{R_k(t_{23} + 273)} = \frac{0,99333 - 0,12.0,61}{287(86,32 + 273)} = 0,868\ kg/m^3$$

Xác định các thông số của trạng thái hỗn hợp:

$$n = \frac{d_{H3} - d_{v}}{d_{23} - d_{H3}} = \frac{47,235 - 17,3}{48,9 - 47,235} = 18$$

$$t_{H3} = \frac{n.t_{23} + t_{v}}{n + 1} = \frac{18.86,32 + 25}{18 + 1} = 83,09^{\circ}C$$

$$I_{H2} = 83,09 + 0,047235\ (2500 + 1,9.83,09)$$

$$= 208,6\ kJ/kgkkkhô$$

$$\varphi_{H3} = \frac{47,235.0,99333}{(622 + 47,235)0,536} = 0,1308 = 13,08\%$$

$$\rho_{H3} = \frac{0,99333 - 0,1308.0,536}{287(273 + 83,09)} = 0,9034\ kg/m^3$$

Tiêu hao không khí thực tế

$$l_3 = 821\ kg/kgẩm$$

$$L_3 = l_3.W_3 = 821.90 = 73890\ kg = 9236,25\ kg/h$$

$$V_3 = \frac{L_3}{\rho_{13}} = \frac{9236,25}{0,886} = 10425\ m^3/h$$

$$V_{3tb} = \frac{L_3}{\frac{1}{2}(\rho_{13} + \rho_{23})} = \frac{9236,25}{\frac{1}{2}(0,886 + 0,868)} = 10531\ m^3/h$$

Tiêu hao nhiệt:

$$q_3 = l_3(I_{13} - I_{H3}) = 821.(216,16 - 208,6) = 6206,76\ kJ/kgẩm$$

$$Q_3 = l_3 W_3 = 6026,76.90 = 558608\ kJ$$

$$= 69826\ kJ/h = 19,396\ kW$$

Cân bằng nhiệt của hệ thống:

Nhiệt đưa vào hệ thống:

$$Q_v = Q_s + Q_0$$

trong đó: $Q_s = Q_3$

$$Q_{0h} = G_0.I_0$$

$$G_0 = \frac{L}{n} = \frac{9326,25}{18} = 518,1\ kg/h$$

$$Q_{0h} = 518.69 = 35751\ kJ/h$$

$$Q_0 = Q_{oh}.\tau_3 = 286005\ kJ$$

Nhiệt đưa ra khỏi hệ thống:

$$Q_R = Q_{13} + Q'_{23} + Q_{m3} + Q_{vl3} + Q_{53}$$

trong đó: $Q'_{23} = G_0.I'_2$

$$I'_2 = t_{H3} + d_0(r + C_{ph}t_{H3})$$

$$= 83,09 + 0,0173(2500 + 1,9.83,09)$$

$$= 129,07\ kJ/kgkkkhô$$

$$Q'_{23} = 129,07.518,1 = 66874\ kJ/h$$

$$Q_{13} = W_3[r + C_{ph}.t_{H3} - C_n.t_{m3}]$$

$$= 90.(2500 + 1,9.83,09 - 4,18.48,6) = 220925\ kJ$$

$$Q_v = 558608 + 286005 = 844613\ kJ$$

$$Q_R = 833059 + 220925 + 534995 + 10971 +$$

$$+ 3244 + 62924 = 833059\ kJ$$

Sai lệch: $\Delta Q = 11554\ kJ$

$$\Delta Q\% = \frac{11554}{844613}100\% = 1,36\%$$

Hiệu suất sử dụng nhiệt của buồng sấy:

$$\eta_s = \frac{Q_1}{Q_2} = \frac{220925}{558608} = 0,3955 = 39,95\%$$

V. TÍNH TOÁN CHỌN CALORIFE

1. Công suất nhiệt của calorife

$$Q_{cal} = \frac{Q_s}{\eta_{cal}} = \frac{Q_1}{\eta_{cal}}$$

ở đây:

Q_1 - nhiệt cấp cho buồng sấy ở giai đoạn I, $Q_1 = 47,625\ kW$

η_{cal} - hiệu suất nhiệt của calorife, $\eta_{cal} = 0,95$

Vậy:

$$Q_{cal} = \frac{47,625}{0,95} = 50,13\ kW$$

2. Tiêu hao hơi nước ở calorife

$$D = \frac{Q_{cal}}{i_h - i'}\ ,\ kg/s$$

trong đó:

i_h là entanpi của hơi vào calorife. Đây là hơi bão hoà khô ở 5 *bar* vậy $i_h = i'' = 2749\ kJ/kg$;

i' là entanpi của nước bão hòa, $i' = 640\ kJ/kg$.

Vậy:

$$D = \frac{47,625}{2749 - 640} = 0,02258 \ kg/s = 81,29 \ kg/h$$

3. Xác định bề mặt truyền nhiệt của calorife

Cấu tạo của calorife hơi nước - không khí được giới thiệu trong phần phụ lục.

Bề mặt truyền nhiệt của calorife là:

$$F = \frac{Q_{cal}\eta_{cal}}{k\Delta t_{th}} \quad , \quad m^2$$

ở đây:

F - bề mặt truyền nhiệt phía có cánh:

k - hệ số truyền nhiệt:

Δt_{th} - độ chênh nhiệt độ trung bình.

Hệ số truyền nhiệt k được xác định theo bảng ở phần phụ lục. Để xác định trị số k cần giả thiết lưu tốc của không khí qua calorife ρ.v kg/m^2s sau đó kiểm tra lại.

Giả thiết lưu tốc không khí 10 kg/m^2s ta xác định được k = 30,5 W/m^2K.

Độ chênh nhiệt độ trung bình được xác định theo công thức:

$$\Delta t_{th} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \varepsilon_{\Delta t}$$

trong đó: $\Delta t_1 = t_s - t_{k1}$; $\Delta t_2 = t_s - t_{k2}$

t_s - nhiệt độ bão hòa của hơi nước ở áp suất 5 *bar*, $t_s = 152^oC$;

t_{k1} - nhiệt độ khí vào calorife, $t_{k1} = t_0 = 25^oC$;

t_{k2} - nhiệt độ không khí ra khỏi calorife, $t_{k2} = 65^oC$;

$\varepsilon_{\Delta t}$ - hệ số hiệu đính xác định theo đồ thị [7], $\varepsilon_{\Delta t} = 1$.

Vậy ta có:

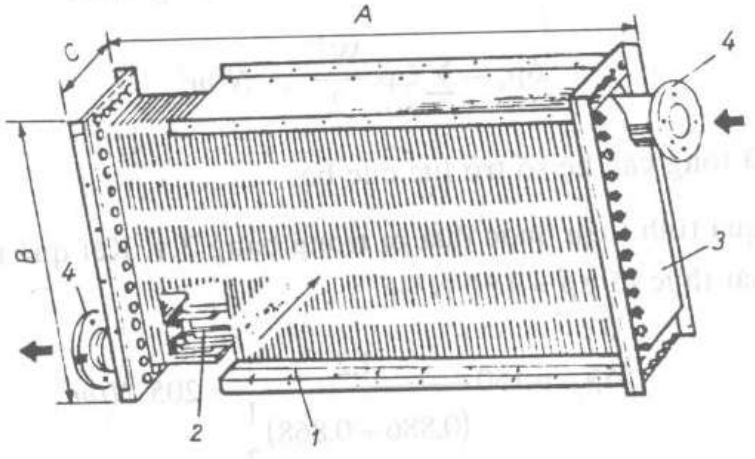
$$\Delta t_{th} = \frac{(152-40)-(152-65)}{\ln\frac{152-40}{152-65}} = 99{,}2\ ^{\circ}C$$

Thay các giá trị vào công thức (1) ta được:

$$F = \frac{50{,}13.0{,}95.10^3}{30{,}5.99{,}2} = 15{,}7\ m^2$$

Từ trị số diện tích bề mặt trao đổi nhiệt F = 15,7 m^2 ta chọn calorife kiểu KΦ4 bảng 5 PL1. Tiết diện thông khí của calorife này là f_k = 0,195 m^2. Kiểm tra lại lưu tốc không khí:

Ta có lưu tốc không khí $\rho.v = \frac{L_1}{f_k} = \frac{6750}{0{,}195.3600} = 9{,}615\ kg/m^2s$. Ta thấy lưu tốc tính toán được so với trị số chọn sai khác nhỏ khoảng 4%. Vậy chọn calorife KΦ4 là chấp nhận được. Diện tích bề mặt trao đổi nhiệt là F_{cal} = 16,7 m^2, trở lực của calorife là Δp_{cal} = 11,5 mmH_2O. Các kích thước chính của calorife được đưa ra trên hình 3.8.



Hình 3.8. Calorife của buồng sấy.

VI. TÍNH TOÁN KHÍ ĐỘNG, CHỌN QUẠT GIÓ

Sơ đồ tính toán khí động được biểu diễn trên hình 3.9. Lưu lượng không khí tính toán là lưu lượng thể tích lớn nhất $V_{13} = 10425\ m^3/h$.

Các hệ số trở lực cục bộ được xác định theo [12], tốc độ không khí tại các tiết diện tương ứng được xác định theo công thức quen thuộc sau:

$$v_{kk} = \frac{V_{13}}{f}$$

Ở đây f là diện tích tiết diện tính toán tương ứng. Hệ số trở lực ma sát khi không khí chuyển động trên bề mặt vật liệu sấy được lấy theo kinh nghiệm $\lambda = 0,5$.

Tổn thất áp suất do ma sát của không khí chuyển động trên bề mặt vật liệu là:

$$\Delta p_l = \lambda \frac{L}{d} \rho \frac{W^2}{2} \quad , \quad N/m^2$$

ở đây: L - chiều dài xếp vật liệu $L = L_{vl}$;

ρ - khối lượng riêng của không khí trong buồng sấy;

W - tốc độ của không khí trong buồng sấy.

Tổn thất áp suất cục bộ được xác định theo công thức:

$$\Delta p_c = \sum \xi . \rho . \frac{W^2}{2} \quad , \quad N/m^2$$

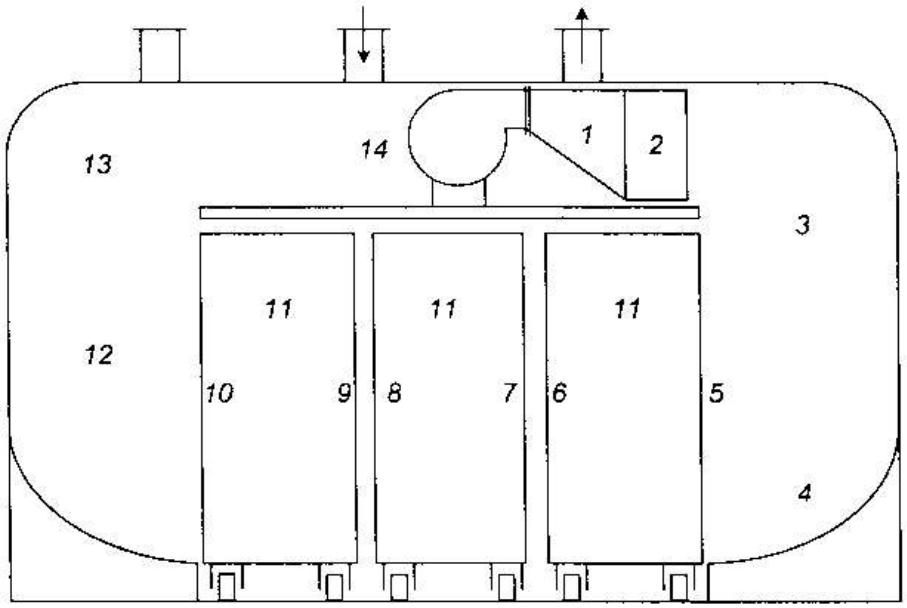
Σξ là tổng các hệ số trở lực cục bộ.

Các kết quả tính toán được đưa ra trong bảng 3.1. Kết quả ta được tổng tổn thất áp suất thực tế $\Delta p = 150\ N/m^2$

$$\Delta p_{tt} = 150 \frac{1,2}{(0,886 + 0,868)^{\frac{1}{2}}} = 205\ N/m^2$$

Với lưu lượng $V = 10425\ m^3/h$, $\Delta p_{tt} = 205\ N/m^2$ ta chọn 2 quạt Ц4/70, № 5 phụ lục 2, mục D.

Chế độ làm việc có hiệu suất $\eta = 0,7$, $\omega = 110$ *rad/s* = 1051 *v/p*.



Hình 3.9. Sơ đồ tính toán thuỷ lực

Bảng 3.1

Kết quả tính toán

Thứ tự	Vị trí tính toán	Tốc độ	Khối lượng riêng	Hệ số trở lực	Tổn thất áp suất
		v, *m/s*	ρ, *kg/m³*	ξ	Δp, *N/m²*
1	Côn đầu đẩy	3,2	0,886	0,25	1,134
2	Calorife		0,886		115,0
3	Ngoặt 90^0	3,2	0,886	1,1	4,983
4	Ngoặt 90^0	2,76	0,886	1,1	4,983
5	Vào khay sấy	2,76	0,868	0,18	0,595
7, 9	Vào khay sấy	2,76	0,868	0,18	1,190
6, 8, 10	Ra khỏi khay	2,76	0,868	0,25	2,475
11	Qua khay	2,76	0,868		15,700
12	Ngoặt 90^0	3,2	0,868	1,1	4,88
13	Ngoặt 90^0	3,2	0,868	1,1	4,88
14	Vào quạt	3,2	0,9034	1,1	5,08
Cộng					160,9

Chế độ làm việc của quạt V = 5215 m^3/h, Δp = 220 N/m^2, n = 879 *v/phút*, η = 0,7.

Các kích thước chính của quạt được đưa ra trên hình:

Công suất của quạt là:

$$N_c = \frac{V.\Delta p 10^{-3}}{\eta} = \frac{5215.230.10^{-3}}{0,7.3600} = 0,476 \ kW$$

Công suất động cơ chạy quạt là:

$$N_{dc} = \frac{N_c}{\eta_{td}}\varphi = \frac{0,452}{1}1,3 = 0,618 \ kW = 0,65 \ kW$$

ở đây: quạt nối trực tiếp với động cơ η_{td} = 1. Hệ số dự phòng φ = 1,3.

VÍ DỤ 2

Thiết kế hầm sấy gỗ năng suất 10000 m^3 gỗ tiêu chuẩn 1 năm.

Loại gỗ: gỗ thông.

Kích thước: dài 4 *m*, rộng 0,2 *m*, dày 0,32 *m*.

Độ ẩm đầu: ω_{01} = 80%, độ ẩm cuối ω_{02} = 12%.

Chất tải nhiệt là hơi nước áp suất 5 *bar*

I. XÁC ĐỊNH NHIỆM VỤ THIẾT KẾ

1. Lượng ẩm bốc hơi:

$$W = \rho_{tc}.V_{tc}.(\omega_{01} - \omega_{02})$$

$$= 430.10000\ (0,8 - 0,12) = 2924000 \ kg$$

2. Xác định công suất hầm sấy

Chọn thời gian làm việc trong năm là 335 ngày, vậy ta có:

a) Lượng ẩm bốc hơi trong 1 *h* là:

$$W_h = \frac{W}{335.24} = \frac{2924000}{335.24} = 364 \quad kg/h$$

b) Công suất hầm sấy:

Chọn một hầm sấy với năng suất bốc hơi ẩm $W_h = 364\ kg/h$.

Lượng sản phẩm đưa ra khỏi hầm là:

$$V_2 = \frac{V_{tc}}{335.24} = 1{,}24378\ m^3/h$$

$$G_2 = \rho_{tc}.V_2 = 430.1{,}24378 = 534{,}8\ kg/h.$$

Lượng vật liệu đưa vào hầm là:

$$G_1 = G_2 + W = 634{,}8 + 364 = 998{,}8\ kg/h.$$

II. CHỌN KIỂU THIẾT BỊ

Gỗ là một loại sản phẩm khá đặc biệt yêu cầu cao về chất lượng sấy. Đây là loại gỗ ván sàn yêu cầu chất lượng sấy loại III. Với công suất sấy khá cao nên ta chọn hầm sấy kiểu ngược chiều kiểu Xnhimov - Ghiprorev - 56 (Liên Xô cũ) [2].

III. CHỌN CHẾ ĐỘ SẤY

Gỗ là loại sản phẩm sấy không cho phép nứt, vênh. Chế độ sấy cần chọn cả hai thông số nhiệt độ và độ ẩm tương đối (hay độ chênh nhiệt độ khô ướt Δt).

Theo tài liệu [2] ta chọn chế độ sấy tăng cường.

Nhiệt độ môi chất vào hầm $t_1 = 101^oC$.

Độ chênh nhiệt độ khô ướt $\Delta t_1 = 26^oC$.

Nhiệt độ nhiệt kế ướt tương ứng $t_M = 75^oC$.

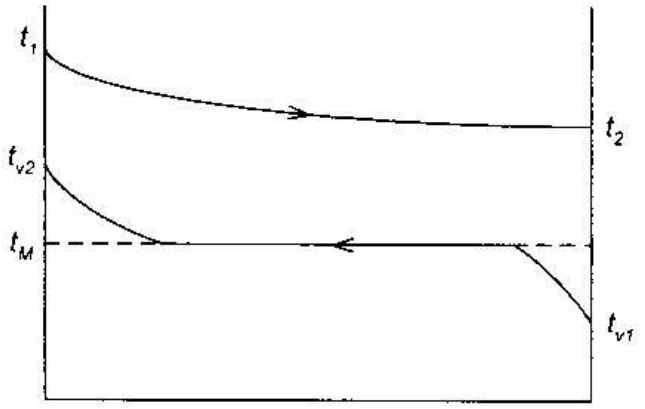
Độ chênh độ khô ướt của không khí ra khỏi hầm là $\Delta t_2 = 5^oC$. Như vậy nhiệt độ không khí ra khỏi hầm là $t_2 = t_M + 5^oC = 80^oC$.

Chế độ lưu động của khí trong hầm là chế độ tuần hoàn cưỡng bức mạnh với tốc độ môi chất v > 2 *m/s*,

Nhiệt độ không khí bên ngoài (trong phân xưởng) là $t_0 = 25^oC$, độ ẩm tương đối là $\varphi_0 = 85\%$.

Nhiệt độ vật liệu đầu vào hầm là $t_{v1} = 22^oC$ (nhiệt độ nhiệt kế ướt ở điều kiện không khí trong xưởng).

Nhiệt độ vật liệu ra khỏi hầm là $t_{v2} = t_1 - \Delta t$, chọn $\Delta t = 21^oC$ vậy $t_{v2} = 101 - 21 = 80^oC$.



Hình 3.10. Chế độ nhiệt độ trong hầm sấy.

Để đảm bảo chế độ sấy như trên yêu cầu phải hồi lưu khí thoát hòa trộn với khí bên ngoài sau đó đi vào calorife có vậy mới đảm bảo thông số môi chất vào t_1 và Δt_1 như trên. Đồng thời với nhiệt độ khí thoát $t_2 = 80^oC$ (nếu không hồi lưu sẽ tổn thất nhiệt rất lớn, dùng hồi lưu sẽ tiết kiệm nhiệt đáng kể).

IV. XÁC ĐỊNH THỜI GIAN SẤY

Thời gian sấy gỗ được xác định theo công thức thực nghiệm [2] sau:

$$\tau = 120\ A_1A_2A_3A_4A_5A_6 \quad , \ h$$

trong đó:

120 là thời gian sấy gỗ tiêu chuẩn;

A_1 là hệ số phụ thuộc loại gỗ. Gỗ thông $A_1 = 0,9$;

A_2 là hệ số phụ thuộc vào chiều dày gỗ, khi δ = 32 *mm* thì A_2 = 0,52;

A_3 là hệ số phụ thuộc chiều rộng gỗ, với tỷ số chiều rộng/chiều dày b/δ = 6,25 thì A_3 = 1,25;

A_4 là hệ số phụ thuộc loại chất lượng sấy gỗ. Chất lượng sấy gỗ loại III, A_4 = 0,9;

A_5 hệ số phụ thuộc sự tuần hoàn môi chất. Khi môi chất tuần hoàn cưỡng bức mạnh $v_k > 2$ *m/s* thì A_5 = 1,0.

A_6 hệ số phụ thuộc vào độ ẩm gỗ:

$$A_6 = 1,43\lg\frac{\omega_{01}}{\omega_{02}} = 1,43\lg\frac{0,8}{0,12} = 1,178$$

Vậy ta có:

$$\tau = 120.0,9.0,52.1,25.0,9.1,178 = 72\ h$$

V. TÍNH TOÁN NHIỆT QUÁ TRÌNH SẤY

1. Tính toán quá trình sấy lý thuyết

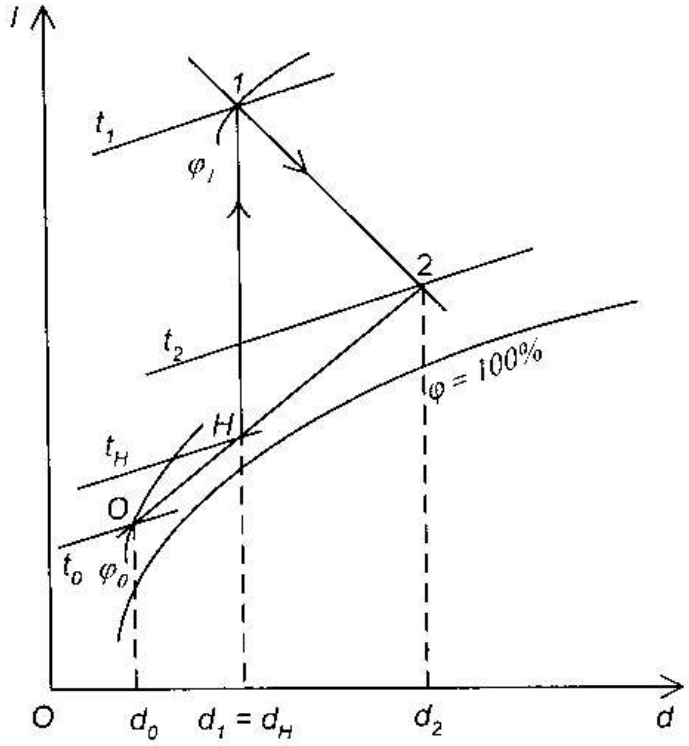
Quá trình sấy lý thuyết có hồi lưu biểu diễn trên đồ thị I-d (hình 3.11). Trong đó điểm O là trạng thái không khí bên ngoài có t_0, φ_0.

Điểm 1 là trạng thái không khí vào buồng sấy có t_1, φ_1. Điểm 2 là thông số không khí ra khỏi hầm sấy có t_2, φ_2. Điểm H là trạng thái hỗn hợp giữa không khí bên ngoài và không khí hồi lưu. Đây là trạng thái không khí vào calorife.

a) Tính toán các thông số trạng thái không khí bên ngoài

Trạng thái không khí bên ngoài dùng để tính toán hệ thống sấy khác xa với trạng thái không khí tính toán ngoài trời khi tính toán điều hòa không khí. Vì không khí bên ngoài lấy vào thiết bị sấy là không khí trong phân xưởng sấy thường cao hơn nhiều so với không khí ngoài trời và thường ổn định hơn so với trạng thái không khí ngoài trời. Ở Việt Nam chưa có

nghiên cứu sâu về vấn đề này vì vậy có thể chọn: $t_0 = 20 \div 30^0C$ và $\varphi_0 = 80 \div 85\%$. Ta chọn $t_0 = 25^0C$ và $\varphi_0 = 85\%$.



Hình 3.11. Quá trình sấy lý thuyết.

