

TRẦN VĂN PHÚ

KỸ THUẬT SẤY



NHÀ XUẤT BẢN GIÁO DỤC

GS.TSKH. TRẦN VĂN PHÚ

KỸ THUẬT SẤY

NHÀ XUẤT BẢN GIÁO DỤC

Bản quyền thuộc HEVOBCO – Nhà xuất bản Giáo dục

113 – 2008/CXB/62 – 175/GD

7B708Y8 – DAI

Lời nói đầu

Sấy là một khâu quan trọng trong dây chuyền công nghệ, được sử dụng phổ biến ở nhiều ngành công nghiệp chế biến nông – lâm – hải sản. Sấy không chỉ đơn thuần là tách nước và hơi nước ra khỏi vật liệu mà là một quá trình công nghệ phức tạp, đòi hỏi vật liệu sau khi sấy phải đảm bảo chất lượng theo một chỉ tiêu nào đó với mức chi phí năng lượng (điện năng, nhiệt năng) tối thiểu. Chẳng hạn, khi sấy gỗ thì không được nứt nẻ, cong vênh hoặc khi sấy thực phẩm thì phải đảm bảo giữ được màu sắc, hương vị và chất lượng của sản phẩm v.v...

Để thực hiện quá trình sấy người ta sử dụng một hệ thống các thiết bị gồm thiết bị sấy (TBS) như buồng sấy, hầm sấy, tháp sấy...; thiết bị đốt nóng tác nhân sấy (TNS) trong các calorifer, thiết bị lạnh để khử ẩm TNS, bơm quạt và một số thiết bị phụ khác. Đương nhiên, trong hệ thống đó, TBS là quan trọng nhất. Trong cuốn sách này hệ thống thiết bị để thực hiện một quá trình sấy nào đó được gọi là hệ thống sấy (HTS) kèm theo đặc trưng của TBS, ví dụ HTS buồng, HTS hầm v.v...

Để đảm bảo chất lượng sản phẩm với mức chi phí năng lượng tối thiểu, trong mỗi loại HTS (HTS buồng, HTS hầm v.v...) khi sấy một sản phẩm nhất định phải có chế độ sấy thích hợp. Chế độ sấy được hiểu là quy trình tổ chức quá trình trao đổi nhiệt–ẩm giữa TNS và vật liệu sấy (VLS), độ ẩm trước và sau quá trình sấy của VLS, nhiệt độ và độ ẩm của TNS vào ra TBS, thời gian sấy tương ứng v.v... Tóm lại, chế độ sấy rất quan trọng và luôn gắn với một HTS cụ thể với một VLS cụ thể. Do đó, khi thiết kế một HTS để sấy một VLS nào đó với năng suất đã cho, trước hết, phải chọn chế độ sấy thích hợp. Chọn chế độ sấy cho một HTS thường được thực hiện theo kinh nghiệm. Trong cuốn sách này, sau phần giới thiệu kết cấu của HTS, tính toán cân bằng nhiệt–ẩm cho TBS, tác giả giới thiệu một số chế độ sấy đã được sử dụng trong sản xuất hoặc đã được nghiên cứu trong phòng thí nghiệm. Đây là một trong những khác biệt quan trọng của KỸ THUẬT SẤY so với các tài liệu tham khảo hiện có.

Nội dung cơ bản khi tính toán cân bằng nhiệt–ẩm của một HTS là tính toán quá trình sấy lý thuyết sau khi chọn được kết cấu TBS và tính toán quá trình sấy thực. Trong các tài liệu hiện có, các tính toán này thường được thực hiện nhờ sự trợ giúp của đồ thị I–d. Sử dụng đồ thị I–d cho phép chúng ta có cái nhìn trực quan sự thay đổi trạng thái TNS trong quá trình trao đổi nhiệt–ẩm với VLS. Tuy nhiên, với kỹ thuật tính toán nhờ máy tính cá nhân (máy xách tay hay máy cầm tay) như hiện nay thì việc tính toán quá trình trao đổi nhiệt–ẩm khi thiết kế một HTS bằng giải tích không cần sử dụng đồ thị I–d tỏ ra thuận tiện và thích hợp

hơn, đặc biệt khi thay đổi chế độ sấy. Cơ sở của phương pháp giải tích tính cân bằng nhiệt-ẩm của TBS đã được tác giả đề cập trong giáo trình Tính toán và thiết kế HTS (NXB Giáo dục, 2001, 2003).

Khác với các tài liệu khác, trong cuốn sách này tác giả sử dụng phương pháp giải tích để tính toán các quá trình sấy lý thuyết và thực tế. Khi giới thiệu kết cấu của mỗi loại HTS đều có các ví dụ tính toán chính xác quá trình cân bằng nhiệt-ẩm của TBS đó. Khi tính toán quá trình sấy thực thì việc tính toán các tổn thất ra môi trường qua kết cấu rất phức