Từ đó ta có:

$$d_0 = 622\frac{\varphi_0 p_{s0}}{p - \varphi_0 p_{s0}} \quad , \; t_0 = 25^0C \text{ ta có } p_{s0} = 0,03166 \; bar$$

$$d_0 = 622\frac{0,85.0,03166}{\frac{745}{750} - 0,85.0,03166} = 17,32 \; g/kgkkkkhô$$

$$I_0 = C_{pk}.t_0 + d_0(r + C_{ph}.t_0)$$

$$= 25 + 0,01732(2500 + 1,9.25)$$

$$= 68 \; kJ/kgkkkhô$$

$$\rho_{k0} = \frac{p - \varphi_0 p_{s0}}{R_k(273 + t_0)} = \frac{0,9333 - 0,85.0,03166}{287(273 + 25)} = 1,13 \; kg/m^3$$

b) Tính toán trạng thái không khí vào buồng sấy

Ở trên ta đã chọn:

$$t_1 = 101\ ^oC \qquad \Delta t = 26\ ^oC$$

$$t_M = 75\ ^oC$$

Tra bảng hơi nước ta được:

$$p_{s1} = 1{,}05\ bar, \quad p_{sM} = 0{,}3855\ bar$$

Từ đó ta xác định được:

$$d_M = 622\frac{p_{sM}}{p - p_{sM}} = 622\frac{0{,}3855}{0{,}993 - 0{,}3855} = 394\ g/kgkkkhô$$

$$I_M = C_{pk}.t_M + d_M(r + C_{ph}.t_M)$$

$$= 75 + 0{,}394(2500 + 1{,}9.75)$$

$$= 1116\ kJ/kgkkkhô$$

Vì $I_1 = I_M$ nên ta xác định được:

$$d_1 = \frac{I_M - t_1}{r + C_{ph}t_1} = \frac{1116 - 101}{2500 + 1{,}9.101} = 377\ g/kgkkkhô$$

$$I_1 = C_{pk}.t_1 + d_1(r + C_{ph}.t_1)$$

$$= 101 + 0{,}377(2500 + 1{,}9.101) = 1116\ kJ/kgkkkhô$$

$$\varphi_1 = \frac{d_1.p}{(622 + d_1)p_{s1}} = \frac{377.0{,}993}{(622 + 377)1{,}05} = 0{,}35689 = 35{,}7\%$$

$$\rho_{k1} = \frac{p - p_h}{R_k(273 + t)} = \frac{99333 - 0{,}357.1{,}05.10^5}{287(273 + 101)} = 0{,}576\ kg/m^3$$

c) Tính toán trạng thái không khí ra khỏi hầm

Quá trình sấy lý thuyết:

$$I_2 = I_1, \qquad t_2 = 80^oC, \qquad p_{s2} = 0{,}4736\ bar$$

Từ đó ta xác định được:

$$d_2 = \frac{I_2 - t_2}{r + C_{ph} t_2} = \frac{1116 - 80}{2500 + 1,9.80} = 391 \ g/kgkkkhô$$

$$\varphi_2 = \frac{d_2 . p}{(622 + d_2) p_{bh2}} = \frac{391.0,993}{(622 + 391)0,4736} = 0,809 \approx 81\%$$

$$\rho_{k2} = \frac{p - \varphi_2 p_{bh2}}{287(273 + t)} = \frac{99333 - 0,81.47360}{287(273 + 80)} = 0,6 \ kg/m^3$$

Tính toán trạng thái hỗn hợp:

Như trên ta đã biết: $d_H = d_1$ từ đó ta có:

Hệ số hồi lưu:

$$n = \frac{d_H - d_0}{d_2 - d_H} = \frac{377 - 17,3}{391 - 377} = 26$$

Nhiệt độ không khí sau hỗn hợp:

$$t_H = \frac{t_0 + n t_2}{n + 1} = \frac{25 + 26.80}{26 + 1} = \frac{2105}{27} = 77,9^0 C$$

Entanpi của khí sau hỗn hợp:

$$I_H = t_H + d_H (r + C_{ph} . t_H)$$

$$= 77,9 + 0,377 \ (2500 + 1,9.77,9) = 1076 \ kJ/kgkkkhô$$

Độ ẩm tương đối sau hỗn hợp:

$$\varphi_H = \frac{d_H . p}{(622 + d_H) p_{bhH}} = \frac{377.0,993}{(622 + 377)0,438} = 0,855 \approx 85,5\%$$

Tiêu hao không khí lý thuyết:

$$l_0 = \frac{1000}{d_2 - d_H} = \frac{1000}{391 - 377} = \frac{1000}{14} = 71,4 \ kg/kgẩm$$

$$L_0 = l_0 . W = 71,4.364 = 26000 \ kg/h$$

$$V_0 = \frac{V_0}{\rho_k} = \frac{2.V_0}{\rho_{k1} + \rho_{k2}} = 44218 \ m^3/h$$

Tiêu hao nhiệt lý thuyết:

$$q_0 = l_0(I_1 - I_H) = 71,4(1116 - 1076) = 2856\ kJ/kgẩm$$

$$Q_0 = q_0.W = 2856.364 = 10339584\ kJ/h = 288,77\ kW$$

2. Xác định các kích thước cơ bản của hầm sấy

Ở phần trên đã chọn kiểu hầm sấy của hãng Xnhimov - Ghiprorev - 56 (Liên Xô cũ). Trong kiểu thiết bị này quá trình sấy xảy ra ở phần dưới của hầm. Kích thước cơ bản gồm chiều rộng B, chiều cao H và chiều dài L.

Tiết diện hầm B × H được xác định theo điều kiện thông gió, còn chiều dài hầm xác định theo thời gian sấy và năng suất sấy.

Tiết diện thông gió trong phần sấy của hầm phải thỏa mãn điều kiện thông gió, tức là:

$$F_k = \frac{V_0}{v_k}\ ,\ m^2$$

ở đây v_k là tốc độ môi chất trong hầm, khi xác định thời gian sấy ta đã chọn chế độ tuần hoàn cưỡng bức mạnh tức là $v_k > 2\ m/s$.

Việc chọn v_k ảnh hưởng đến kích thước thiết bị và tính kinh tế của hệ thống. Nếu chọn v_k lớn thì tiết diện hầm sẽ nhỏ và như vậy để thỏa mãn điều kiện về thời gian sấy và năng suất sấy chiều dài hầm sẽ lớn. Ngược lại nếu chọn v_k nhỏ thì tiết diện hầm sẽ lớn và chiều dài sẽ nhỏ hơn. Mặt khác tốc độ khí lớn sẽ dẫn đến tăng năng lượng để vận chuyển khí. Xét riêng về kích thước thiết bị ta cũng phải chọn tốc độ v_k hợp lý để cho kích thước thiết bị hợp lý (kích thước thiết bị cũng ảnh hưởng đến tổn thất nhiệt vào môi trường).

Phương án 1 Chọn tốc độ khí trong hầm là $v_k = 5\ m/s$.

Tiết diện thông gió của hầm là (phần sấy):

$$F_k = \frac{V_0}{3600.v_k} = \frac{44218}{3600.5} = 2,456\ m^2$$

Chọn hệ số điền đầy tiết diện phần sấy của hầm là $\beta_F = 0,5$ vậy ta có:

$$F_S = \frac{F_k}{1 - \beta_F} = \frac{2,456}{1 - 0,5} = 4,912\ m^2$$

Ở thiết bị sấy hầm các thanh gỗ đưa vào hầm theo chiều ngang (để đảm bảo chế độ sấy đồng đều theo chiều dài thanh) vì vậy chiều rộng hầm phải thỏa mãn:

$$B = L_g + 2\Delta B \ , \ m$$

ở đây:

L_g là chiều dài thanh gỗ $L_g = 4\ m$

ΔB là khoảng cách từ đầu thanh gỗ đến tường hầm $\Delta B \approx 100\ mm$, $B = 4 + 0,2 = 4.2\ m$.

Tiết diện gỗ chiếm chỗ là:

$$F_g = L_g.H_g \ , \ m^2$$

Chiều cao gỗ chiếm chỗ là:

$$H_g = \frac{F_g}{L_g} = \frac{\beta_F F_s}{L_g} = \frac{0,5.4,912}{4} = 0,614\ m$$

Số tầng gỗ xếp trong tầng hầm là:

$$m = \frac{H_g}{\delta} = \frac{0,614}{0,03^2} = 19\ tầng$$

Chiều cao chất gỗ là:

$$H_c = \frac{F_s}{B} = \frac{4,912}{4,2} = 1,2\ m$$

Chiều cao hầm là:

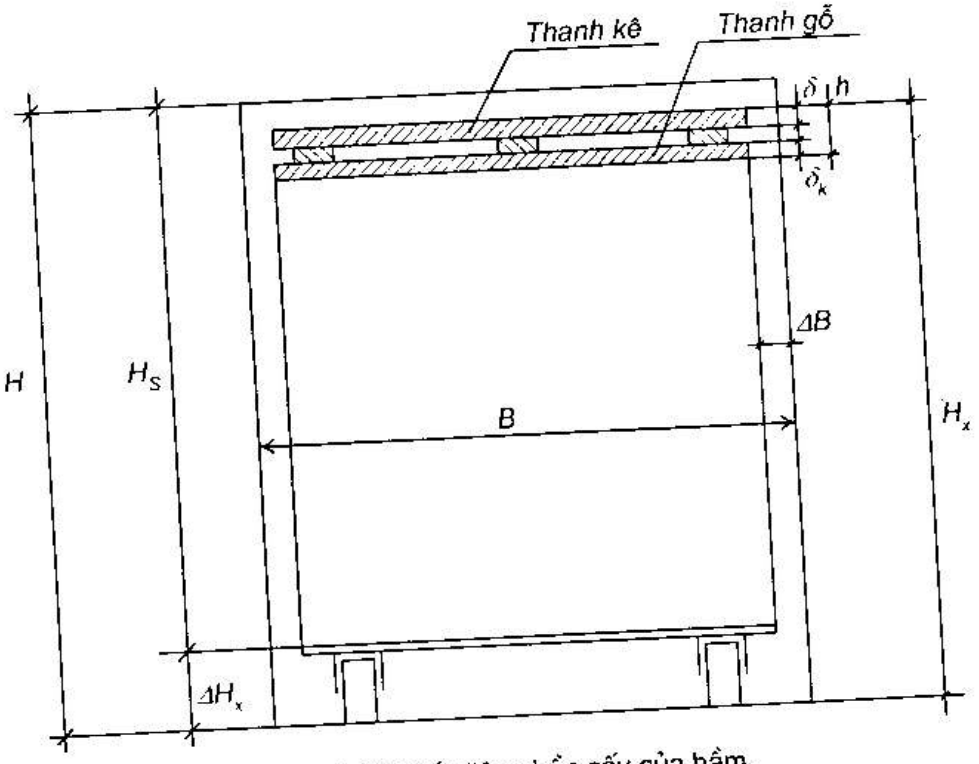
$$H = H_c + \Delta H_x$$

ΔH_x là chiều cao bánh xe, $\Delta H_x \approx 0,25\ m$

Vậy:

$$H = 1,2 + 0,25 = 1,45\ m$$

Các kích thước phần sấy của hầm biểu thị trên hình 3.12.



Hình 3.12. Tiết diện phần sấy của hầm.

Chiều cao của một tầng gỗ là:

$$h = \frac{H_x}{m} = \frac{1,2.10^3}{19} = 61,55 \ mm$$

Chiều dày của thanh kê là:

$$\delta_k = h - \delta = 61,55 - 32 = 30 \ mm$$

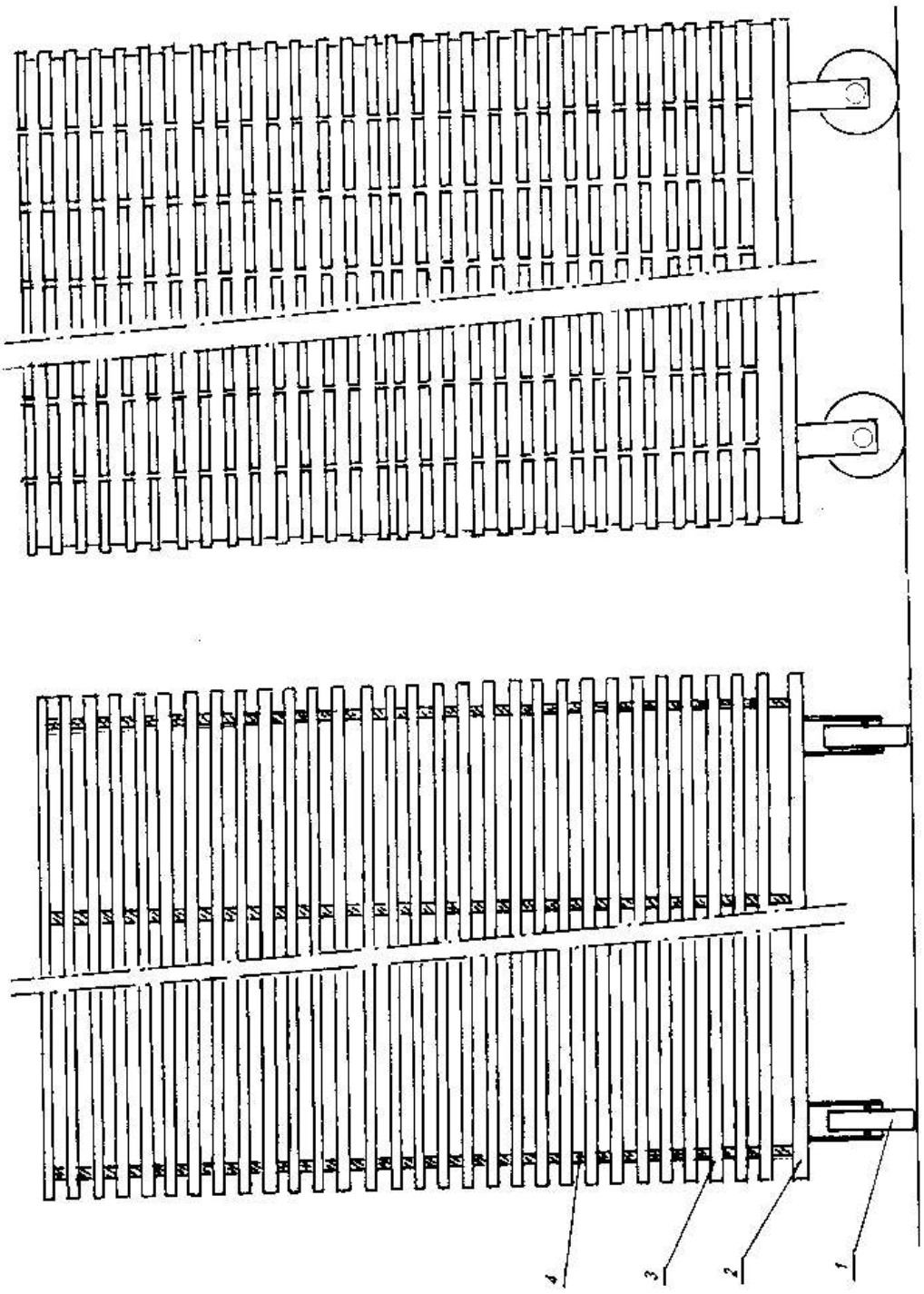
Xác định kích thước của xe goòng:

Chiều rộng xe bằng chiều dài gỗ vậy $B_x = 4 \ m$

Chiều cao sàn xe $\Delta H_x = 0,25 \ m$

Chiều dài xe chọn sao cho xếp được 1 hàng gỗ theo chiều ngang vậy $L_x = 2 \ m$.

Các thanh gỗ xếp trên sàn xe thành 19 tầng, mỗi tầng có thanh kê. Trên hình 3.13 biểu diễn cách xếp gỗ trên xe.



Hình 3.13. Cách xếp vật liệu trên xe:
1. bánh xe; 2. sàn xe; 3. thanh vật liệu sấy; 4. thanh kê.

Thể tích gỗ trên 1 xe là:

$$V_x = n_g.v_g$$

trong đó:

n_g là số thanh gỗ trên xe, n_g = m.10 = 190 thanh;

v_g là thể tích một thanh gỗ, $v_g = L_g.b.\delta = 4.0,2.\delta = 0,0256\ m^3$

$$V_x = 190.0,0256 = 4,864\ m^3$$

Thể tích gỗ trong hầm là:

$$V_H = V_h.\tau = 1,24378.73 = 90,796\ m^3$$

Số xe trong hầm là:

$$n_x = \frac{V_H}{V_x} = \frac{90,796}{4,864} = 18,66 = 19 \text{ xe}$$

Chiều dài phần sấy của hầm là:

$$L_S = n_x.L_x = 19.2 = 38\ m$$

Chiều dài của hầm là:

$$L = L_s + 2\Delta L$$

ở đây: ΔL là chiều dài phụ thêm để bố trí các đường gió vào và ra, ΔL = 600 *mm*.

Vậy chiều dài hầm là:

$$L = 38 + 2.0,6 = 39,2 \quad m$$

Tính toán kích thước kênh gió

Chọn tốc độ môi chất trong kênh gió là v_k = 5 *m/s*

Vậy tiết diện kênh gió:

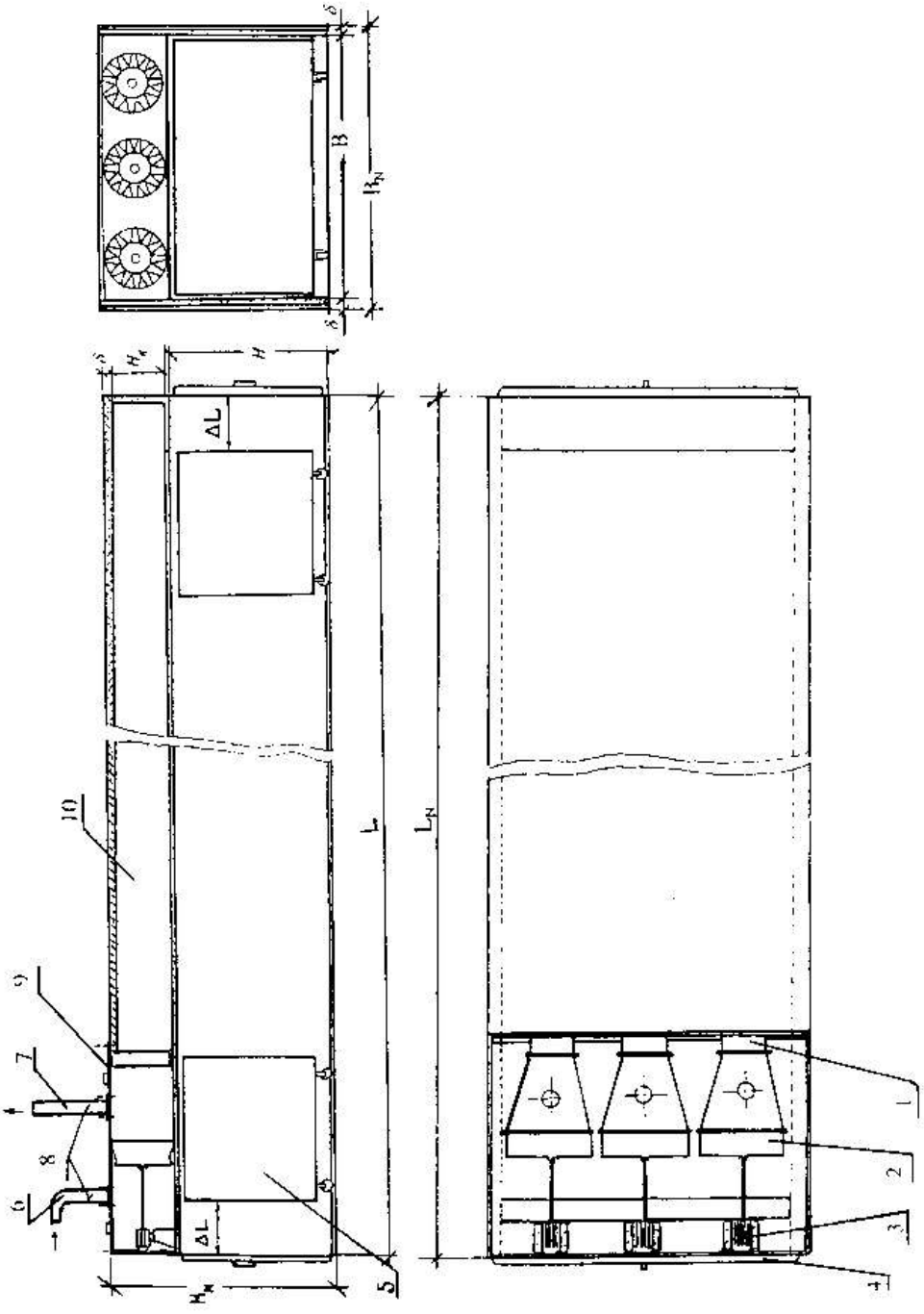
$$F_k = \frac{V_0}{3600.v_k} = \frac{44218}{3600.5} = 1,288\ m^2$$

Chiều cao kênh là:

$$H_k = \frac{F_k}{B} = \frac{1,228}{4,2} = 0,594 \approx 0,6 \quad m$$

Xác định kích thước tường bao quanh hầm

Tường bao quanh hầm gồm hai lớp: bên trong là lớp gạch đỏ dày 110 *mm*, bên ngoài là lớp cách nhiệt dày 50 *mm*, ngoài cùng là lớp tôn bảo vệ.



Hình 3.14. Kết cấu tổng thể hầm sấy:

1. calorife; 2. quạt gió; 3. động cơ điện; 4. cửa hầm sấy; 5. xe chứa vật liệu sấy; 6. ống lấy không khí bên ngoài; 7. ống thải khí; 8. cửa điều chỉnh; 9. nắp che thiết bị; 10. kênh khí đầu nóng.

Trần phụ bằng bê tông dày 70 *mm*.

Trần chính gồm hai lớp: lớp bê tông cốt thép dày 70 *mm*, lớp cách nhiệt dày 40 ÷ 70 *mm* và lớp tôn bảo vệ.

Cửa hầm sấy chế tạo từ khung thép hộp, ghép các tấm tôn, bên trong có lớp cách nhiệt dày 100 *mm*. Kết cấu tổng thể của hầm sấy được biểu diễn trên hình 3.14.

Tính toán quá trình sấy thực tế

1. Xác định các tổn thất nhiệt

a) Tổn thất nhiệt do vật liệu sấy mang ra

$$Q_m = G_2.C_m.(t_{v2} - t_{v1})$$

G_2 là lưu lượng khối lượng sản phẩm, *kg/h*

C_m là nhiệt dung riêng của vật liệu sấy, theo [4] $C_m = 2,72$ *kJ/kgK*

t_{v1}, t_{v2} là nhiệt độ vật liệu vào và ra khỏi hầm, ^oC

$$t_{v1} = 25^oC,\ t_{v2} = t_1 - \Delta t = 101 - 26 = 85^oC$$

(Δt là độ chênh nhiệt độ giữa vật liệu và môi chất ở cửa lấy sản phẩm ra, chọn $\Delta t = 26^oC$).

Vậy ta có:

$$Q_m = 535.2,72.(85 - 25) = 87312\ kJ/h$$

$$\varphi_m = \frac{Q_m}{W} = \frac{87312}{364} = 240\ kJ/kg$$

b) Tổn thất nhiệt do thiết bị vận chuyển mang ra khỏi hầm

$$Q_{vt} = G_{vt}.C_{vt}.(t_{v2} - t_{v1})$$

Thể tích sản phẩm lấy ra là $V_h = 1,24378\ m^3/h$.

Thể tích gỗ trên một xe là $V_x = 4,864\ m^3$.

Vậy mỗi giờ lấy ra khỏi hầm là 1/4 xe hay 4 giờ lấy ra một xe gỗ.

Khối lượng thanh kẻ bỏ qua, khối lượng 1 xe goòng là 240 *kg* vậy mỗi giờ khối lượng thiết bị vận chuyển ra khỏi hầm là:

$$G_{vt} = \frac{G_x}{4} = \frac{240}{4} = 60 \ kg/h$$

Vậy:

$$Q_{vt} = 60.0,5.(85 - 25) = 1800 \ kJ/h$$

$$q_{vt} = \frac{Q_{vt}}{W} = \frac{1800}{364} = 4,9 \ kJ/kg$$

c) Tổn thất nhiệt do tỏa nhiệt

Tổn thất nhiệt qua tường bao

$$Q = k.F_{xq}.\Delta t_{th}$$

Hệ số truyền nhiệt:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad , \ W/m^2K$$

Hệ số trao đổi nhiệt từ môi chất vào trong hầm tới tường được xác định theo [9] với tốc độ khí $v_k > 5$ *m/s* (chọn $v_k = 5,2$ *m/s*).

$$\alpha_1 = 6,12.v_k^{0,78} = 6,12.5,2^{0,78} = 22 \ W/m^2K$$

Hệ số trao đổi nhiệt từ tường tới không khí bên ngoài là trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên. Nhiệt độ không khí bên ngoài là 25°*C* ta có các thông số vật lý là:

$$\nu = 15,5.10^{-6} \ m^2/s \qquad Pr = 0,702$$

$$Gr_f \ Pr_f = \frac{g\beta\Delta t H_H^3}{\nu^2} Pr_f = \frac{9,81.\frac{1}{273+25}.13.2,87^3}{15,5^2.10^{-12}} 0,702$$

$$= 0,030497.10^{12} > 2.10^7$$

Giả thiết $\Delta t = t_W - t_0 = 13°C$.

Theo [9] khi $Gr_f Pr_f > 2.10^7$ và nhiệt độ 0°*C* ta có:

$$\alpha_0 = 1,66\sqrt[3]{\Delta t} = 1,66\sqrt[3]{13} = 3,9 \ W/m^2K$$

Hệ số nhiệt độ $\varphi_t = 0,975$ vậy:

$$\alpha_2 = \alpha_{tt}.\varphi_t = 3,9.0,975 = 3,8\ W/m^2$$

Hệ số truyền nhiệt:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{22} + \frac{0,11}{0,7} + \frac{0,05}{0,053} + \frac{1}{3,5}} = 0,714\ W/m^2K$$

Độ chênh nhiệt độ trung bình $\Delta t_{tb} = t_k - t_{tt}$.

Nhiệt độ khí trong hầm $t_k = 0,5.(t_1 + t_2) = 0,5.(101 + 80) = 95^oC$.

Vậy:

$$\Delta t_{tb} = 95 - 25 = 70^oC$$

Mật độ dòng nhiệt qua tường là:

$$q_{xq} = k.\Delta t_{tb} = 0,714.70 = 50\ W/m^2$$

Kiểm tra lại giả thiết. Độ chênh nhiệt độ giữa bề mặt ngoài tường và không khí là:

$$\Delta t'_2 = \frac{q}{\alpha_2} = \frac{50}{3,5} = 13,1^oC$$

Sai số tương đối:

$$\delta t\% = \frac{\Delta t'_2 - \Delta t_2}{\Delta t_2} = \frac{13,1 - 13}{13} 100\% = 0,76\%$$

Như vậy giả thiết độ chênh nhiệt độ $\Delta t_2 = 13^oC$ là chấp nhận được.

Diện tích xung quanh của hầm kể cả cửa là:

$$F_{xq} = L_{\Sigma}.H = (39.2 + 4.5.2).2,2 = 191,4\ m^2$$

$$Q_{xq} = k.F_{xq}.\Delta t_{tb} = 0,714.191,4.70 = 9716\ W$$

Để đảm bảo mật độ dòng nhiệt qua cửa bằng mật độ dòng nhiệt qua tường phải chọn lớp cách nhiệt qua cửa thích hợp.

Hệ số truyền nhiệt qua cửa là:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_c}{\lambda_c} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad \text{hay} \quad \frac{\delta_c}{\lambda_c} = \frac{1}{k} - \frac{1}{\alpha_1} - \frac{1}{\alpha_2}$$

Chiều dày lớp cách nhiệt cửa là:

$$\delta_c = \lambda_c\left(\frac{1}{k} - \frac{1}{\alpha_1} - \frac{1}{\alpha_2}\right) = 0{,}053\left(\frac{1}{0{,}714} - \frac{1}{12} - \frac{1}{3{,}8}\right) = 0{,}05786$$

$$\approx 0{,}06\ m = 60\ mm$$

Hệ số trao đổi nhiệt từ trần tới không khí là $\alpha_{2t} = 1{,}3\alpha_2 = 1{,}3.3{,}8 = 4{,}34\ W/m^2K$. Hệ số truyền nhiệt của không khí bên trong tới trần là $\alpha_{1t} = \alpha_1 = 22\ W/m^2K$. Nhiệt độ trung bình của không khí trong kênh gió là $t_k = t_1 - \delta t/2 = 101 - 2/2 = 100^oC$ (tổn thất nhiệt của không khí trong kênh dẫn khí là 2^oC).

Hệ số truyền nhiệt qua trần hầm là:

$$\alpha_{tr} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_{2t}}} = \frac{1}{\frac{1}{22} + \frac{0{,}07}{0{,}7} + \frac{0{,}045}{0{,}053} + \frac{1}{4{,}94}} = 0{,}8562\ W/m^2K$$

Mật độ dòng nhiệt qua trần là:

$$q_{tr} = k_{tr}.\Delta t_{tr} = 0{,}8562(100 - 25) = 64{,}22\ W/m^2$$

Kiểm tra lại độ chênh nhiệt độ từ trần tới không khí bên ngoài:

$$\Delta t'_2 = \frac{q_{tt}}{\alpha_{2t}} = \frac{64{,}22}{4{,}94} = 13^oC$$

Trị số này đúng với giả thiết $\Delta t_2 = 13^oC$

Tổn thất nhiệt qua trần

$$Q_{tr} = k_{tr}.F_{tr}.\Delta t_{tb} = 0{,}8562.39{,}2.4{,}7.(100 - 25) = 11830\ W$$

Tổn thất nhiệt qua nền theo phụ lục 1 với nhiệt độ khí $t_k = 95^oC$, khoảng cách từ hầm đến tường phân xưởng là 2 m, tổn thất riêng trên 1 m^2 nền là $q_n = 57\ W/m^2$.

Vậy tổn thất qua nền là:

$$Q_n = q_n.F_n = 57.4,7.39.2 = 10502\ W$$

Tổng tổn thất nhiệt vào môi trường là

$$Q_s = Q_{xq} + Q_{tr} + Q_n = 9716 + 11830 + 10502$$

$$= 32048\ W = 115373\ kJ/h$$

$$q_5 = \frac{Q_5}{w} = \frac{115373}{364} = 317\ kJ/kgẩm$$

Ta có: $\Delta = C_n.t_{v1} - (q_m + q_{v1} + q_5)$

$$= 4,185.25 - (240 + 4,9 + 317)$$

$$= -457,5\ kJ/kgẩm$$

Trạng thái của không khí ra khỏi hầm:

$$I_2 = I_1 - \frac{\Delta}{l}$$

$$d_2 = \frac{C_{pk}(t_1 - t_2) + d_1(i_1 - \Delta)}{i_2 - \Delta}$$

$$i_2 = r + C_{ph}t_2 = 2500 + 1,9.80 = 2652\ kJ/kg$$

$$i_1 = r + C_{ph}t_1 = 2500 + 1,9.101 = 2692\ kJ/kg$$

$$d_2 = \frac{1,01(101 - 40) + 0,377(2692 - 457)}{2652 - 457} = 0,389$$

$$= 389\ kg/kgkkkhô$$

$$l = \frac{1000}{d_2 - d_1} = \frac{1000}{389 - 377} = 86,2\ kg/kgẩm$$

$$I_2 = I_1 - \frac{\Delta}{l} = 1116 - \frac{457}{86.2} = 1111\ kJ/kgkkk$$

Vậy ta được:

$$I_2 = 1110,7\ kJ/kgkkkhô$$

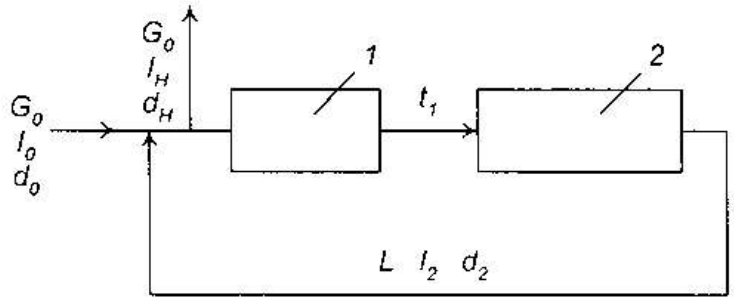
$d_2 = 388,6$ g/*kgkkkhô*

$I = 86,2$ *kg/kgẩm*

$$\varphi_2 = \frac{d_2.p}{(622 + d_{22})p_{s2}} = \frac{388,6.0,993}{(622 + 388,6)0,4736} = 0,8062 = 80,62\%$$

$$\rho_{k2} = \frac{p - \varphi_2.p_{s2}}{R_k(273 + t_2)} = \frac{99333 - 0,806.47360}{287(273 + 80)} = 0,604 \ kg/m^3$$

Tính toán trạng thái hỗn hợp:



Hình 3.15. Sơ đồ nguyên lý sấy có hồi lưu

Xét cân bằng vật chất tại điểm hỗn hợp:

$$G_0 d_0 + L d_2 = (G_0 + L) d_H$$

Hệ số hồi lưu: $$n = \frac{L}{G_0}$$

$$G_0 d_0 + n G_0 d_2 = (G_0 + n G_0) d_H$$

$$n = \frac{d_H - d_0}{d_2 - d_H} = \frac{377 - 17,3}{388,6 - 377} = 31$$

Lưu lượng không khí thoát ra khỏi hầm:

$$G_0 = \frac{L}{n} = \frac{31376,8}{31} = 1012 \ kg/h$$

Các thông số trạng thái của hỗn hợp:

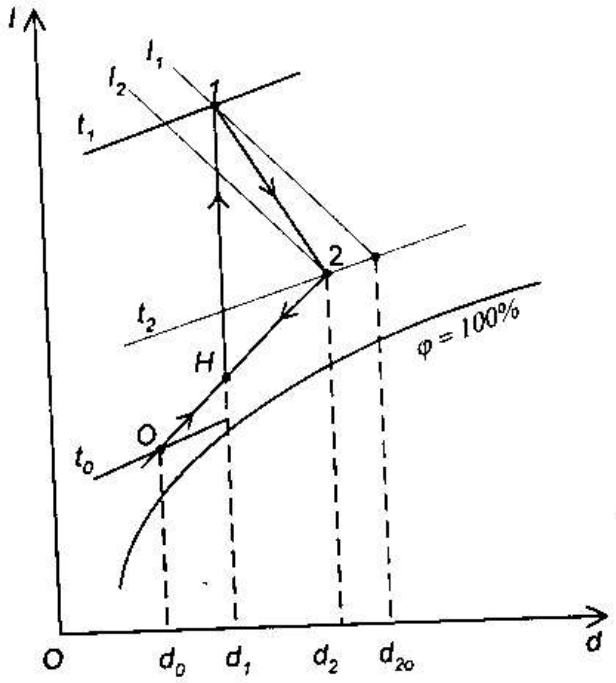
$$I_H = \frac{n.I_2 + I_0}{n + 1} = \frac{31.1110,7 + 68}{31 + 1} = 1078 \ kg/kgkkkhô$$

$$t_H = \frac{t_0 + n.t_2}{n+1} = \frac{25 + 31.80}{31+1} = 78{,}28\,^{\circ}C$$

$$\varphi_H = \frac{d_H.p}{(622 + d_H)p_{Hs}} = \frac{377.0{,}993}{(622+377)0{,}4488} = 0{,}835 = 83{,}5\%$$

Biểu diễn quá trình sấy thực tế trên đồ thị I-d (hình 3.16).

Các kết quả tính toán trạng thái không khí được đưa ra trong bảng 3.2.



Hình 3.16. Quá trình sấy thực tế trên đồ thị I-d

Bảng 3.2

Trạng thái của không khí trong hầm sấy

Trạng thái không khí	Quá trình sấy lý thuyết					Quá trình sấy thực tế				
	t	φ	d	I	ρ_k	t	φ	d	I	ρ_k
Không khí bên ngoài	25	85	17,3	68	1,13	25	85	17,3	68	1,13
Không khí vào hầm sấy	101	35,7	377	1116	0,576	101	35,7	377	1116	0,576
Không khí ra khỏi hầm sấy	80	81	391	1116	0,6	80	80,6	388,6	1110,7	0,604
Không khí sau hỗn hợp (vào calorife)	77,9	85,5	377	1076	-	78,3	83,5	377	1078	-

Tiêu hao không khí:

$$l = \frac{1000}{d_2 - d_H} = \frac{1000}{388,6 - 377} = 86,2$$

$$L = l.W = 86,2.364 = 31376,8$$

Tiêu hao nhiệt:

$$q = l(I_1 - I_H) = 86,2(1116 - 1078) = 3276 \ kJ/kg\hat{a}m$$

$$Q = q.W = 3276.364 = 1192318 \ kJ/h = 311 \ kW$$

a) Cân bằng nhiệt riêng của hầm sấy

Tổn thất nhiệt do khí thoát:

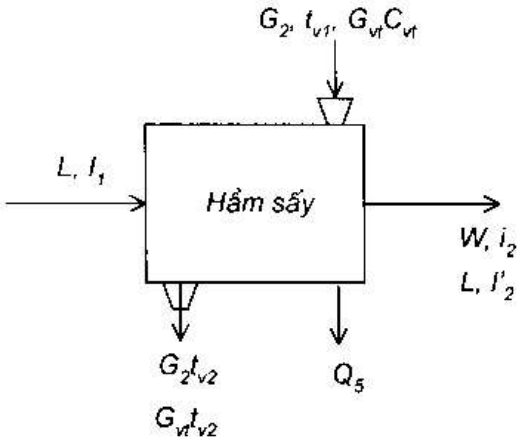
$$Q_2 = \frac{LI'_2}{3600} \ , \ kW$$

I'_2 là entanpi của không khí thoát ra khỏi hầm không tính đến entanpi của ẩm thoát ra:

$$I'_2 = C_{pk}t_2 + d_1(r + C_{ph}t_2)$$

$$= 80 + 0,377(2500 + 1,9.80) = 1079 \ kJ/kgkkh\hat{o}$$

$$Q'_2 = 31378,8.1079 = 33857725 \ kJ/h$$



Hình 3.17. Sơ đồ tính toán cân bằng nhiệt riêng của hầm sấy

Nhiệt đưa vào:

$$Q = L.I_1 = 31376,8.1116 = 35016509 \ kJ/h$$

Nhiệt đưa ra:

Nhiệt hữu ích:

$$Q_1 = W(i_2 - C_n t_{vl})$$

i_2 là entanpi của hơi nước ra khỏi hầm

$$i_2 = r + C_{ph} t_2 = 2500 + 1,9.80 = 2652$$

$$Q_1 = 364(2652 - 4,18.25) = 3642548 \ kJ/h$$

Các tổn thất nhiệt:

$$Q_m = 37312 \ kJ/h$$

$$Q_{vl} = 1800 \ kJ/h$$

$$Q_5 = 1153728 \ kJ/h$$

$$Q'_2 = 33857725 \ kJ/h$$

Bảng 3.3

Bảng cân bằng nhiệt phương án 1

Thành phần nhiệt	Giá trị		%
	kJ/h	*kJ/kgẩm*	
Nhiệt cấp vào	35016059		100
Nhiệt đưa ra	34989499		99,92
- Nhiệt hữu ích	927290		2,511
- Tổn thất do khí thoát	33857725		96,684
- Tổn thất do vật liệu	87312		0,24
- Tổn thất do thiết bị vận tải	1800		0,005
- Tổn thất do tỏa nhiệt	115372,8		3,124

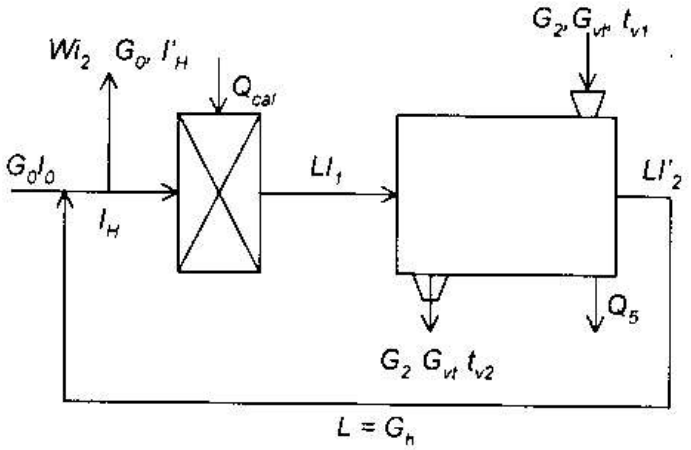
Vậy: $\Delta Q = 27009,8; \ \frac{\Delta Q}{Q}.100\% \approx 0,08\%$

Qua bảng cân bằng của buồng sấy ta thấy nếu không hồi lưu thì tổn thất do khí thoát ra lớn chiếm đến hơn 96% trong khi đó nhiệt hữu ích chỉ chiếm 2,5% nhiệt đưa vào buồng. Vì vậy ngoài mục đích để cho độ ẩm

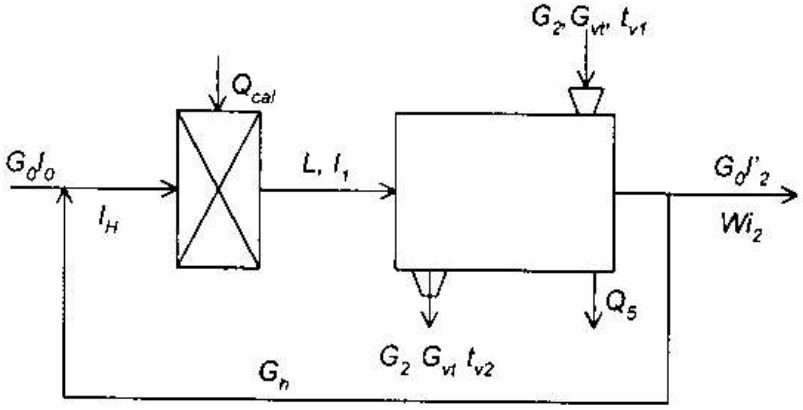
tương đối của không khí vào buồng sấy đạt được giá trị theo yêu cầu φ_1 = 35,7% thì nhu cầu thu hồi nhiệt của khí thoát là cần thiết. Như vậy việc hồi lưu đạt cả hai mục đích là duy trì chế độ sấy và tiết kiệm nhiệt.

b) Cân bằng nhiệt của hệ thống

Sơ đồ nguyên lý hệ thống được biểu diễn trên hình 3.18.



Hình 3.18. Hệ thống sấy có hồi lưu thải khí sau hỗn hợp



Hình 3.19. Hệ thống sấy có hồi lưu thải khí ở cuối hầm

Khi có hồi lưu tổn thất nhiệt của khí thoát giảm không đáng kể. Ở sơ đồ hình 3.18 tổn thất nhiệt là:

$$Q'_2 = G_0 I'_H$$

$$I'_H = t_H + d_0(r + C_{ph} t_H)$$

$$= 78,26 + 0,0173(2500 + 1,9.78,26) = 124,08 \ kg/kgkkkhô$$

Ở sơ đồ hình 3.19 tổn thất nhiệt do khí thoát là:

$$Q''_2 = G_0 I'_2$$

Vì $I'_2 \approx I'_H$ nên tổn thất nhiệt do khí thoát của hai sơ đồ gần như nhau (sơ đồ hình 3.19 có lớn hơn một chút). Ta chọn sơ đồ hình 3.18.

Tổn thất nhiệt do khí thoát là:

$$Q'_2 = G_0 I'_H = 1012.124,08 = 125569\ kJ/h$$

Nhiệt do không khí bên ngoài đưa vào là

$$Q_{kk} = G_0 I_0 = 1012.68 = 68816\ kJ/h$$

Nhiệt đưa vào hệ thống $Q_v = 1261120$

- Nhiệt đưa vào ở calorife $Q_{cal} = 1192318$
- Nhiệt do không khí bên ngoài $Q_{kk} = 68802$

Nhiệt đưa ra khỏi hệ thống: $Q_R = 1257321$

- Nhiệt hữu ích $Q_1 = 927290$
- Tổn thất nhiệt do khí thoát $Q'_2 = 125546,6$
- Tổn thất nhiệt do vật liệu $Q_m = 87321,0$
- Tổn thất do thiết bị vận tải $Q_{vt} = 1800,0$
- Tổn thất nhiệt do tỏa nhiệt $Q_5 = 115372,8$

Tổng nhiệt đưa vào $Q_v = 1261120\ kJ/h$

Tổng nhiệt đưa ra $Q_R = 1257321\ kJ/h$

Chênh lệch $\Delta Q = 3799\ kJ/h$

$$\Delta Q\% = 0,3\%$$

Hiệu suất nhiệt của hệ thống là:

$$\eta_1 = \frac{Q_1}{Q_{cal}} = \frac{927290}{1192318} = 77,8\%$$

Phương án 2 Chọn tốc độ tác nhân sấy trong hầm là $v_k = 3\ m/s$

Tiết diện thông gió của hầm sấy là

$$F_k = \frac{V_0}{3600 v_k} = \frac{44218}{3600.3} = 4,09 \ m^2$$

Chọn hệ số điền đầy gỗ trên tiết diện hầm $\beta_F = 0,5$. Vậy tiết diện phần chất gỗ trong hầm là:

$$F_S = \frac{F_k}{1 - \beta_F} = \frac{4,09}{1 - 0,5} = 8,18 \ m^2$$

a) Xác định chiều rộng hầm

Chiều rộng hầm tối thiểu bằng chiều dài thanh gỗ vì vậy chiều rộng hầm B phải thỏa mãn:

$$B = L_g + 2\Delta B \ , \quad m$$

ở đây:

L_g - chiều dài thanh gỗ, $L_g = 4 \ m$

ΔB - khoảng cách từ đầu thanh gỗ đến tường, $\Delta B \approx 100 \ mm$.

Vậy ta có:

$$B = 4 + 2.0,100 = 4,2 \ m$$

b) Xác định chiều cao hầm

Chiều cao phần chiếm gỗ trong hầm là:

$$H_s = \frac{F_s}{B} = \frac{8,18}{4,2} = 1,9476 \ m$$

Chiều cao gỗ chiếm chỗ là:

$$H_g = \frac{F_g}{L_g} = \frac{\beta_F . F_s}{L_g} = \frac{0,5.8,18}{4,2} = 0,9738 \ m$$

Số tầng gỗ xếp trong hầm là:

$$m = \frac{H_g}{\delta} = \frac{0,09738}{0,03^2} = 30 \ tầng$$

Chiều cao hầm là:

$$H = H_x + \Delta H_x$$

ở đây ΔH_x là chiều cao bánh xe, $\Delta H_x \approx 0,25\ m$

$$H = 1,9476 + 0,25 = 2,2\ m$$

Chiều cao một tầng gỗ là:

$$h = \frac{H_x}{m} = \frac{1,9476}{30} = 0,065\ m = 65\ mm$$

Chiều dày thanh kê là:

$$\delta_k = h - \delta = 65 - 32 = 33\ mm$$

c) Xác định kích thước xe goòng

Chiều rộng xe bằng chiều dài thanh gỗ, vậy ta có:

$$B_x = L_g = 4\ m$$

Chiều dài xe chọn sao cho xếp gỗ theo chiều rộng của thanh kế tiếp thành từng hàng cho hợp lý. Chọn chiều dài xe là L = 2 *m* vừa đủ xếp 10 thanh gỗ trên một hàng (chiều ngang thanh gỗ là 0.2 *m*) Cách xếp gỗ trên xe giống phương án 1.

d) Xác định chiều dài hầm

Thể tích gỗ chất trên 1 xe là:

$$V_x = n_g.v_g$$

ở đây:

n_g - số thanh gỗ trên xe;

v_g - thể tích một thanh gỗ.

Ta có:

$$n_g = m.10 = 30.10 = 300\ thanh$$

$$v_g = L_g.\delta.b = 4.0,032.0,2 = 0,0256\ m^3$$

Vậy ta có:

$$V_x = 300.0{,}0256 = 7{,}68\ m^3$$

Thể tích gỗ nằm trong hầm là:

$$V_H = V_h.\tau = 1{,}24378.73 = 91\ m^3$$

Số xe trong hầm là:

$$n_x = \frac{V_H}{V_x} = \frac{91}{7{,}68} = 11{,}8 = 12\ xe$$

Chiều dài phần sấy của hầm là:

$$L_S = n_x.L_x = 12.2{,}306 = 24{,}36\ m$$

Chiều dài hầm là:

$$L = L_s + 2\Delta L$$

ở đây ΔL là chiều dài phụ thêm để bố trí các đường thổi gió vào và ra khỏi hầm, $\Delta L \approx 600\ mm$.

Vậy:

$$L = 24{,}36 + 2.0{,}6 = 25{,}56\ m$$

e) Xác định các kích thước kênh dẫn khí

Chọn tốc độ khí trong kênh dẫn là $v_k = 4\ m/s$. Vậy tiết diện kênh dẫn khí là:

$$F_k = \frac{V_0}{3600.v_k} = \frac{44218}{3600.4} = 3{,}07\ m^2$$

Chiều cao kênh dẫn khí là:

$$H_k = \frac{F_k}{B} = \frac{3{,}07}{4{,}2} = 0{,}73$$

Chiều cao kênh dẫn còn phải đủ lớn để đặt calorife và quạt gió. Ta chọn $H_k = 750\ mm$.

f) Chiều cao tổng của hầm là

$$H_h = H + H_K + \delta_p + \delta_{tr}$$

trong đó:

δ_p - chiều dày của trần phụ;

δ_{tr} - chiều dày trần hầm.

Lớp trần phụ bằng bê tông dày δ_p = 70 *mm*. Lớp trần hầm δ_{tr} gồm hai lớp: lớp bê tông dày 70 *mm*, lớp cách nhiệt dày 45 *mm*.

Vậy ta có:

$$H_h = 2,2 + 0,75 + 0,07 + 0,07 + 0,045 = 3,135\ m$$

g) Kích thước vỏ bao che hầm

- Tường bao quanh hầm

Tường bao quanh hầm gồm hai lớp: lớp gạch đỏ dày 110 *mm*, bên ngoài là lớp cách nhiệt dày 50 *mm*, lớp tôn bảo vệ bên ngoài.

- Trần phụ và trần chính bằng bê tông cốt thép dày 70 *mm*. Trần nóc phủ thêm một lớp cách nhiệt dày δ_{CN1} = 45 *mm*.

- Cửa hầm chế tạo từ thép hộp làm khung và ghép các tấm tôn dày 1,2 *mm*, bên trong có lớp cách nhiệt dày δ_{CN2} = 60 *mm*.

Như vậy phương án 2 hầm có kích thước:

Dài	L = 25,56 *m*	L_N = 25,7 *m*
Rộng	B = 4,2 *m*	B_N = 4,52 *m*
Cao	H = 2,2 *m*	H_N = 3,14 *m*

Trên cơ sở mẫu hầm sấy gỗ Xnhimod-ghiprorev-56 ta có thể xây dựng kết cấu tổng thể của hầm sấy gỗ có hồi lưu (hình 3.14).

Tính toán quá trình sấy thực tế:

1. Xác định các tổn thất nhiệt

a) Tổn thất nhiệt qua tường bao

$$Q_{xq} = k_{xq}.F_{xq}.\Delta t_{tb} = q_{xq}.F_{xq}$$

ở đây q_{xq} lấy như phương án 1

$$F_{xq} = L_{xq}.H_h = (25,56.2 + 4,5.2)3,1 = 187\ m^2$$

$$Q_{xq} = 50.187 = 9350\ W$$

b) Tổn thất nhiệt qua trần

$$Q_{tr} = q_{tr}.F_{tr}$$

ở đây q_{tr} lấy như phương án 1

$$F_{tr} = L_N.B_N = 25,56.4,52 = 115\ m^2$$

$$Q_{tr} = 64,22.115 = 7385\ W$$

c) Tổn thất nhiệt qua nền

$$Q_N = q_N.F_N = 57.115 = 6555\ W$$

Vậy tổn thất nhiệt qua tường bao, trần, nền là:

$$Q_S = Q_{xq} + Q_{tr} + Q_{Nt}$$

$$= 9350 + 7385 + 6555 = 23290\ W$$

$$= 83844\ kJ/h$$

$$q_S = \frac{Q_S}{W_h} = \frac{83844}{364} = 230\ kJ/kgẩm$$

d) Các tổn thất khác lấy như phương án 1

$Q_m = 87312\ kJ/h$ $\quad q_m = 240\ kJ/kgẩm$

$Q_{vt} = 1800\ kJ/h$ $\quad q_{vt} = 4,9\ kJ/kgẩm$

2. Tổn thất nhiệt riêng của hầm

$$\Delta = C_n.t_{vt} - (q_m + q_{vt} + q_S)$$

$$= 4,18.25 - (240 + 4,9 + 230) = -370\ kJ/kg\ ẩm$$

3. Xác định các thông số của quá trình sấy thực tế

a) Các thông số ra khỏi hầm

$$d_2 = \frac{C_{pk}(t_1 - t_2) + d_1(i_1 - \Delta)}{i_2 - \Delta}$$

$$i_1 = r + C_{ph}t_1 = 2500 + 1,9.101 = 2692\ kJ/kg$$

$$i_2 = r + C_{ph}t_2 = 2500 + 1,9.80 = 2652\ kJ/kg$$

$$d_2 = \frac{1,01(101-80) + 0,377(2692-370)}{2652-370} = 0,389$$

$$= 389\ kg/kgkkkhô$$

$$l = \frac{1000}{d_2 - d_1} = \frac{1000}{389-377} = 84\ kg/kgẩm$$

$$I_2 = I_1 - \frac{\Delta}{l} = 1116 - \frac{370}{84} = 1112\ kJ/kgkkk$$

$$\varphi_2 = \frac{d_2.p}{(622+d_2)p_{s2}} = \frac{389.0,993}{(622+389)0,4736} = 0,806 = 80,6\%$$

$$\rho_{k2} = \frac{p - \varphi_2.p_{s2}}{R_k(273+t_2)} = \frac{99333 - 0,81.47360}{287(273+80)} = 0,602\ kg/m^3$$

b) Tính toán trạng thái hỗn hợp

Hệ số hồi lưu:

$$n = \frac{d_H - d_0}{d_2 - d_H} = \frac{377-17,3}{389-377} = 30$$

Các thông số trạng thái:

$$I_H = \frac{n.I_2 + I_0}{n+1} = \frac{30.1111,6+68}{30+1} = 1078\ kJ/kgkkkhô$$

$$t_H = \frac{n.t_2 + t_0}{n+1} = \frac{30.80+25}{30+1} = 78,24^oC$$

$$\varphi_H = \frac{d_H.p}{(622+d_H)p_{sH}} = \frac{377.0,993}{(622+377)0,4488} = 0,835 = 83,5\%$$

$$\rho_H = \frac{p - \varphi_H.p_{sH}}{R_k(273+t_H)} = \frac{99333 - 0,835.44880}{287(273+78,24)} = 0,6136\ kg/m^3$$

4. Xác định tiêu hao không khí

$$L = l.W = 84.364 = 30576\ kg/h$$

$$V_{tb} = \frac{L}{\rho_k} = \frac{30576}{\frac{1}{2}(0{,}576 + 0{,}602)} = 51912\ m^3/h$$

$$V_H = \frac{L}{\rho_H} = \frac{30576}{0{,}6136} = 49830\ m^3/h$$

5. Xác định tiêu hao nhiệt

$$q = l(I_1 - I_H) = 84(1116 - 1078) = 3192\ kJ/kgẩm$$

$$Q = q.W = 3192.364 = 1161888\ kJ/h = 322{,}7\ kW$$

Bảng 3.3

Các thông số tính toán phương án 2

Trạng thái không khí	Quá trình sấy lý thuyết					Quá trình sấy thực tế				
	t °C	φ %	d g/kg	I kJ/kg	ρ_k kg/m³	t °C	φ %	d g/kg	I kJ/kg	ρ_k kg/m³
Không khí bên ngoài	25	85	17,3	68	1,13	25	85	17,3	68	1,13
Không khí vào hầm sấy	101	35,7	377	1116	0,576	101	35,7	377	1116	0,576
Không khí ra khỏi hầm sấy	80	81	391	1116	0,6	80	80	389	1112	0,602
Không khí sau hỗn hợp (vào calorife)	78	85,5	377	1076	-	78	83,5	377	1078	0,6136

LẬP CÂN BẰNG NHIỆT CỦA PHƯƠNG ÁN 2

1. Cân bằng nhiệt của buồng sấy

a) Nhiệt đưa vào

$$Q_v = L.I_1 = 30576.1116 = 34122816\ kJ/h$$

b) Nhiệt đưa ra $Q_r = 34113953\ kJ/h$

- Nhiệt hữu ích $Q_1 = 927290\ kJ/h$

- Nhiệt tổn thất do vật liệu $Q_m = 87312\ kJ/h$

- Nhiệt tổn thất do thiết bị vận tải $Q_{vt} = 1800\ kJ/h$

- Nhiệt tổn thất do tỏa nhiệt $Q_s = 81464\ kJ/h$

- Tổn thất nhiệt do khí thoát $Q'_2 = 33016087\ kJ/h$

$$Q'_2 = L.I'_2$$

$$I'_2 = C_{pk}t_2 + d_1(r + C_{ph}t_2) = 80 + 0,377(2500 + 1,9.80)$$

$$= 1079,8\ kJ/kgkkkhô$$

$$Q'_2 = 1079,8.30576 = 33016078\ kJ/h$$

Sai số $\Delta Q = 8863$ $\delta q\% = 0,02\%$

2. Cân bằng nhiệt của hệ thống

a) Nhiệt đưa vào hệ thống

$$Q_v = Q_{cal} + Q_{kk}$$

Nhiệt đưa vào calorife đã tính ở trên:

$$Q_{cal} = Q = 1161888\ kJ/h$$

Nhiệt do không khí bên ngoài đưa vào:

$$Q_{kk} = G_0.I_0$$

Lưu lượng không khí đưa vào:

$$G_0 = \frac{L}{n} = \frac{30576}{30,25} = 1010,7\ kg/h$$

$$Q_{kk} = 1010,7.68 = 68727,6\ kJ/h$$

Vậy: $Q_v = 1161888 + 68727,6 = 1230616\ kJ/h$

Nhiệt đưa ra khỏi hệ thống:

$$Q_R = Q_1 + Q''_2 + Q_m + Q_{vt} + Q_s$$

Các thành phần nhiệt Q_1, Q_m, Q_{vt}, Q_s đã tính ở trên.

Tổn thất nhiệt do khí thoát Q''_2 được xác định theo công thức:

$$Q''_2 = G_0.I'_H$$

ở đây: $I'_2 = C_{pk}t_H + d_o(r + C_{ph}t_H) = 87,24 + 0,0173(2500 + 1.9.87,24)$

$= 133,36\ kJ/kgkkkhô$

$Q''_2 = 1010,7.133,36 = 134787\ kJ/h$

Thay số vào công thức trên ta được:

$Q_K = 927290 + 134787 + 87312 + 1800 + 115373 = 1266562$

Sai lệch:

$$\Delta Q = 35946\ kJ/h \qquad \delta Q\% = 2,9\ \%$$

Hiệu suất của hệ thống sấy là:

$$\eta_s = \frac{Q_1}{Q_{cal}} = \frac{927290}{1161888} = 0,798 \quad = 79,8\%$$

CHỌN PHƯƠNG ÁN KÍCH THƯỚC HẦM

Bảng 3.4

Các chỉ tiêu của 2 phương án kích thước hầm

Các đại lượng so sánh	Đơn vị đo	Phương án 1	Phương án 2
Kích thước	*m*		
Dài		39,2	25,56
Rộng		4,52	4,52
Cao		2,20	2,91
Tiêu hao không khí	*kg/h*	31579	30576
Tiêu hao nhiệt ở calorife	*kJ/h*	1192318	1161888
Nhiệt hữu ích	*kJ/h*	97290	97290
Các tổn thất nhiệt	*kJ/h*		
Q_m		87312	87312
Q_{vt}		1800	1800
Q_5		115373	81464
Q'_2		125547	134787
Hiệu suất sử dụng nhiệt	%	77,8	79,8

Các chỉ tiêu của 2 phương án được đưa ra trong bảng 3.4. Xét các chỉ tiêu nói chung phương án 2 tốt hơn thể hiện ở các điểm sau:

- Kích thước hợp lý hơn

- Tiêu hao không khí nhỏ hơn, tốc độ không khí nhỏ hơn nên tiêu hao điện năng chạy qua sẽ nhỏ hơn.

- Hiệu suất phương án 2 cao hơn

Sở dĩ phương án 2 hiệu suất cao hơn là do phương án này kích thước hợp lý hơn, tổng bề mặt bao của thiết bị nhỏ hơn nên tổn thất nhiệt do tỏa nhiệt vào môi trường nhỏ hơn.

TÍNH TOÁN CHỌN CALORIFE

1. Công suất nhiệt của calorife

$$Q_{cal} = \frac{Q_1}{\eta_c} = \frac{322,7}{0,95} = 339,68\ kW$$

η_{cal} là hiệu suất nhiệt của calorife, $\eta_{cal} = 0,95$.

2. Tiêu hao hơi của calorife là

$$D = \frac{Q_{cal}}{i_h - i'}\ ,\quad kg/h$$

i_h là entanpi của hơi nước vào calorife, $i_h = i''$

với p = 5 *bar* thì i" = 2749 *kJ/h* và i' = 640 *kJ/h*.

$$D = \frac{339,68.3600}{(2749 - 640)} = 579,8\ kg/h \approx 580\ kg/h$$

Tiêu hao hơi cho 1 calorife là:

$$D_1 = \frac{D}{3} = 193\ kg/h$$

3. Xác định bề mặt trao đổi nhiệt của calorife

$$F = \frac{Q_{cal}\eta_{cal}}{k\Delta t_{th}}$$

Độ chênh nhiệt độ trung bình:

$$\Delta t_{th} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \varepsilon_{\Delta t}$$

$$\Delta t_1 = t_h - t_0 = 152 - 25 = 127$$

$$\Delta t_2 = t_h - t_1 = 152 - 101 = 51$$

Hệ số hiệu đính $\varepsilon_{\Delta t} = 1$

$$\Delta t_{th} = \frac{127 - 51}{\ln \frac{127}{51}} = 83,3\,^0C$$

Hệ số truyền nhiệt k xác định theo bảng phần phụ lục. Để sử dụng bảng ta phải giả thiết lưu tốc không khí qua calorife ρv = 10 kg/m^2s.

Ta có:

$$k = 30,5 \ W/m^2K$$

Ta xác định được bề mặt truyền nhiệt là

$$F = \frac{339,68.0,95}{30,5.83,3} = 42,35 \ m^2$$

Ta sử dụng 3 calorife, vậy 1 chiếc có bề mặt truyền nhiệt là F_1 = 16,9 m^2.

Tra bảng phần phụ lục ta chọn được calorife kiểu KΦ4 có diện tích bề mặt phù hợp và diện tích tiết diện thông gió là f = 0,195 m^2.

Kiểm tra lại lưu tốc không khí:

$$\rho v = \frac{L}{f} = \frac{30576}{3.3600.0,195} = 14,5 \ kg/m^2s$$

Lưu tốc không khí lớn sẽ gây trở lực của khí qua calorife lớn hơn nữa cần chọn tăng thêm bề mặt truyền nhiệt khoảng 20 ÷ 25% vì sau thời gian làm việc bụi bám bề mặt làm hệ số truyền nhiệt giảm. Vì vậy ta chọn KΦ5

có diện tích bề mặt truyền nhiệt F_t = 20,9 m^2 và diện tích thông khí là f = 0,224 m^2. Lưu tốc không khí lúc này là:

$$\rho v = \frac{L}{f} = \frac{30576}{3.3600.0,244} = 11,6\ kg/m^2s$$

Trở lực phía đường không khí của calorife là Δp_{cal} = 18,3 mmH_2O.

Các kích thước của calorife là:

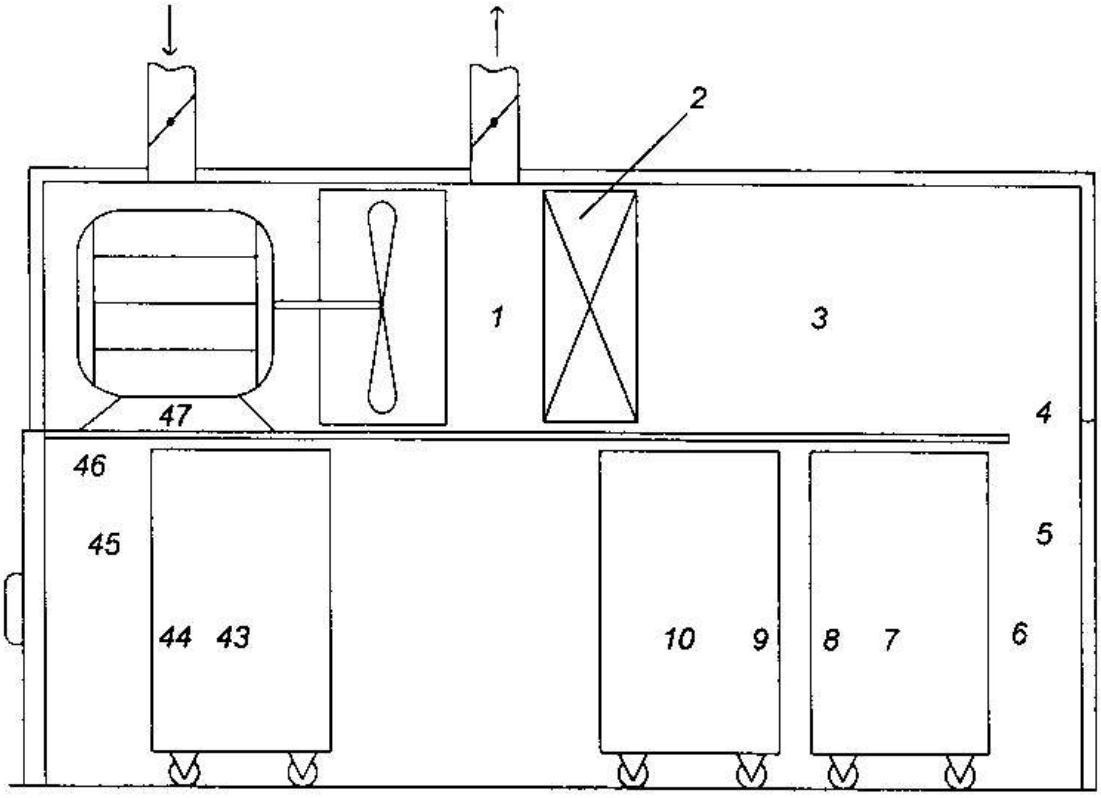
A = 930 *mm*

B = 770 *mm*

C = 200 *mm*

TÍNH TOÁN KHÍ ĐỘNG, CHỌN QUẠT GIÓ

1. Sơ đồ tính toán khí động



Hình 3.20. Sơ đồ tính toán khí động

Trở lực của hệ thống bao gồm: trở lực của calorife, trở lực ma sát của các kênh dẫn khí 2, 4, 46, các trở lực cục bộ tại các tiết diện tương ứng trên hình 3.20.

Trở lực ma sát trong các xe gỗ được xác định theo công thức:

$$\Delta p = \lambda \frac{L}{d_{td}} \rho \frac{W^2}{2} \quad , \quad N/m^2$$

trong đó:

λ là hệ số trở lực ma sát, $\lambda = 0{,}05$ $W/m.K$;

L là chiều dài phần sấy, $L = 24$ m;

d_{td} là đường kính tương đương của khe thông gió giữa các tấm gỗ, $d_{td} = 0{,}06$ m;

W, ρ là tốc độ và khối lượng riêng của khí trong hầm (tính theo nhiệt độ trung bình của khí).

Trở lực ma sát của kênh dẫn khí cũng xác định tương tự như trên. Riêng hai đoạn kênh dẫn 4 và 46 chiều dài nhỏ nên bỏ qua trở lực ma sát. Các trở lực cục bộ được tính theo công thức:

$$\Delta p_c = \xi \rho \frac{W^2}{2} \quad , \quad N/m^2$$

Ở đây các hệ số trở lực cục bộ ξ xác định theo tài liệu [4]. Các kết quả tính toán được đưa ra trong bảng 3.5.

- Ta có tổng trở lực của hệ thống là 340 N/m^2 ở điều kiện nhiệt độ khí $t_H = 78^oC$ với $\rho_H = 0{,}6138$ kg/m^3. Chuyển trở lực này về điều kiện tiêu chuẩn kỹ thuật ta được:

$$\Delta p_{tc} = \Delta p \frac{\rho_{tc}}{\rho} = \frac{340.1{,}2}{0{,}6138} = 664{,}7 \ N/m^2 \approx 665 \ N/m^2$$

Như vậy ta chọn quạt theo điều kiện:

Lưu lượng $$V = \frac{V_H}{3} = \frac{49830}{3} = 16610 \ m^3/h$$

Áp suất $\Delta p_{tc} = 665\ N/m^2$

Ta chọn 3 quạt hướng trục kiểu B № 8 [4].

Có số vòng quay n = 954 *v/phút*

Hiệu suất quạt $\eta = 0,63$

Góc nghiêng cánh $\theta = 25^0$

Bảng 3.5

Kết quả tính toán khi động

Số thứ tự vị trí	Vị trí gây trở lực	Khối lượng riêng ρ kg/m^3	Tốc độ khí v *m/s*	Chiều dài L *m*	Đường kính tương đương *m*	Hệ số trở lực ma sát λ	Hệ số trở lực cục bộ ξ	Tổn thất áp suất Δp N/m^2
1	Côn	0,6136	6,2				1,25	14,7
2	Calorife							184,0
3	Kênh dẫn khí	0,576	4,7	24	1,05	0,04		5,81
4	Ngoặt 90^0	0,576	5,8				1,1	10,66
5	Ngoặt 90^0	0,576	5,8				1,1	10,66
6, 9, 12, ...45	Vào xe 12 lần	0,589	3,5				0,18	7,79
7, 10, 43	Trong xe goòng	0,589	3,5	24	0,06	0,05		72,15
8, 11, 14 ... 44	Ra khỏi xe 12 lần	0,589	3,5				0,25	10,8
45	Ngoặt 90^0	0,602	5,6				1,10	10,38
46	Đột thu	0,602	5,6				0,25	2,36
47	Ngoặt 90^0	0,602	5,6				1,10	10,38
	Cộng					Δp ≈ 340		

PHỤ LỤC

PHỤ LỤC 1. TÍNH TOÁN, CHỌN CALORIFE

Bảng 1

Hệ số trao đổi nhiệt đối lưu tự nhiên của vách đứng với không khí khi nhiệt độ không khí 0^oC [9]

Độ chênh, Δt, ^0C	1	2	3	4	5	6	8	10	20
α_o, W/m^2K	1,684	2,125	2,428	2,682	2,897	3,065	3,367	3,623	4,528

Bảng 2

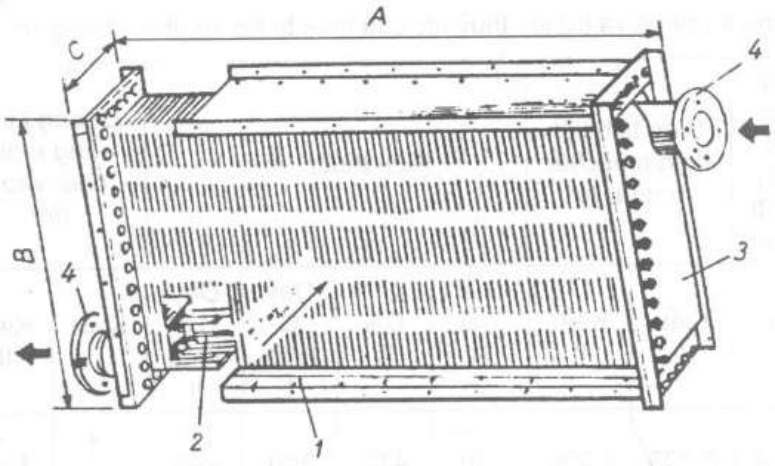
Hệ số hiệu đính nhiệt độ khí φ_T [9]

Nhiệt độ khí	-50	-20	10	20	30	40	50
Hệ số φ_T	1,1	1,04	0,99	0,98	0,97	0,95	0,93

Bảng 3

Hệ số trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức khi khí chuyển động dọc theo bề mặt vách [9]

Trạng thái bề mặt	Tốc độ khí v < 5 *m/s*	v > 5 *m/s*
Bề mặt nhẵn	5,8 + 3,95v	$7,13.v^{0,78}$
Bề mặt nhám	6,15 + 4,18v	$7,51.v^{0,78}$



Hình 1. Thiết bị gia nhiệt (calorife) kiểu K_ϕ (Liên xô cũ);

1. khung thiết bị;
2. ống có cánh;
3. nắp thiết bị;
4. ống vào và ra.

Bảng 4

Hệ số truyền nhiệt và trở lực thuỷ lực của thiết bị Kϕ về phía không khí [4]

Lưu tốc của không khí, kg/m^2s	Hệ số truyền nhiệt k khi chất tải nhiệt khác nhau [W/m^2K]				Trở lực thủy lực mmH_2O
	Hơi nước	Nước chuyển động bên trong với tốc độ [m/s]			
		0,01	0,1	0,3	
4	20,8	10,4	17,5	22,4	3,0
5	22,9	11,1	18,6	23,8	4,4
6	24,6	11,7	19,6	24,6	6,0
7	26,2	12,4	20,7	26,5	7,8
8	27,9	12,8	21,5	27,4	9,8
9	29,1	13,3	22,3	28,6	11,7
10	30,5	13,7	23,0	29,3	14,0
11	31,8	14,4	24,0	30,8	16,8
12	33,0	14,5	24,4	31,1	20,0
13	34,1	14,9	24,8	31,8	22,2
14	35,2	15,0	25,4	32,4	25,0

Bảng 4

Hệ số truyền nhiệt và trở lực thuỷ lực của thiết bị Kφ về phía không khí [4]

Ký hiệu	Diện tích bề mặt trao đổi nhiệ, m^2		Diện tích tiết diện khí đi qua	Diện tích tiết diện môi chất đi qua, m^2		Kích thước, *mm*				Đường kính ống môi chất vào, *dm*	
	Kiểu I	Kiểu II	m^2	Kiểu I	Kiểu II	Dài A	Dài B	Dày C Kiểu I	Dày C Kiểu II	Kiểu I	Kiểu II
Kφ1	7,25	9,3	0,084	0,005	0,006	610	412	200	240	$1\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{4}$
Kφ2	9,9	12,7	0,115	0,005	0,006	760	412	200	240	$1\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}$
Kφ3	13,2	16,9	0,154	0,006	0,008	780	532	200	240	$1\frac{1}{2}$	2
Kφ4	16,7	21,4	0,195	0,006	0,008	930	532	200	240	$1\frac{1}{2}$	2
Kφ5	20,9	26,8	0,244	0,007	0,010	930	662	200	240	2	2
Kφ6	25,3	32,4	0,295	0,007	0,010	1080	662	200	240	2	2
Kφ7	30,4	38,9	0,354	0,009	0,012	1100	782	200	240	$2\frac{1}{2}$	$2\frac{1}{4}$
Kφ8	35,7	45,7	0,416	0,009	0,012	1250	782	200	240	$2\frac{1}{2}$	3
Kφ9	41,6	53,5	0,486	0,011	0,014	1250	902	200	240	$2\frac{1}{2}$	3
Kφ10	47,6	61,2	0,558	0,011	0,014	1400	902	200	240	$2\frac{1}{2}$	3
Kφ11	54,6	69,9	0,638	0,012	0,016	1420	1032	200	240	3	3
Kφ12	61,6	79,0	0,72	0,012	0,016	1570	1152	200	240	3	3
Kφ13	69,3	88,8	0,81	0,014	0,018	1570	1152	200	240	3	3
Kφ14	77,3	99,0	0,903	0,014	0,018	1720	1152	200	240	3	3

PHỤ LỤC 2. TÍNH TOÁN KHÍ ĐỘNG, CHỌN QUẠT GIÓ

A. Hệ số trở lực ma sát [1]

Bảng 1

Hệ số trở lực ma sát đối với ống có tiết diện hình tròn chảy tầng

Re	100	200	300	400	500	600	700
λ	0,640	0,320	0,213	0,160	0,128	0,107	0,092
Re	800	900	1000	1100	1200	1300	1400
λ	0,08	0,071	0,054	0,058	0,053	0,049	0,048
Re	1500	1600	1700	1800	1900	2000	2100
λ	0,042	0,04	0,038	0,036	0,034	0,032	0,0305

Bảng 2

Hệ số trở lực ma sát đối với khu vực nhẵn thủy lực Re_{gh} > Re > 4000

Re	λ	Re	λ	Re	λ
4000	0,041	30000	0,024	800000	0,012
5000	0,038	50000	0,021	1000000	0,012
6000	0,036	80000	0,019	2000000	0,011
8000	0,033	100000	0,018	3000000	0,01
10000	0,032	200000	0,016	5000000	0,009
15000	0,028	300000	0,015	10000000	0,008
20000	0,026	500000	0,013		

Bảng 3

Hệ số trở lực ma sát đối với ống nhám thủy lực

d_{td}/ε	λ	d_{td}/ε	λ	d_{td}/ε	λ
100	0,0379	1100	0,0192	2500	0,0159
200	0,0304	1200	0,0188	3000	0,0153
300	0,0269	1300	0,0184	3500	0,0148
400	0,0249	1400	0,0181	4000	0,0144
500	0,0230	1500	0,0178	5000	0,0137
600	0,0223	1600	0,0176	6000	0,0132
700	0,0216	1700	0,0173	7000	0,0128
800	0,0207	1800	0,0171	8000	0,0125
900	0,0202	1900	0,0169	9000	0,0122
1000	0,0197	2000	0,0167	10000	0,0120

Bảng 4

Hệ số trở lực ma sát đối với khu vực quá độ ($Re_{gh} < Re < Re_n$)

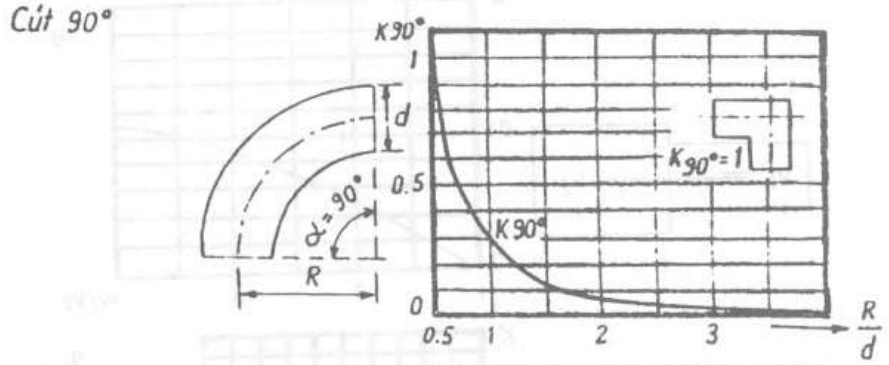
$\lambda = f(Re, d_{td}/\varepsilon)$

d_{td}/ε	Chuẩn số Re				
	4000	6000	10000	40000	100000
100	0,049	0,046	0,043	0,040	0,038
125	0,047	0,044	0,041	0,037	0,035
165	0,046	0,042	0,039	0,034	0,033
250	0,044	0,040	0,036	0,031	0,030
500	0,042	0,038	0,034	0,027	0,026
1000	0,042	0,037	0,032	0,025	0,023
1250	0,040	0,036	0,032	0,021	0,022
2000	0,040	0,036	0,032	0,020	0,019

B. Hệ số trở lực cục bộ (ký hiệu ξ hoặc k) [1]

Hình 1. Cút tiết diện tròn

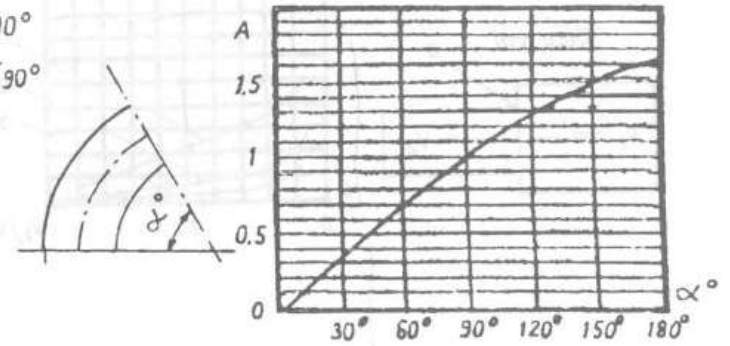
Cút 90°



H.1

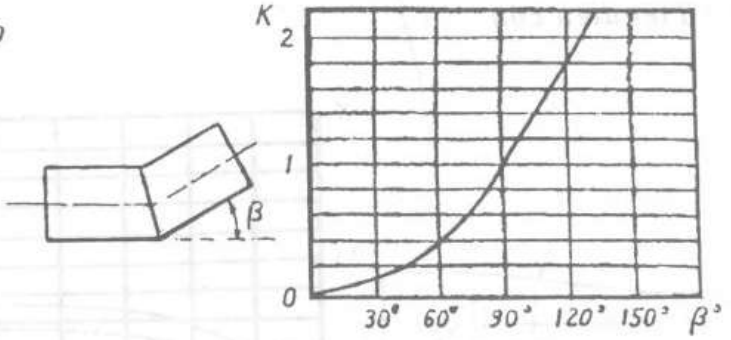
Cút khác 90°

$K_\alpha = A \times K_{90°}$



H.2

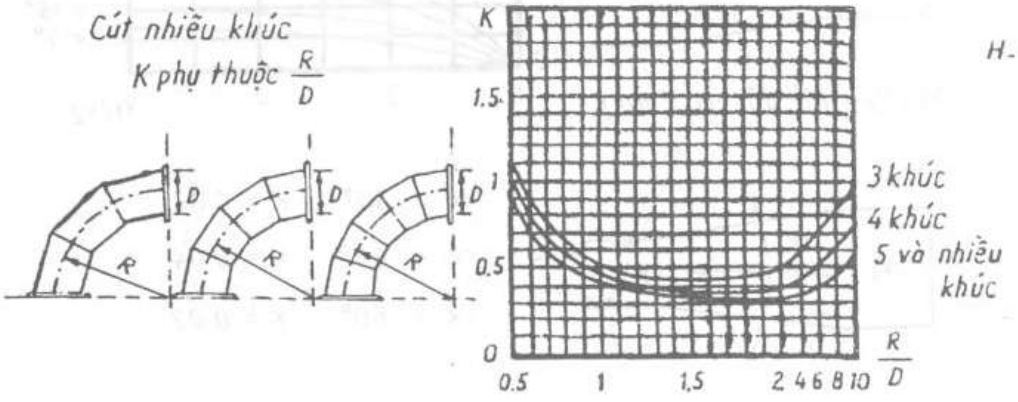
Cút xiên



H.3

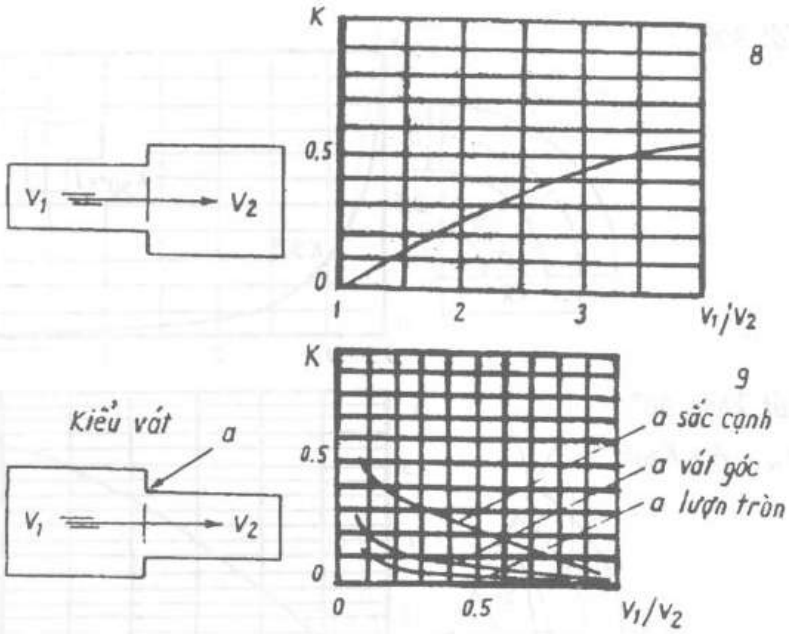
Cút nhiều khúc

K phụ thuộc $\frac{R}{D}$

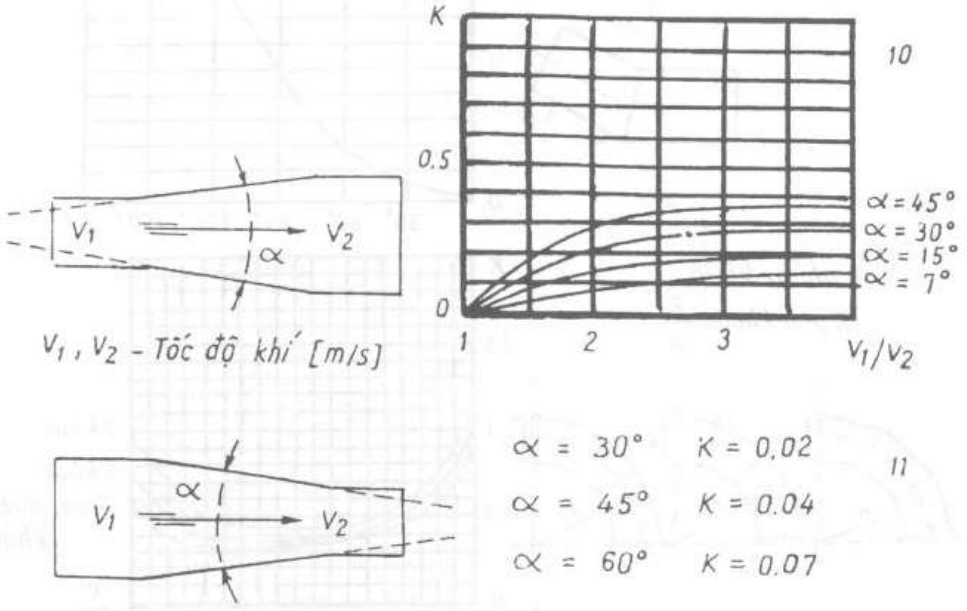


H.4

Hình 2. Tiết diện đột mở

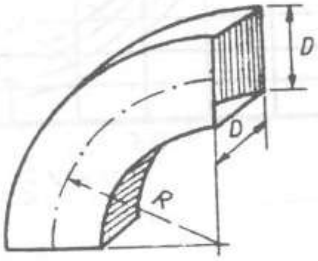


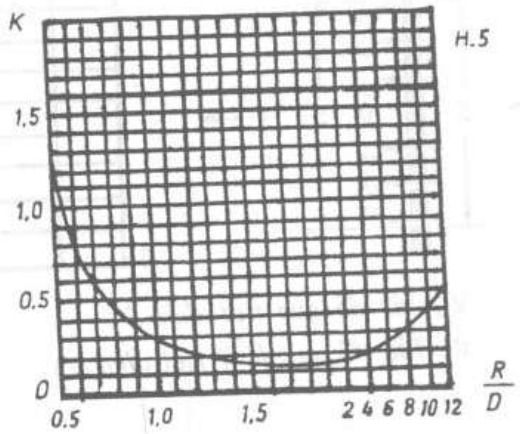
Hình 3 Tiết diện côn



Hình 4. Cút tiết diện hình vuông và hình chữ nhật

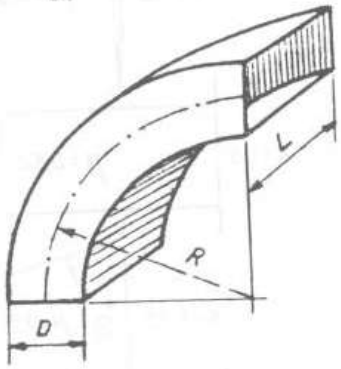
a. Cút tiết diện vuông

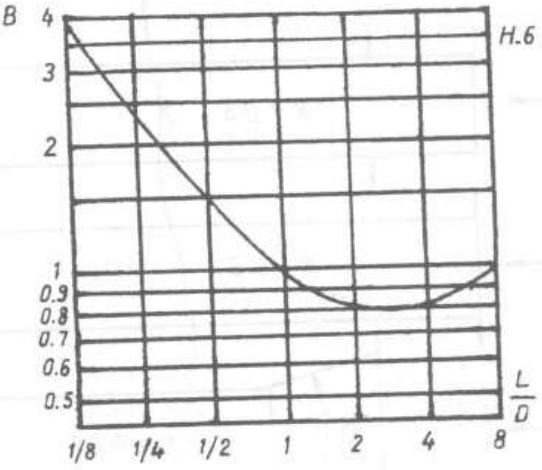




b. Cút tiết diện chữ nhật

$K_{CN} = B \times K$

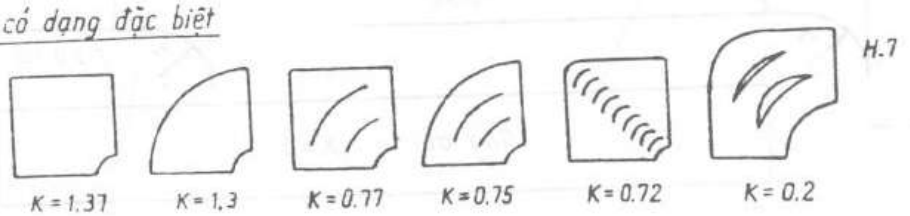




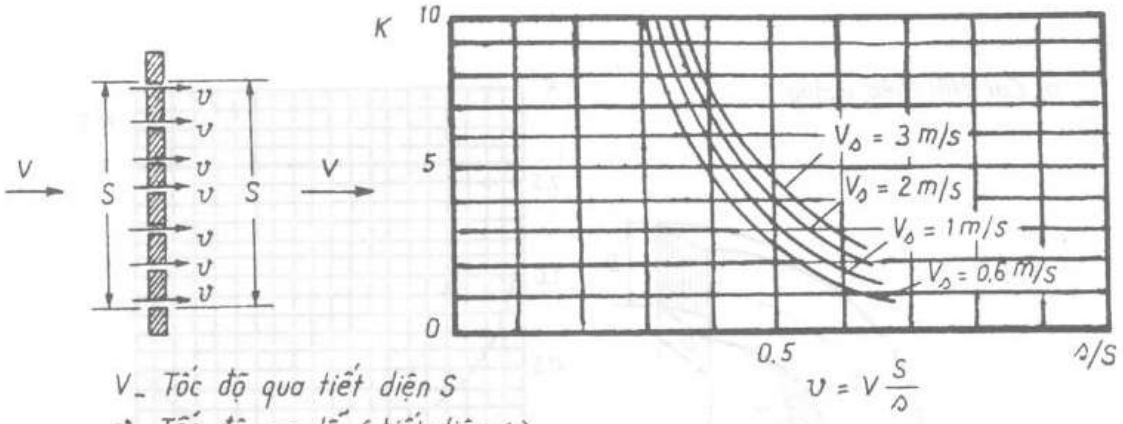
c. Cút có góc khác 90°

$K_{\alpha} = A \times B \times K$ (Hệ số A xem H.2)

d. Cút có dạng đặc biệt

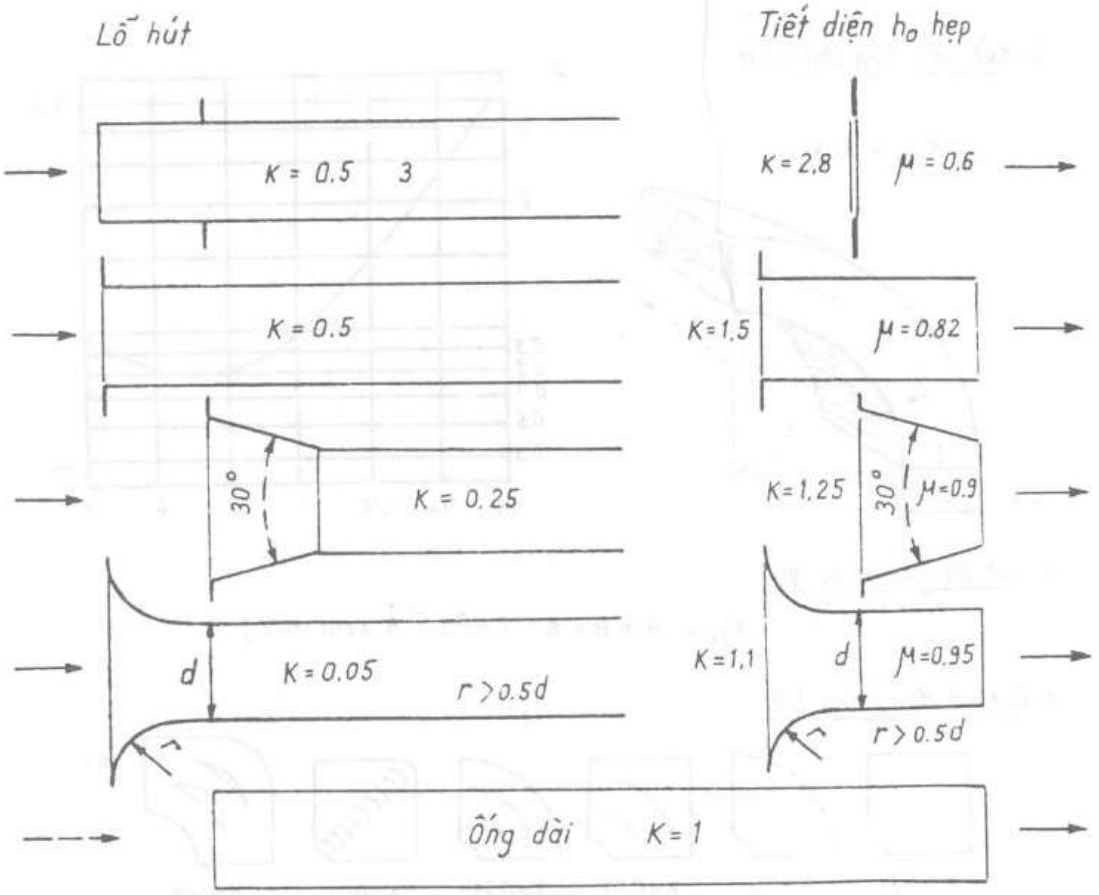


Hình 5. Chảy qua lỗ và mặt sàng

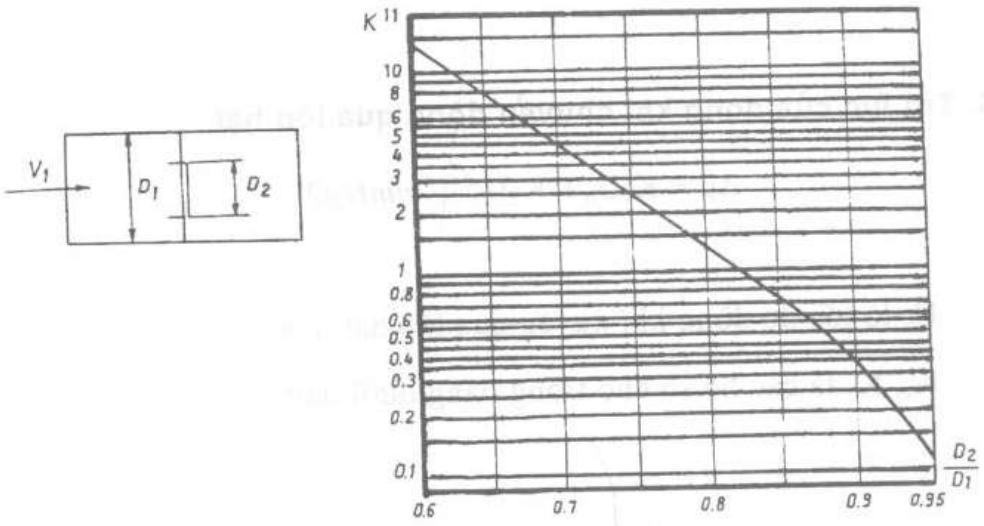


V_ Tốc độ qua tiết diện S

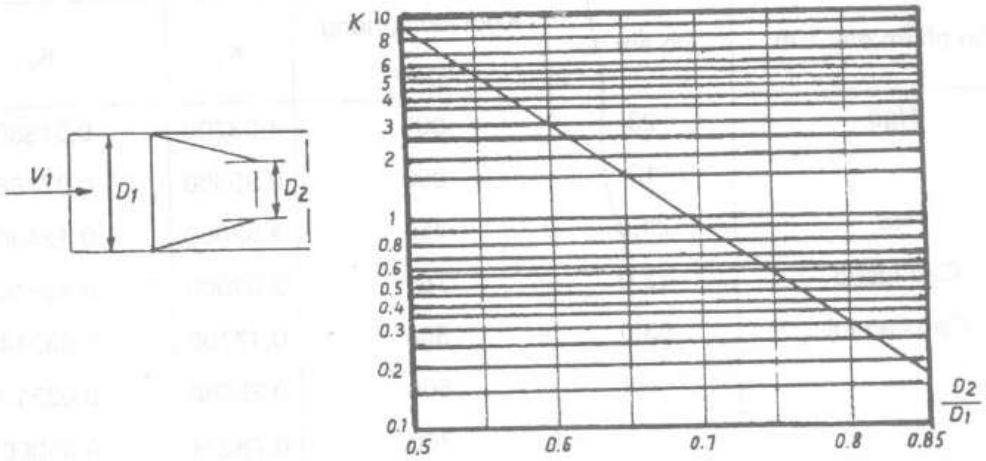
v_ Tốc độ qua lỗ (tiết diện Δ)



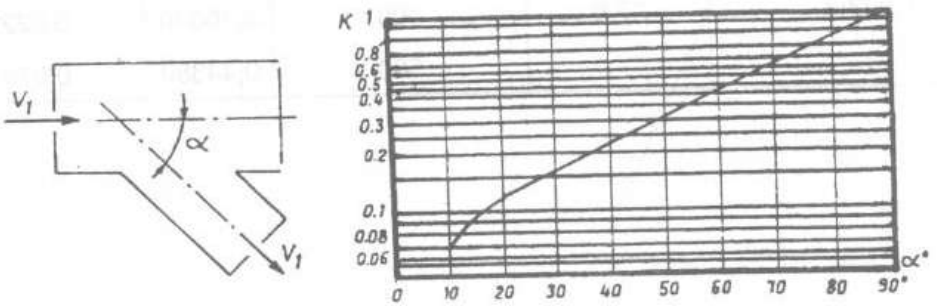
Hình 6. Cửa nghẽn trong ống dẫn



Hình 7. Côn trong ống dẫn



Hình 8. Rẽ nhánh xiên



C. Trở lực của dòng khí chuyển động qua lớp hạt

$$\Delta p = K_1 U_0 + K_2 U_0^2 \ , \ mmH_2O$$

ở đây:

U_0 là tốc độ dòng khí xuyên qua lớp hạt, *cm/s*;

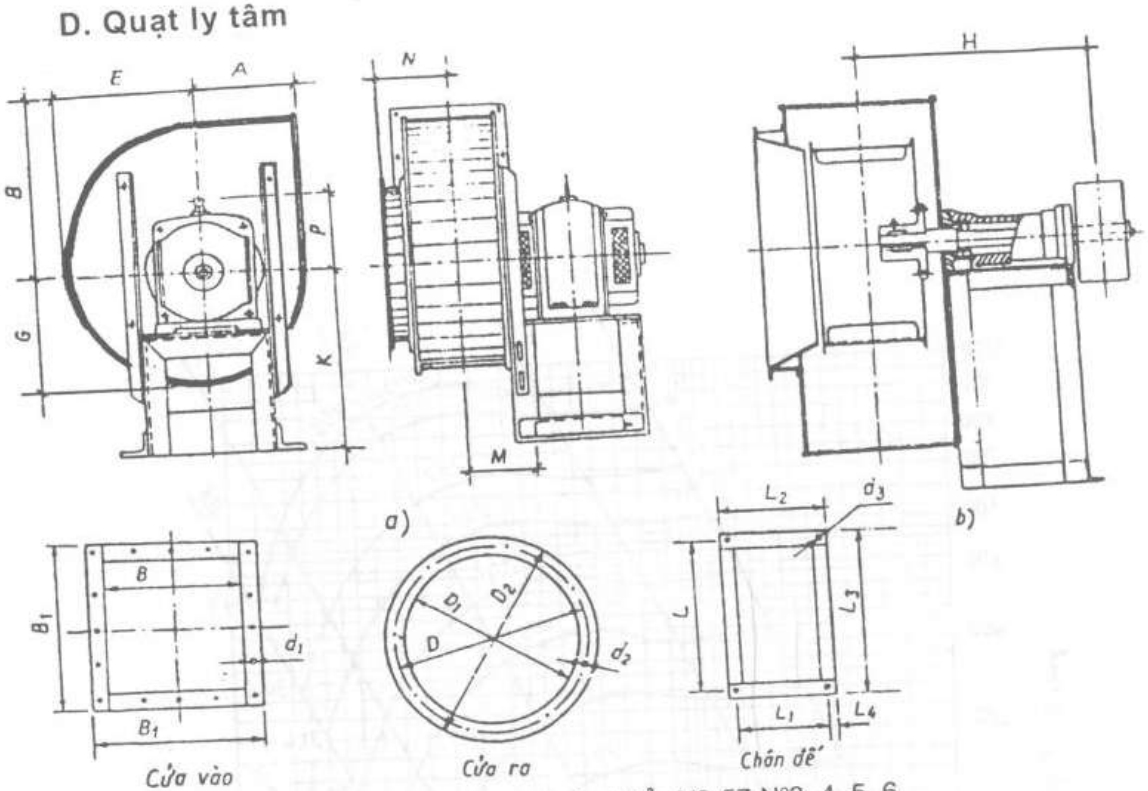
K_1, K_2 là các hệ số cho trong bảng dưới đây.

Bảng 5

Hệ số K_1, K_2 của một số nông sản dạng hạt

Sản phẩm dày 1 *m*	Độ ẩm %	Khối lượng riêng *kg/m³*	K_1	K_2
Ngô	23	800	1,03700	0,07380
	19	800	0,95300	0,07768
Kê	21,5	750	3,52000	0,12430
Cao lương	12,0	750	2,52000	0,12610
Cao cao tơi	53,0	550	0,17700	0,03214
		600	0,25980	0,03510
		700	0,78824	0,09060
Ca cao khô	6,5	500	0,15370	0,02171
Cà phê	12,0	400	0,10840	0,02250
		500	0,44880	0,07450

D. Quạt ly tâm



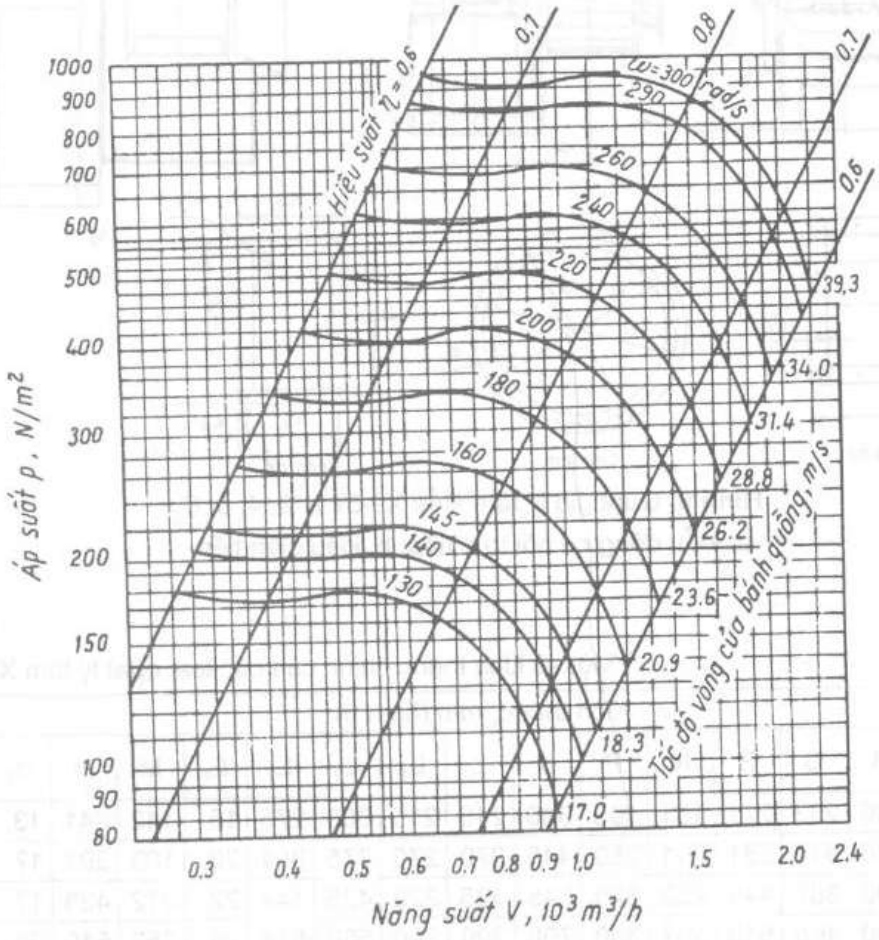
Hình 9. Quạt gió ly tâm kiểu X9-57 N°3, 4, 5, 6
a. kiểu động cơ nối trực tiếp; b. kiểu gián tiếp

Bảng 1

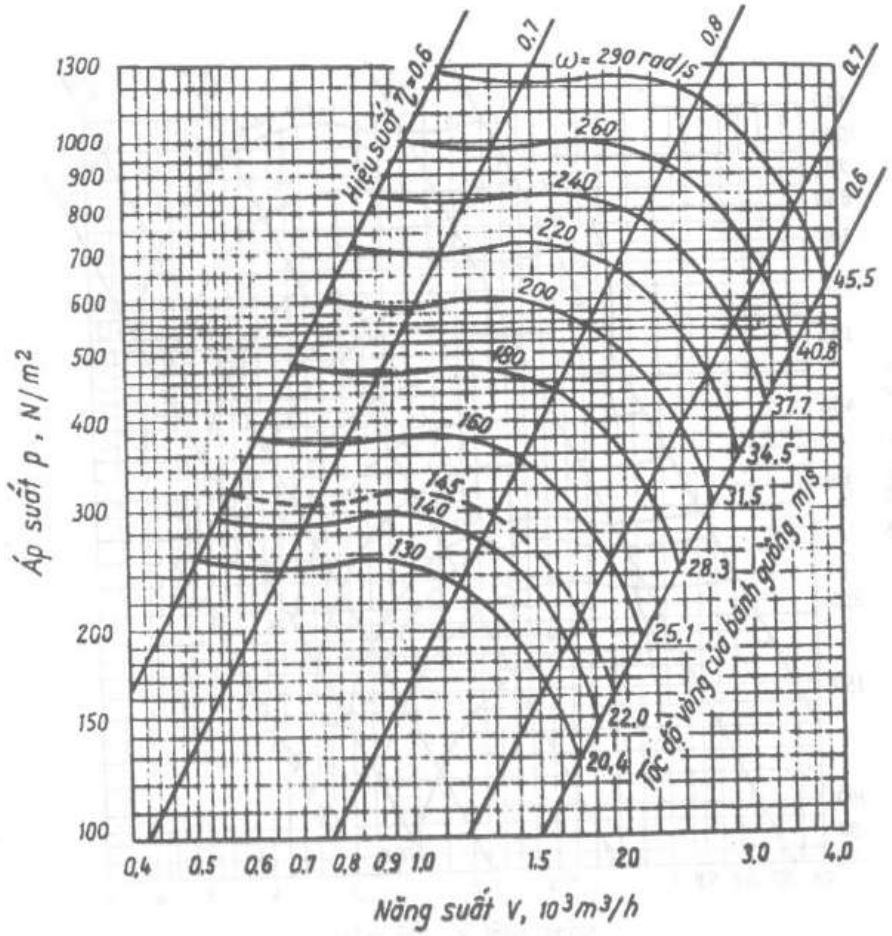
Một số kích thước chính của các loại quạt ly tâm X9-57 [1]

Số hiệu quạt	Kích thước, *mm* (hình 9)															Khối lượng, *kg*
	A	B	G	E	N	P	K	L	L_1	L_2	L_3	L_4	M	H	d_3	
3	195	300	233	271	151	195	340	215	215	300	276	15	142	341	13	44,5
4	260	400	310	361	201	260	445	270	270	375	394	20	183	393	17	73,5
5	325	500	387	449	252	325	545	325	325	425	444	22	212	438	17	106,3
6	392	600	465	540	302	390	700	390	390	500	514	25	253	510	20	173,7

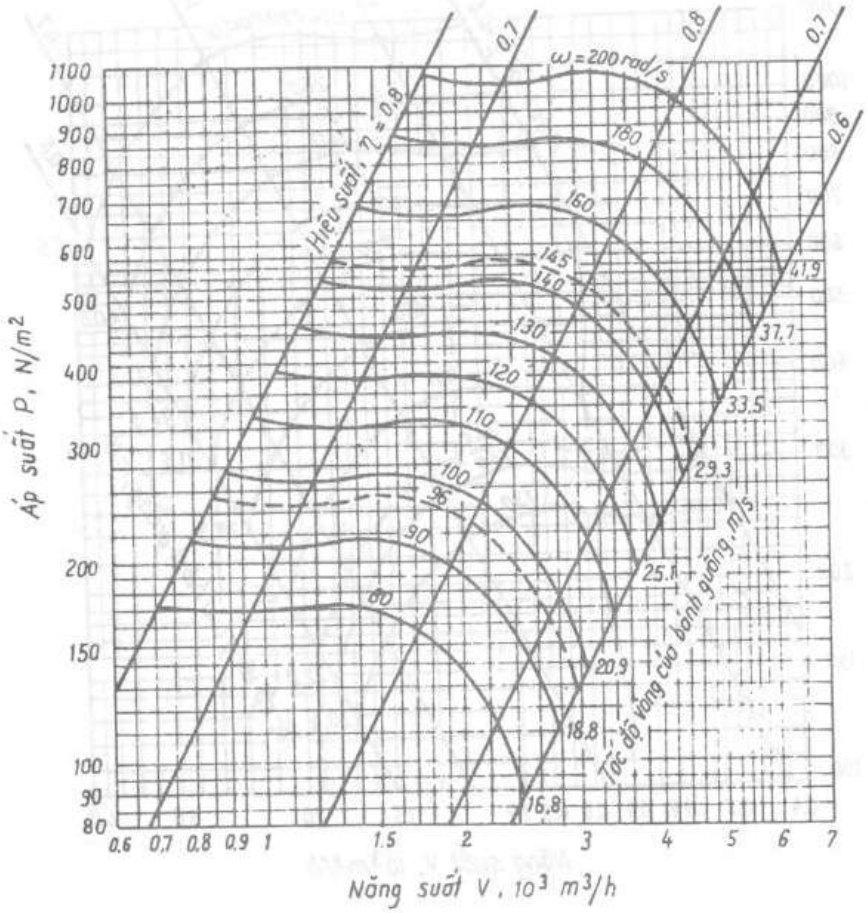
Số hiệu quạt	Kích thước, *mm*											Đế
	Bánh đai		Mặt bích cửa ra				Mặt bích cửa vào					
	d	O	B_2	B_1	d_1	số lỗ	D	D_1	D_2	d_2	số lỗ	Thép góc
3	160	70	210	253	6,5	8	312	340	352	6,5	12	40x40x5
4	200	80	280	333	6,5	12	408	445	458	6,5	12	50x50x5
5	250	100	350	404	8,5	16	509	545	559	8,5	16	50x50x5
6	300	125	420	475	8,5	16	616	650	666	8,5	16	60x60x6



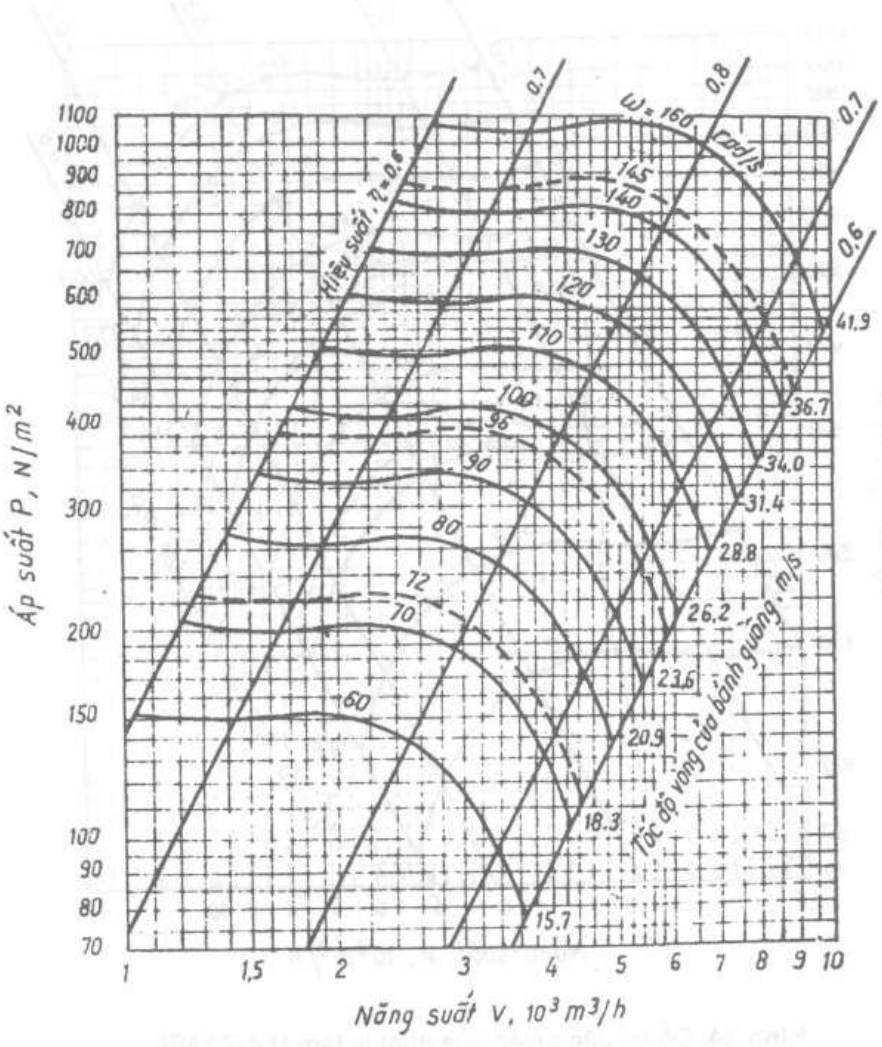
Hình 10. Đồ thị đặc tuyến của quạt ly tâm Ц 4-70 N^0 2$^{1/2}$



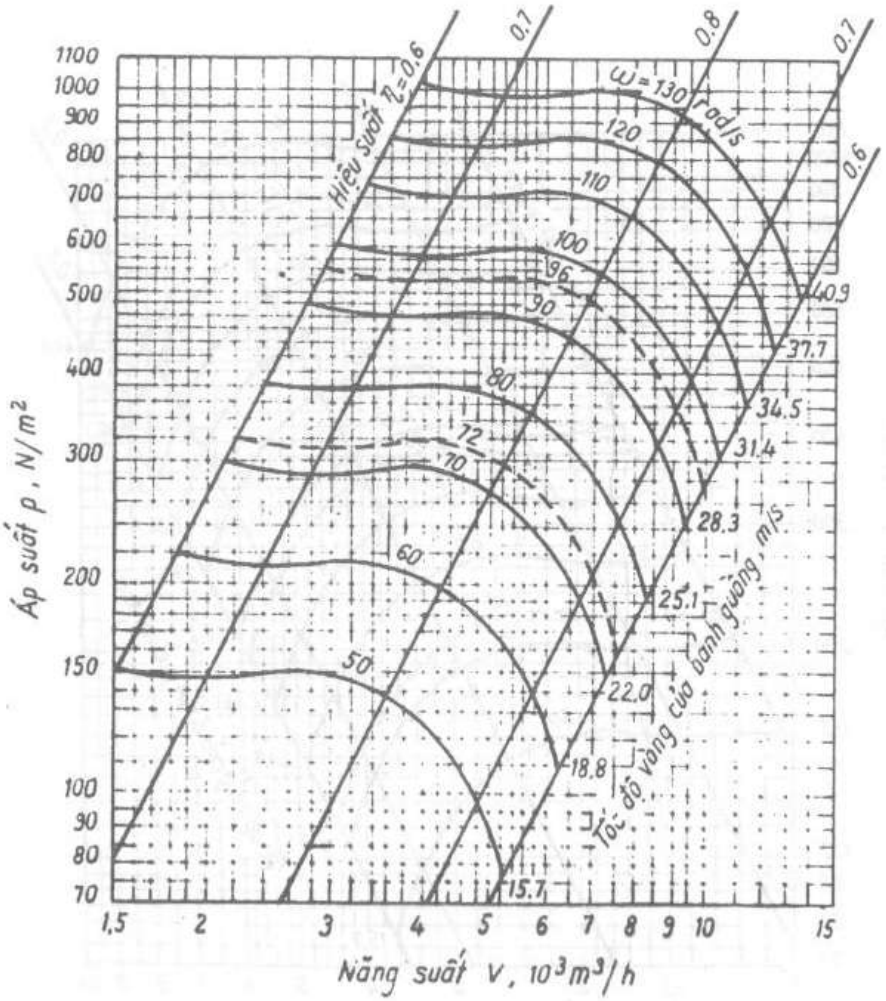
Hình 11. Đồ thị đặc tuyến của quạt ly tâm LỊ 4-70 N° 3



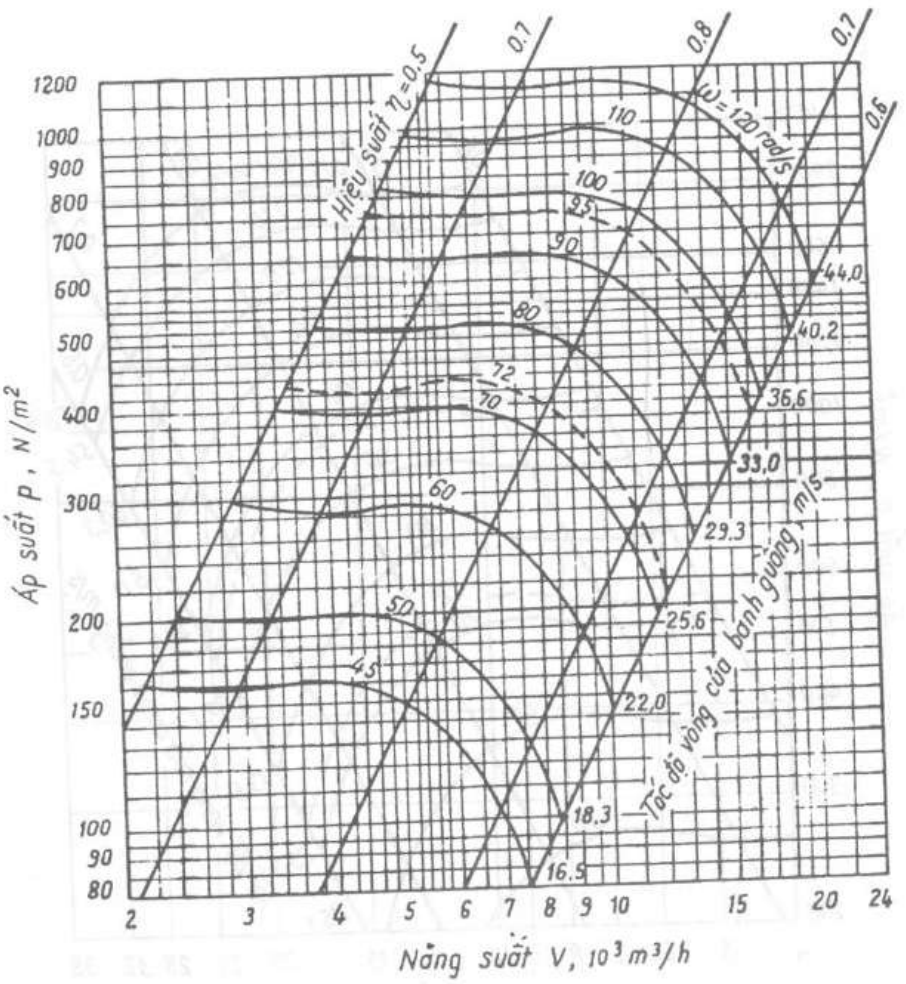
Hình 12. Đồ thị đặc tuyến của quạt ly tâm Ц 4-70 N°4



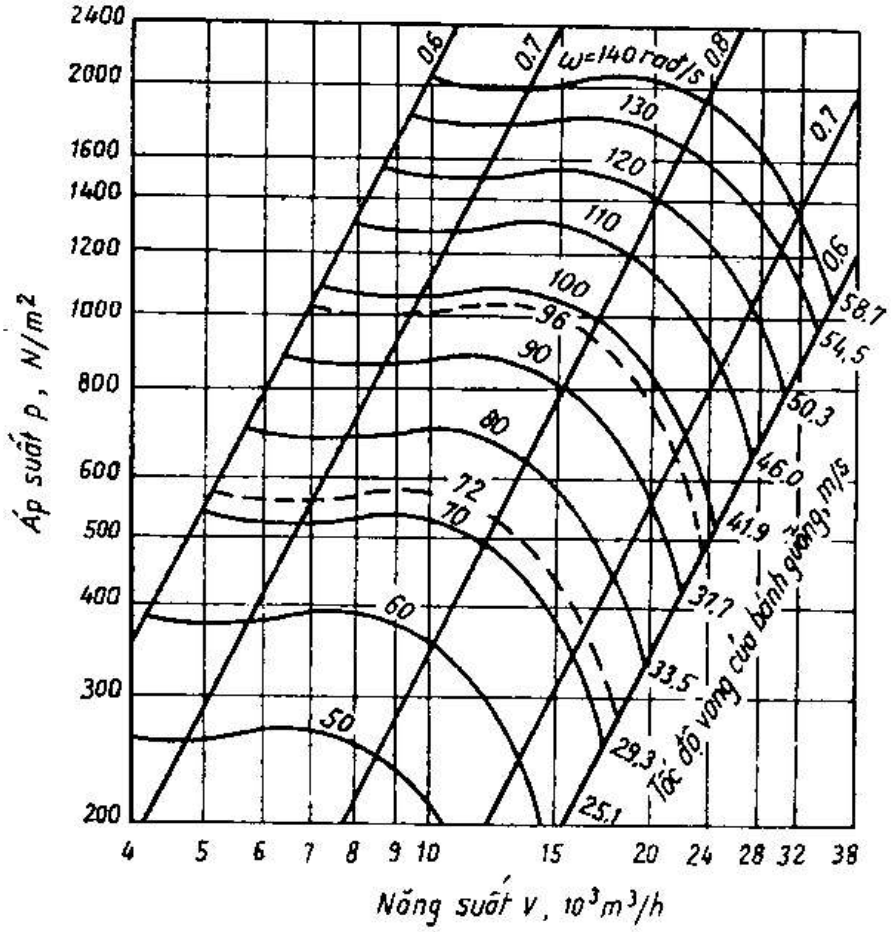
Hình 13. Đồ thị đặc tuyến của quạt ly tâm Ц 4-70 N^{0}5



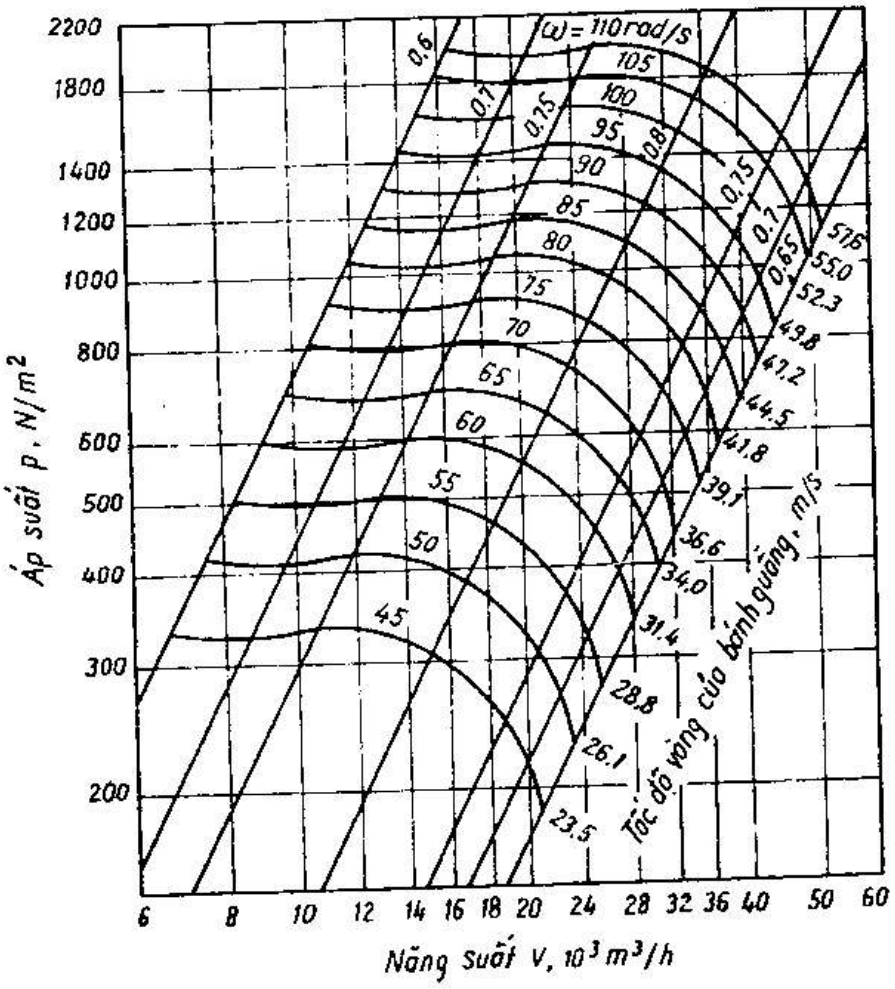
Hình 14. Đồ thị đặc tuyến của quạt ly tâm Ц 4-70 N°6



Hình 15. Đồ thị đặc tuyến của quạt ly tâm Ц 4-70 N°7



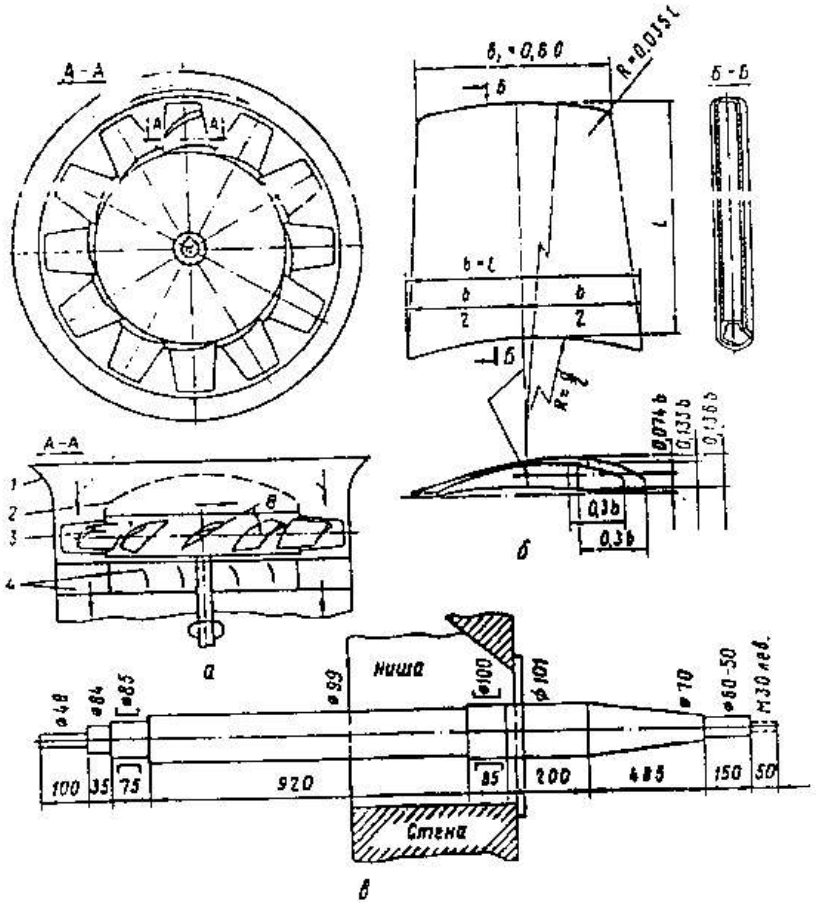
Hình 16. Đồ thị đặc tuyến của quạt ly tâm [] 4-70 N°8



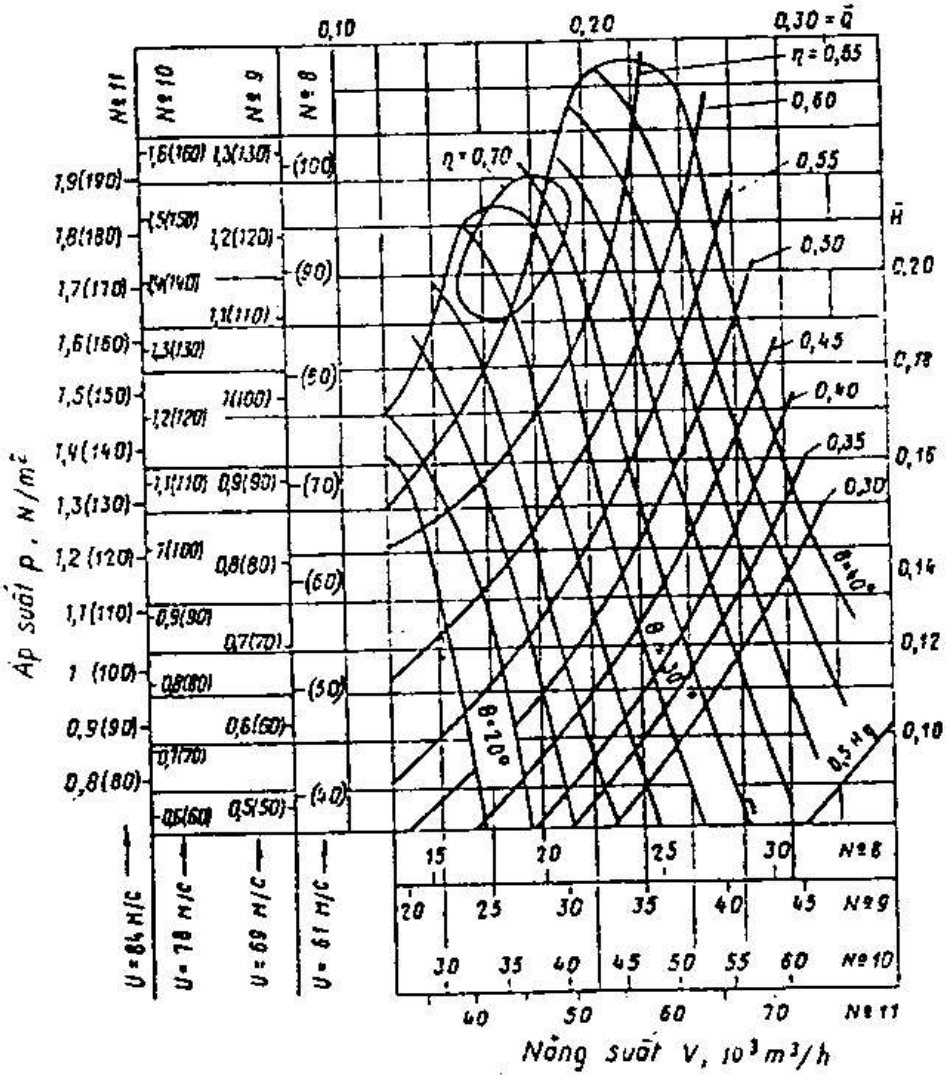
Hình 17. Đồ thị đặc tuyến của quạt ly tâm Ц 4-70 N°10

E - Quạt hướng trục

1) Quạt hướng trục kiểu B

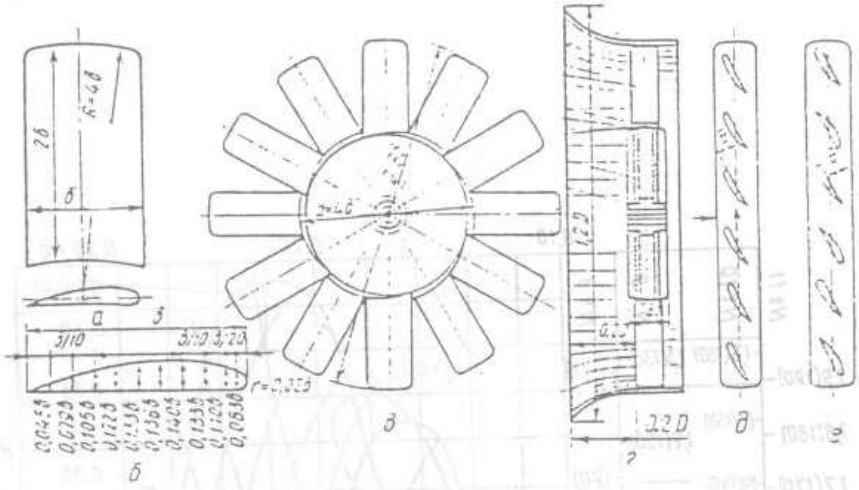


Hình 18. Cấu tạo quạt hướng trục kiểu B

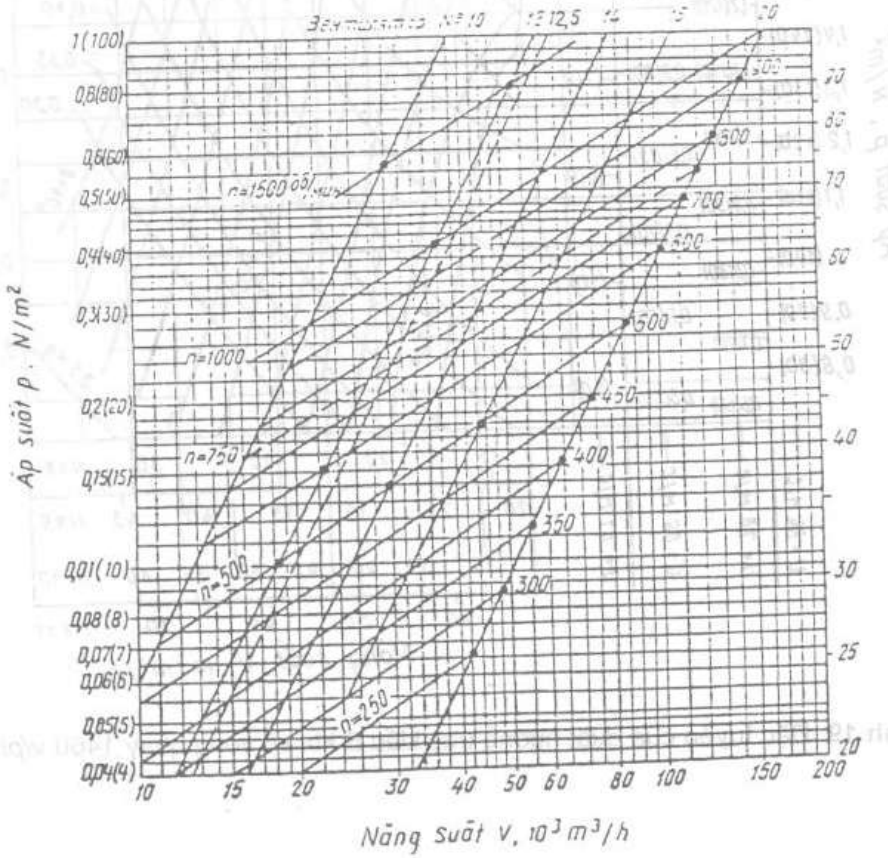


Hình 19. Đặc tuyến của quạt hướng trục kiểu B khi số vòng quay 1460 *v/phút*

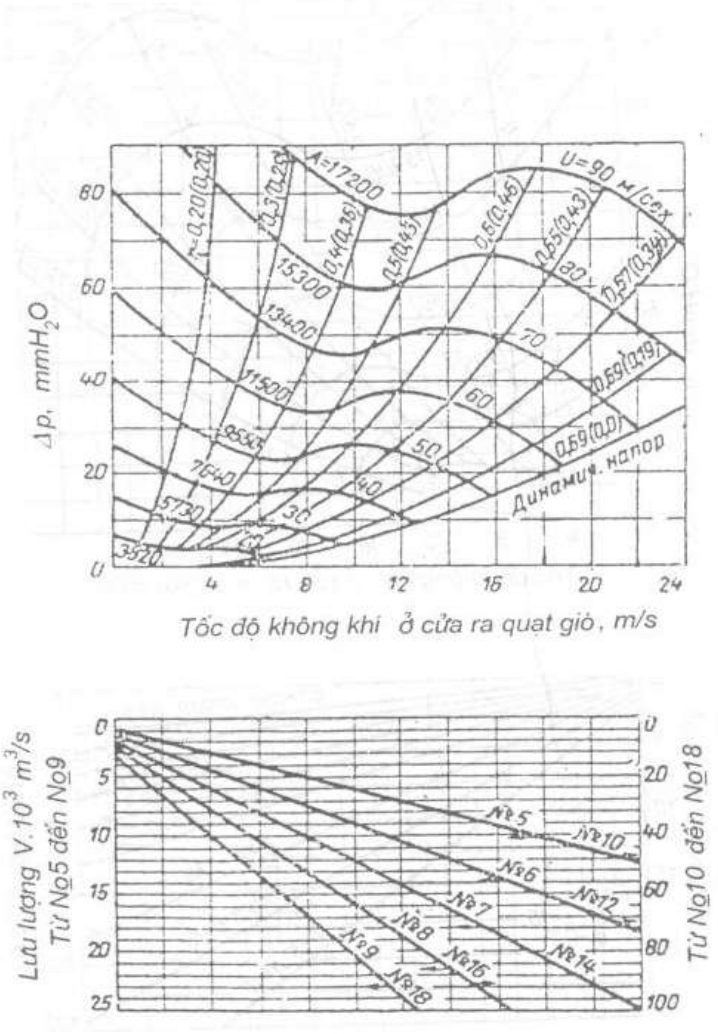
2) Quạt hướng trục kiểu Y



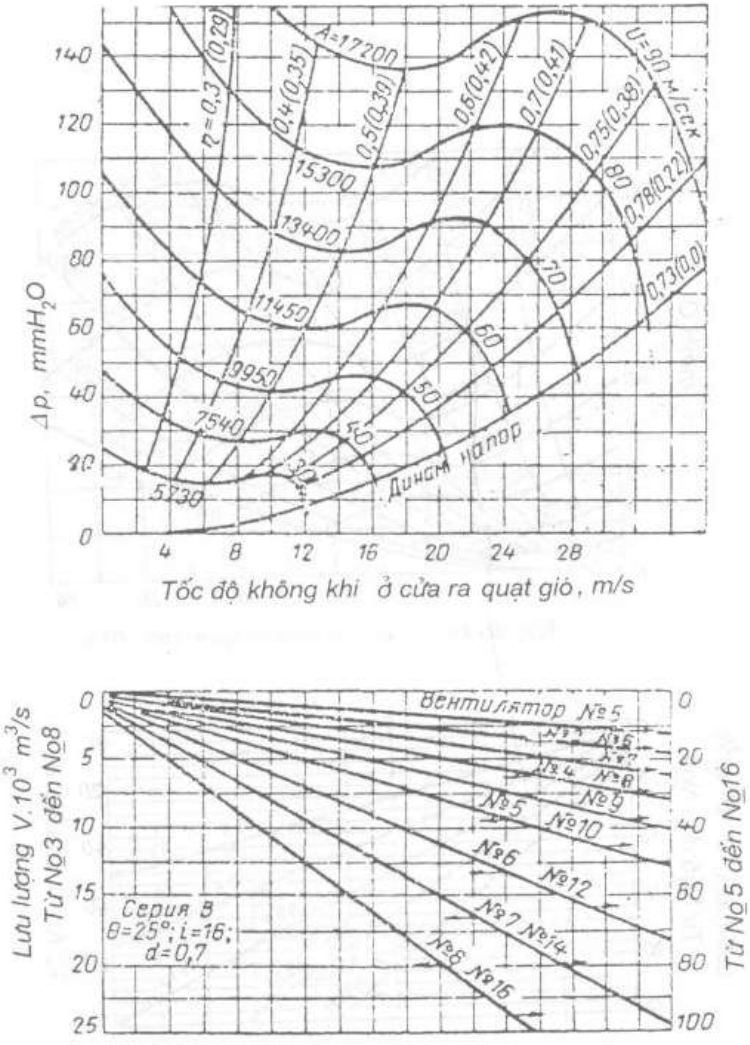
Hình 20. Cấu tạo quạt hướng trục kiểu Y-12



Hình 21. Đặc tuyến của quạt hướng trục Y-12

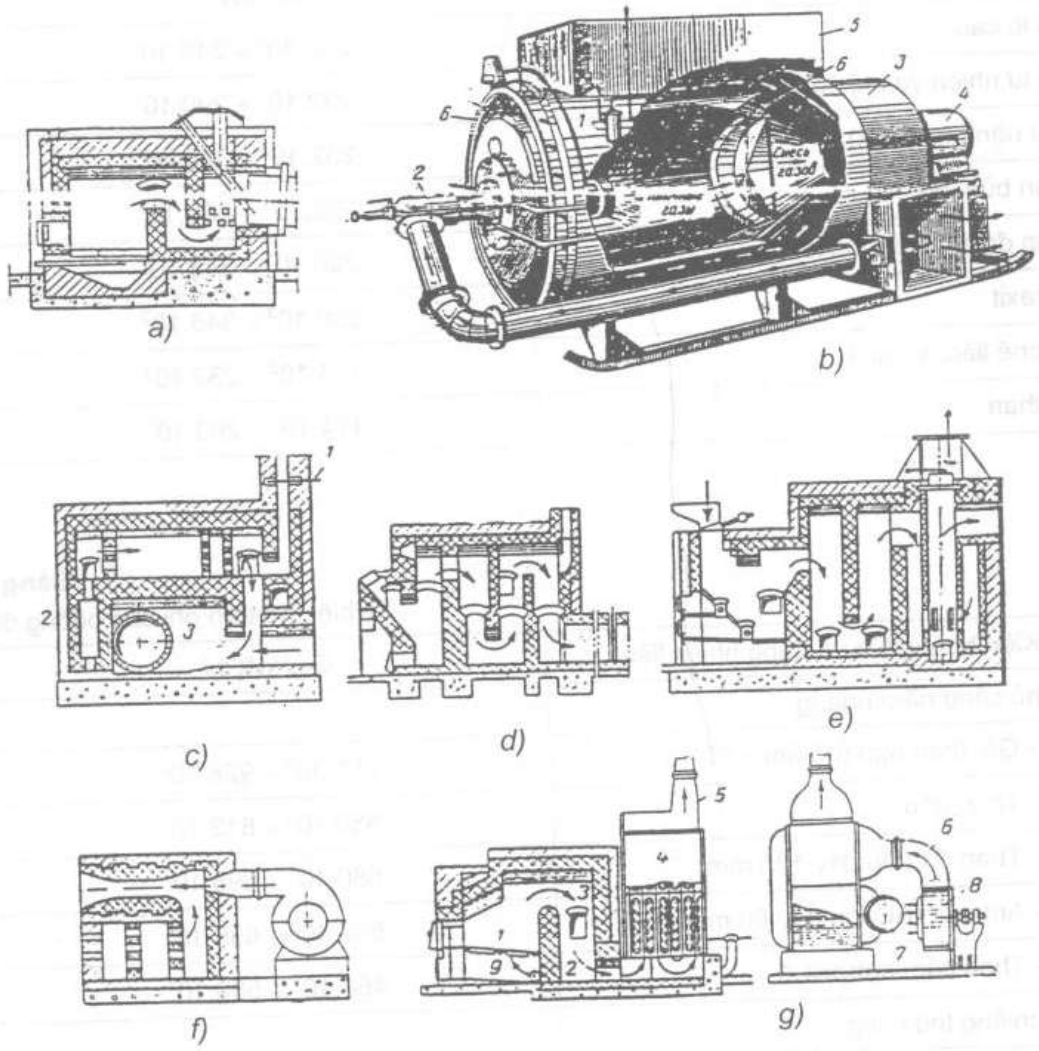


Hình 22. Quạt hướng trục kiểu Y, số cánh 12, góc nghiêng cánh 25°, số vòng quay n = A/12 *vg/phút*



Hình 23. Quạt hướng trục kiểu Y, số cánh 16, góc nghiêng cánh 25^0, số vòng quay n = A/12 *vg/phút*

PHỤ LỤC 3. BUỒNG ĐỐT DÙNG TRONG HỆ THỐNG SẤY



Hình 1. Một số kiểu buồng đốt:

a) Buồng đốt thủ công ghi ngang; b) buồng đốt dùng nhiên liệu lỏng: 1. buồng đốt; 2. vòi phun; 3. quạt gió; 4. động cơ điện; 5. bình chứa nhiên liệu; 6. bộ điều chỉnh nhiệt độ; 7. ống dẫn không khí vào; 8. kênh dẫn không khí; 9. vỏ trong; 10. vỏ ngoài;

c) buồng đốt nhiên liệu khí nhiệt trị thấp để sấy dùng khói có hồi lưu; d) buồng đốt củi, gỗ phế liệu; e) buồng đốt than ghi nghiêng; f) buồng đốt dùng ejectơ đốt nhiên liệu khí; g) buồng đốt than kèm calorife: 1. buồng lửa; 2. buồng lắng bụi; 3. cửa; 4. calorife; 5. ống khói; 6. cút nối; 7. ống dẫn không khí nóng; 8. quạt gió.

Bảng 1

Nhiệt thế thể tích của buồng đốt [1]

Dạng nhiên liệu	Q_v, kW/m^3
Khí lò cao	$232.10^3 \div 348.10^3$
Khí tự nhiên và khí đốt nhân tạo	$232.10^3 \div 290.10^3$
Dầu nặng (ma dút)	$232.10^3 \div 348.10^3$
Than bùn, gỗ	$232.10^3 \div 290.10^3$
Than đá có chất bốc lớn	$290.10^3 \div 348.10^3$
Antraxit	$290.10^3 \div 348.10^3$
Gỗ phế liệu, vỏ quả	$174.10^3 \div 232.10^3$
Bụi than	$174.10^3 \div 290.10^3$

Bảng 2

Nhiệt thế trên ghi của buồng đốt

Kiểu buồng lửa và dạng nhiên liệu	Q_G, kW/m^2
Ghi thủ công nằm ngang	
- Gỗ, than bùn (độ ẩm > 50%)	$696.10^3 \div 928.10^3$
- Than nâu	$580.10^3 \div 812.10^3$
- Than đá (lớp dày 125 mm)	$580.10^3 \div 696.10^3$
- Antraxit (AC lớp dày 80 mm)	$557.10^3 \div 696.10^3$
- Than cám antraxit A	$464.10^3 \div 580.10^3$
Ghi nghiêng thủ công	
- Mùn cưa gỗ phế liệu	$580.10^3 \div 696.10^3$
- Vỏ quả, vỏ cây	$232.10^3 \div 406.10^3$

PHỤ LỤC 4. THIẾT BỊ KHỬ BỤI

Bảng 1

Năng suất của xyclôn, m^3/h [10]

Loại xyclôn	400	450	500	550	600	650	700	750	800
Xyclôn đơn	1450 ÷ 1690	1830 ÷ 2140	2270 ÷ 2640	2740 ÷ 3200	3200 ÷ 3810	3820 ÷ 4460	4400 ÷ 5180	5160 ÷ 5950	5800 ÷ 6760
Nhóm 2 xyclôn			4540 ÷ 5200	5180 ÷ 6400	6200 ÷ 7620	7650 ÷ 8920	8800 ÷ 10400	10200 ÷ 11900	11600 ÷ 13500
Nhóm 3 xyclôn						11500 ÷ 13400	13200 ÷ 15500	15500 ÷ 17800	17400 ÷ 20300
Nhóm 4 xyclôn	5800 ÷ 6700	7340 ÷ 8560	9080 ÷ 10600	10900 ÷ 12800	13000 ÷ 15200	13500 ÷ 17800	17600 ÷ 20700	20400 ÷ 28800	23200 ÷ 27000
Nhóm 6 xyclôn			13600 ÷ 15900	16400 ÷ 19200	19600 ÷ 22900	22900 ÷ 26800	26400 ÷ 31100	30600 ÷ 35700	31800 ÷ 40600
Nhóm 8 xyclôn								40800 ÷ 47600	46400 ÷ 51100

Bảng 2

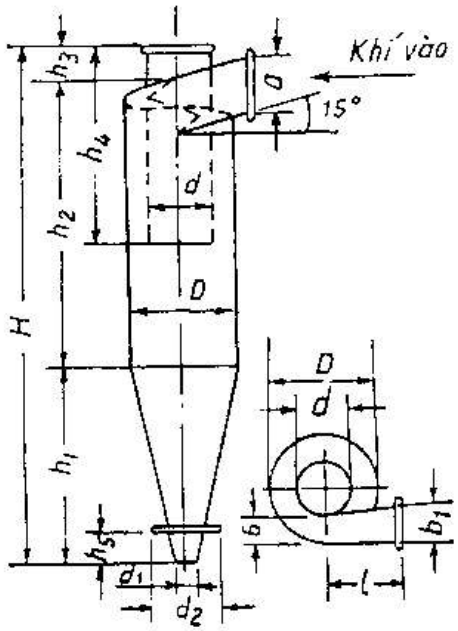
Các kích thước cơ bản của xyclôn [10]

Kích thước	Xyclôn ЦККБ		Xyclôn ВТИ		Xyclôn НИМОГАЗ	
Chiều rộng ống vào	b	0,175D	b	0,175D	b	0,175D
Chiều cao ống vào	2b	0,35D	4b	0,68D	3,14b	0,66D
Đường kính xyclôn	5,7b	D	5,9b	D	4,75b	D
Đường kính ống ra	3,7b	0,65D	3,9b	0,66D	2,75b	0,58D
Chiều cao phần hình trụ	5,7b	D	4,7b	0,8D	7,6b	1,6D
Chiều cao phần hình nón	4,3b	0,755D	5,05b	0,86D	9,5b	2D

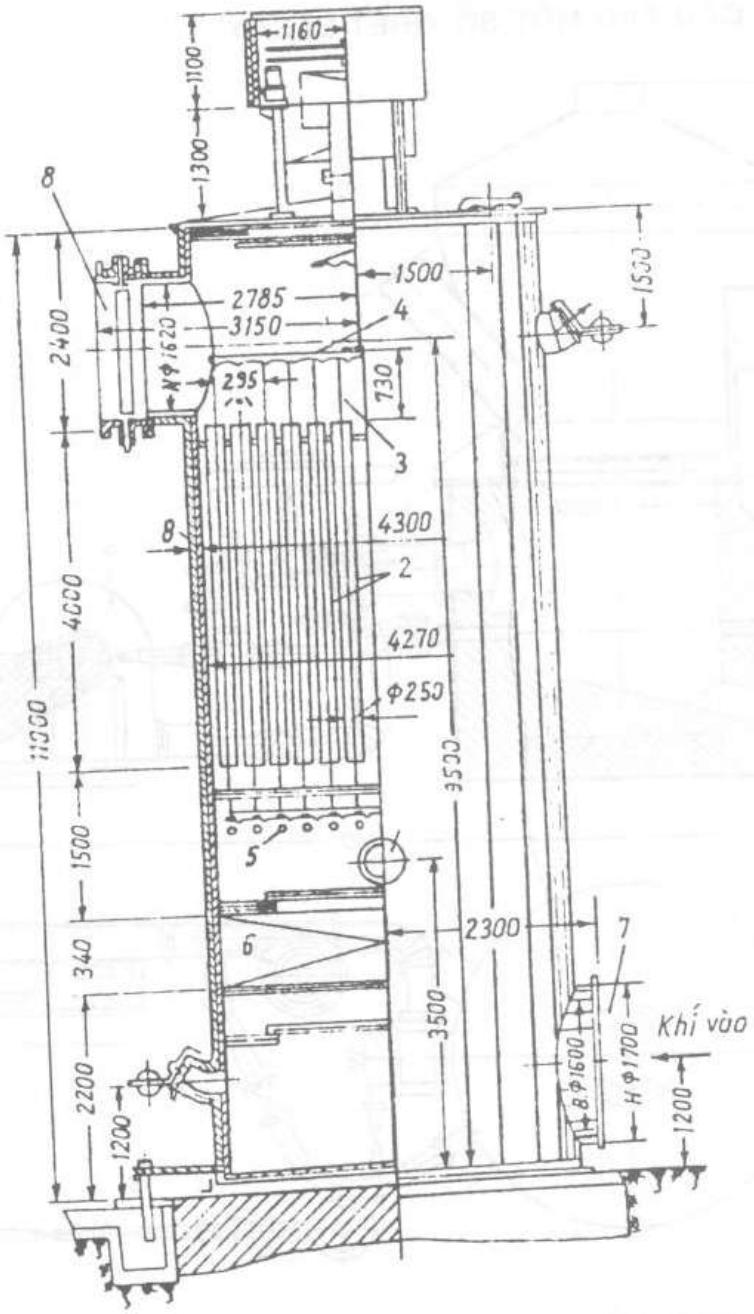
Bảng 2

Nhiệt thế trên ghi của buồng đốt

Ký hiệu kích thước	ЦН-15	ЦН-15Y	ЦН-24	ЦН-11
Chiều cao cửa vào a (bên trong)	0,66	0,66	1,1	0,48
Chiều cao ống nhỏ h_1	1,74	1,5	2,11	1,56
Chiều cao phần hình trụ h_2	2,26	1,51	2,11	2,08
Chiều cao phần hình nón h_3	2	1,5	1,75	2,0
Chiều cao phần bên ngoài ống nhỏ h_4	0,3	0,3	0,4	0,3
Chiều cao chung H	4,56	3,31	4,26	4,38
Đường kính ngoài ống ra d_1	0,6	0,6	0,6	0,6
Đường kính trong cửa thải bụi d_2	0,3 ÷ 0,4	0,3 ÷ 0,4	0,3 ÷ 0,4	0,3 ÷ 0,4
Chiều rộng cửa vào b_1/b	0,26D/0,2D	0,26D/0,2D	0,26D/0,2D	0,26D/0,2D
Chiều dài ống cửa vào ℓ	0,6	0,6	0,6	0,6
Khoảng cách từ tận cùng xyclôn đến mặt bích h_s	0,24 ÷ 0,32	0,24 ÷ 0,32	0,24 ÷ 0,32	0,24 ÷ 0,32
Gócnghiêng nắp với ống vào α	15^0	15^0	24^0	11^0
Đường kính trong xyclôn D, *mm*	40 ÷ 800	200 ÷ 800	400 ÷ 1000	40 ÷ 800
Hệ số trở lực ξ	105	110	60	180



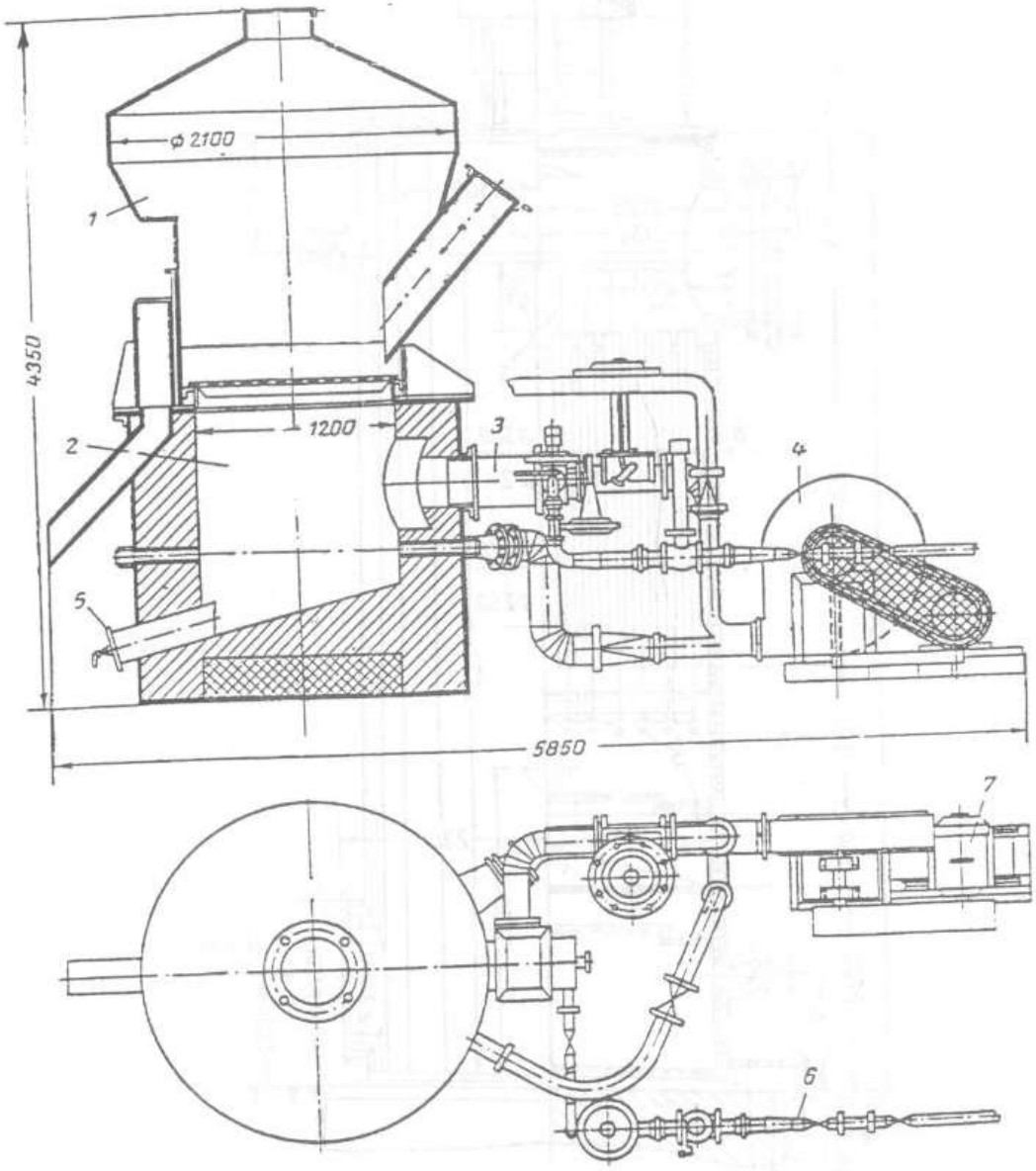
Hình 1. Cấu tạo của xyclôn



Hình 2. Thiết bị khử bụi kiểu tĩnh điện:

1. vỏ thiết bị; 2. các ống thép; 3. dây dẫn điện; 4. giá đỡ dây trên; 5. giá đỡ dây dưới; 6. bộ phận phân phối khí; 7. ống khí vào; 8. ống khí ra.

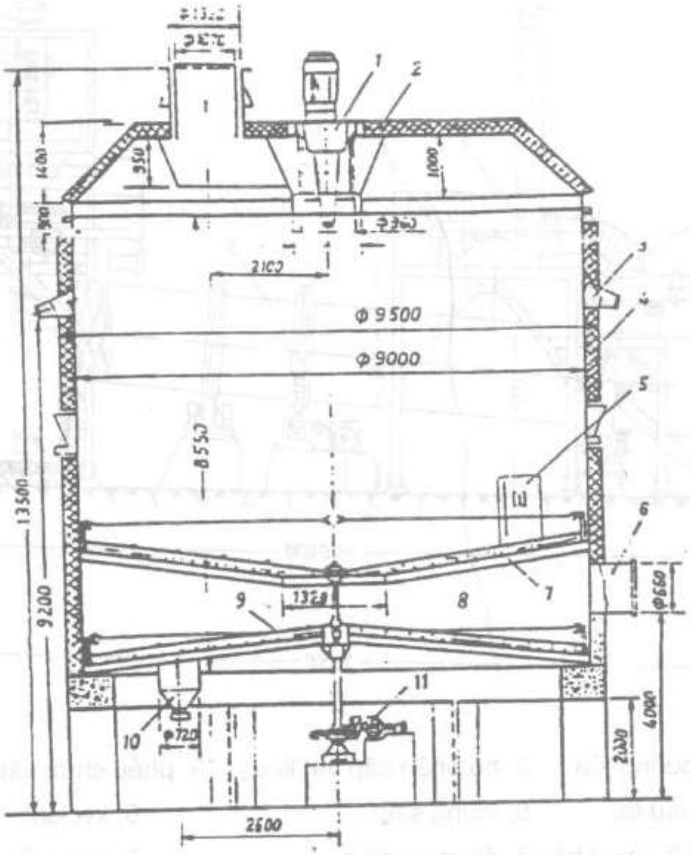
PHỤ LỤC 5. CẤU TẠO MỘT SỐ THIẾT BỊ SẤY



1. Thiết bị sấy tầng sôi:

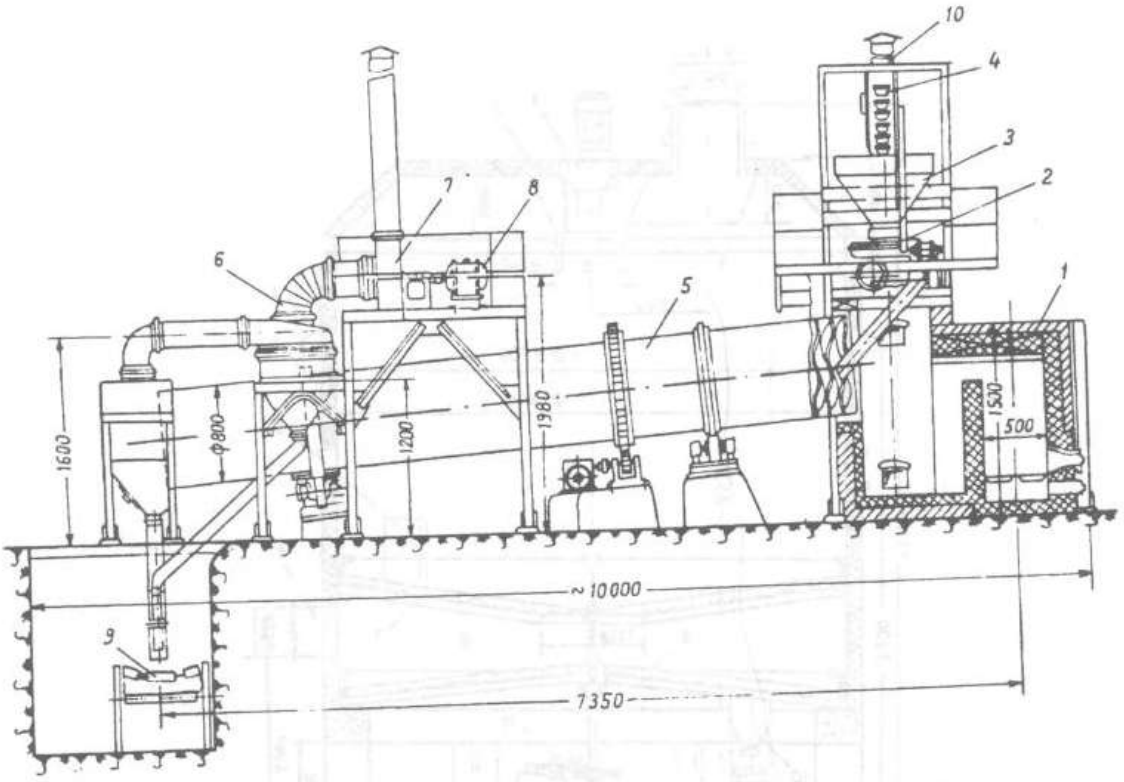
1. buồng sấy; 2. buồng dẫn môi chất sấy; 3. ống đưa môi chất sấy vào; 4. quạt gió; 5. cửa thải; 6. đường dẫn khí đốt; 7. động cơ điện chạy quạt.

2. Thiết bị sấy phun



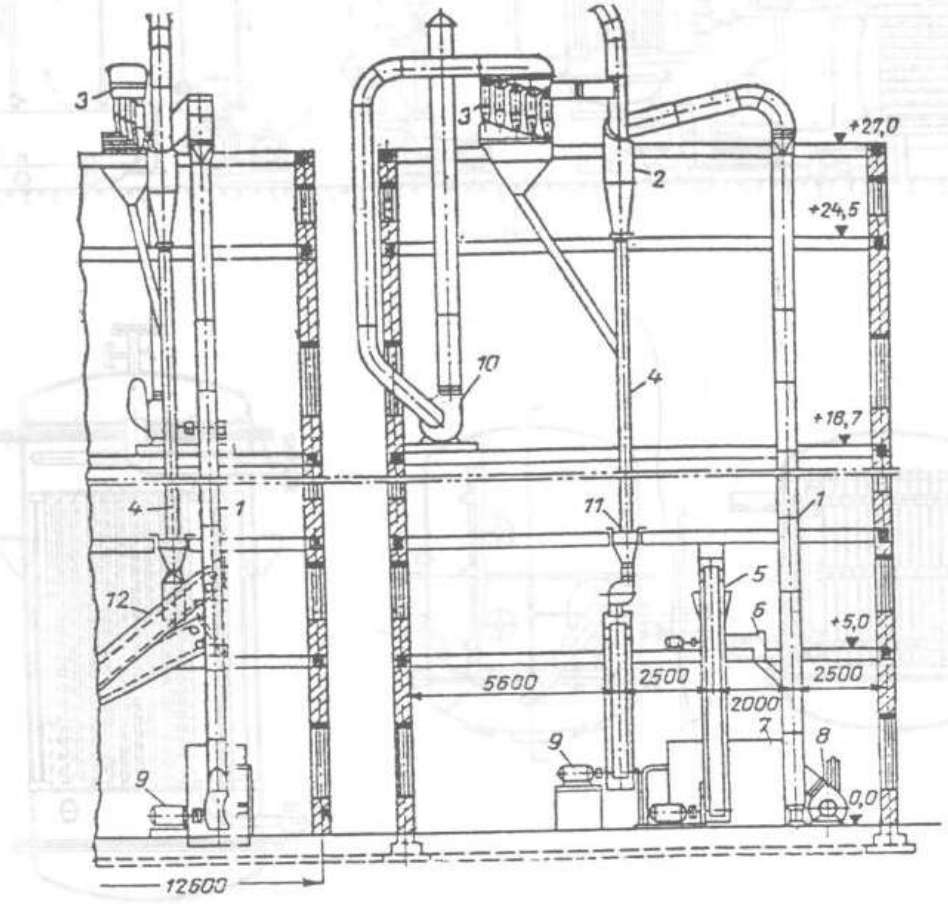
1. vòi phun đĩa ly tâm;
2. hộp phân phối khí;
3. cửa quan sát;
4. vách buồng sấy;
5. cửa buồng sấy;
6. cửa thoát khí;
7. đáy trên;
8. bộ phận gạt vật liệu;
9. đáy dưới;
10. phễu chứa sản phẩm;
11. bộ phận dẫn động cánh gạt.

3. Thiết bị sấy thùng quay



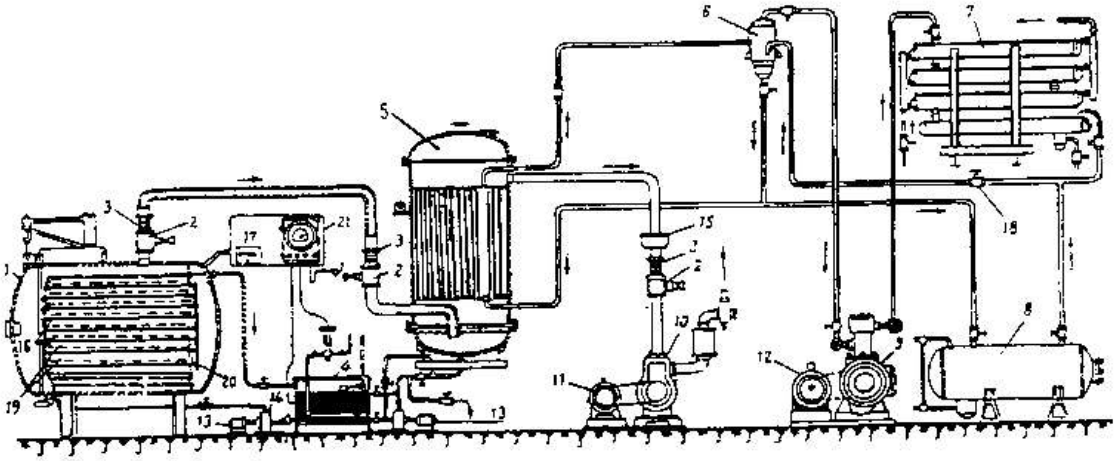
1. buồng lửa; 2. bộ phận cấp vật liệu; 3. phễu chứa vật liệu;
4. gầu tải; 5. thùng sấy; 6. xyclôn;
7, 10. ống khói; 8. động cơ điện; 9. băng tải.

4. Thiết bị sấy kiểu ống khí động để sấy cát công nghệ

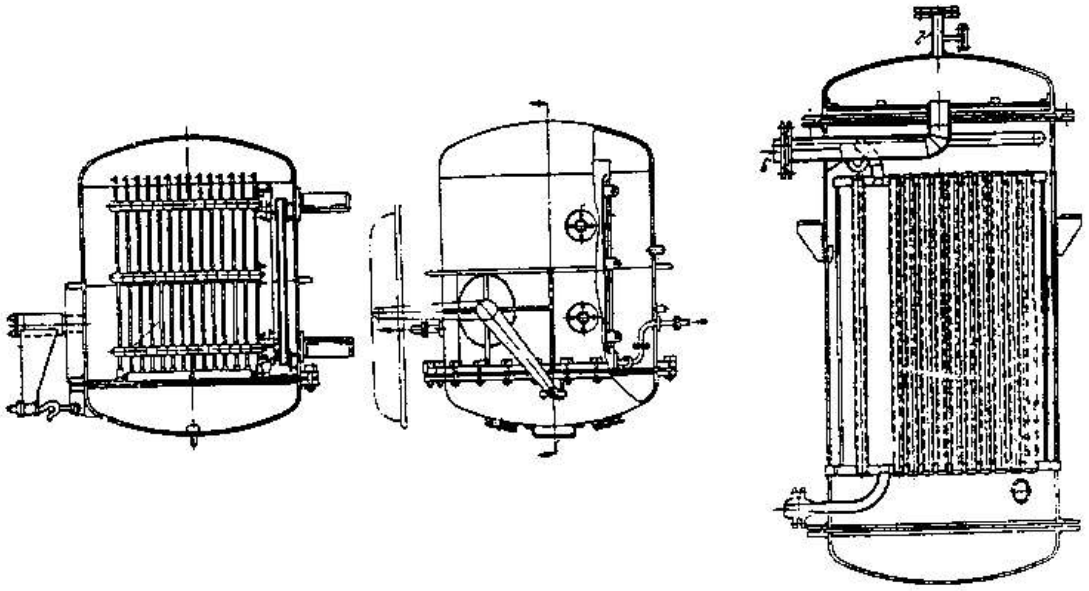


1. ống sấy khí động;
2. xyclôn đơn;
3. xyclôn kép;
4. ống hồi sản phẩm sấy;
5. phễu chứa vật liệu sấy;
6. máy cấp vật liệu sấy;
7. buồng đốt
8. quạt gió thổi vật liệu;
9. động cơ điện;
10. quạt gió hút khí thải;
11. phễu chứa sản phẩm sấy;
12. băng tải vận chuyển vật liệu.

5. *Thiết bị sấy thăng hoa*



a)



b)

a - Sơ đồ hệ thống sấy thăng hoa:

1. bình thăng hoa; 2. van; 3. xyclôn; 4. bình chứa nước nóng; 5. bình ngưng; 6. bình phân ly; 7. giàn ngưng của máy lạnh; 8. bình chứa amoniăc; 9. máy nén; 10. bơm chân không; 11, 12, 13. động cơ điện; 14. bơm ly tâm; 15. phin lọc; 16. tấm gia nhiệt; 17. chân không kế; 18. van điều chỉnh; 19. khay sấy; 20. ống góp.

b – Bình thăng hoa:

1. vỏ bình; 2. nắp bình; 3. cơ cấu mở nắp; 4. tấm gia nhiệt.

c – Bình ngưng ẩm:

1. ống môi chất lạnh vào; 2. ống xả; 3. ống hơi ẩm từ bình thăng hoa tới.

PHỤ LỤC 6. CÁC THÔNG SỐ NHIỆT VẬT LÝ CỦA VẬT LIỆU [6]

Bảng 1

Các thông số vật lý của một số thực phẩm

Tên vật liệu	ω, %	ρ, kg/m^3	C, *kJ/kgK*	λ, *W/mK*	a,10^8 , m^2/s
Khoai tây	79,7	1034	3,620	0,59	15,8
Củ cải đỏ	87,1	1050	3,830	0,48	18,0
Cà rốt	88,7	1035	3,870	0,55	13,7
Củ cải	86,9	976	3,820	0,52	13,9
Cần tây	88,0	952	3,850	0,51	13,9
Rau mùi	89,0	1010	3,872	0,49	12,5
Cải bắp	91,5	702	3,970	0,34	12,2
Rau dền	93,0	954	3,998	0,61	16,1
Hành	86,7	944	3,820	0,35	9,7
Tỏi	62,6	964	3,140	0,51	16,9
Quả bầu	87,7	950	3,401	0,50	14,7
Dưa chuột	96,2	924	4,036	0,44	11,8
Cà chua	94,2	1024	4,020	0,57	13,9
Quả táo	85,6	892	3,580	0,40	13,4
Quả lê	84,7	1010	3,810	0,51	13,4
Quả mận	88,6	1130	3,868	0,55	12,6
Quả anh đào	83,7	1081	3,790	0,52	15,1
Quả đào	88,5	930	3,858	0,58	16,2
Quả chanh	88,1	1072	3,860	0,58	14,0
Quả nho	79,5	1068	3,620	0,51	14,1
Nấm	87,4	771	3,84	0,23	7,7
Thóc	14,0	500	1,500	0,09	
Lúa mì	14,0	795	1,500	0,10	

Bảng 1

Các thông số vật lý của một số vật liệu

Tên vật liệu	ρ, kg/m^3	λ, W/mK	C, kJ/kgK
Bê tông xỉ	1500	0,7	0,8
Bê tông đá dăm	200	1,28	0,084
Cát	1650	1,13	2,09
Cao su	1200	0,13 ÷ 0,16	1,38
Các tông		0,19	
Các tông amiăng	900	$(0,16 \div 0,17)10^{-3}$	0,816
Dạ		0,38	1,046 ÷ 1,420
Da thuộc		0,14 ÷ 0,16	
Đất sét	1600 ÷ 2000	0,7 ÷ 0,9	0,48
Đất sét chịu lửa	1840	1,04	1,09
Đá	2800	3,5	0,92
Gỗ thông	546	0,35 ÷ 0,72	2,72
Gỗ dán	600	0,15	2,51
Gạch	1700 ÷ 1900	0,7 ÷ 0,8	0,84 ÷ 0,88
Sứ	2400	1,04	1,09
Thạch cao	1250	0,43	0,8 ÷ 0,92
Vữa trát tường	1600 ÷ 1800	0,7 ÷ 1,2	0,84

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. *Hoàng Văn Chước*. Kỹ thuật sấy. NXB Khoa học và Kỹ thuật, 2004.

2. *U. V. Kretretov*. Xuska drevexinư. NXB Công nghiệp nhẹ Moskva, 1980.

3. *N. E. Oedorov*. Analititrexkie raxtrotư xusilnưk uxtanovok. NXB Công nghiệp nhẹ Moskva, 1987.

4. *P. D Lebedev*. Teploixpoljuiusie uxtanovo promưxlenưk predpriiati. NXB Năng lượng Moskva, 1970.

5. *Kollmann E. F. and Côté W. A*. Steaming and seasoning of wood. Tom I: Solid wood principles of wood, science and technology. Berlin Heidelberg, 1968.

6. *Trần Văn Phú*. Tính toán và thiết kế hệ thống sấy. NXB Giáo dục, 2001.

7. *Bùi Hải*. Thiết bị trao đổi nhiệt. NXB Khoa học và Kỹ thuật, 2003.

8. *Stencescu I. D*. Bazele technice si econimice ale termoficarni. NXB Kỹ thuật Bucaret, 1967.

9. *M. M. Goleand*. Cacul si êcercare izolatici termice. NXB Kỹ thuật Bucaret, 1963.

10. *P. D. Lebedev*. Raxtrot i proektirovaniie susilnưk ustanovok. NXB Năng lượng Moskva, 1963.

11. *Phạm Lê Dần, Nguyễn Công Hân*. Lò hơi và mạng nhiệt. NXB Khoa học và Kỹ thuật, 2001.

12. Sổ tay quá trình và công nghệ hoá học. NXB Khoa học và Kỹ thuật, 2001.

MỤC LỤC

	Trang
Mở đầu	3
Chương 1. ***Những kiến thức cơ bản về kỹ thuật sấy***	5
1.1. Quá trình sấy	5
1.1.1. Định nghĩa	5
1.1.2. Phân biệt quá trình sấy với một số quá trình làm khô khác	5
1.2. Các phương pháp sấy	6
1.2.1. Phân loại phương pháp sấy theo cách cấp nhiệt	7
1.2.2. Phân loại theo chế độ thải ẩm	7
1.2.3. Phân loại phương pháp sấy theo cách xử lý không khí	8
1.3. Các loại thiết bị sấy	10
1.3.1. Thiết bị sấy đối lưu	10
1.3.2. Thiết bị sấy bức xạ	10
1.3.3. Thiết bị sấy tiếp xúc	10
1.3.4. Thiết bị sấy dùng điện trường cao tần	10
1.3.5. Thiết bị sấy thăng hoa	10
1.3.6. Thiết bị sấy chân không thông thường	11
1.4. Vật ẩm	11
1.4.1. Định nghĩa	11
1.4.2. Các thông số đặc trưng cơ bản của vật ẩm	11
1.5. Tác nhân sấy	14
1.5.1. Nhiệm vụ của tác nhân sấy	14
1.5.2. Các loại tác nhân sấy	15
1.5.3. Không khí ẩm	15

1.5.4. Khói lò 20
1.6. Chế độ sấy 25
1.6.1. Khái niệm và định nghĩa 25
1.6.2. Các thông số xác định chế độ sấy 25
1.6.3. Chọn chế độ sấy 27
1.6.4. Các biện pháp để duy trì chế độ sấy 28
1.7. Các phương pháp xác định thời gian sấy 30
1.7.1. Phương pháp A. V. Lư - cốp 30
1.7.2. Phương pháp G. K. Philônhencô [1] 31
1.7.3. Phương pháp N. F. Đôcuchaef [1] 32
1.7.4. Xác định thời gian sấy bằng thực nghiệm 33
1.7.5. Xác định thời gian sấy theo kinh nghiệm 35
1.8. Cấu trúc hệ thống sấy 36
1.8.1. Các bộ phận cơ bản của hệ thống sấy 36
1.8.2. Các dạng cấu trúc hệ thống sấy 37

Chương 2. ***Tính toán thiết kế hệ thống thiết bị sấy*** 39
2.1. Trình tự công việc tính toán thiết kế hệ thống sấy 39
2.2. Lập nhiệm vụ thiết kế 40
2.3. Chọn kiểu thiết bị sấy 40
2.4. Chọn tác nhân sấy và chất tải nhiệt 41
2.4.1. Chọn tác nhân sấy 41
2.4.2. Chọn chất tải nhiệt 41
2.5. Tính toán nhiệt quá trình sấy 43
2.5.1. Mục đích tính toán nhiệt 43
2.5.2. Xác định lượng ẩm bốc hơi 43
2.5.3. Tính toán quá trình sấy lý thuyết 45
2.5.4. Xác định các kích thước cơ bản của thiết bị 52
2.5.5. Tính toán quá trình sấy thực tế 74

2.6. Lập sơ đồ hệ thống 83
2.7. Tính toán và chọn các thiết bị phụ trợ 83
2.7.1. Tính toán buồng đốt 83
2.7.2. Tính toán calorife 85
2.7.3. Tính toán khí động, chọn quạt gió 93
2.7.4. Tính toán, chọn các thiết bị khử bụi 98
2.7.5. Tính chọn hệ thống vận chuyển vật liệu và sản phẩm 100
2.8. Tính toán kinh tế kỹ thuật hệ thống thiết bị sấy 100
2.8.1. Những tiêu chuẩn sử dụng trong việc tính toán kinh tế kỹ thuật 100
2.8.2. Chi phí tính toán 101
2.8.3. Lợi nhuận 101
2.8.4. Xác định chi phí hàng năm của hệ thống thiết bị sấy 102
2.8.5. Chi phí riêng cho đơn vị sản phẩm 104

Chương 3. ***Một số ví dụ tính toán*** 105
Ví dụ 1. Thiết kế thiết bị sấy buồng để sấy chuối, nang suất 300 kg/mẻ (sản phẩm khô) 106
Ví dụ 2. Thiết kế hầm sấy gỗ năng suất 1000 m^3/năm (gỗ tiêu chuẩn). 142

Phụ lục 1. Tính toán, chọn calorife 180
Phụ lục 2. Tính toán khí động, chọn quạt gió 183
Phụ lục 3. Buồng đốt trong hệ thống sấy 205
Phụ lục 4. Thiết bị khử bụi. 207
Phụ lục 5. Cấu tạo một số thiết bị sấy. 210
Phụ lục 6. Thông số vật lý của một số vật liệu. 215

Tài liệu tham khảo 217

TRƯỜNG ĐẠI HỌC BÁCH KHOA HÀ NỘI

50 NĂM XÂY DỰNG VÀ PHÁT TRIỂN

1956 - 2006

206285

0007459

8 935048 962855

Giá: 36.000đ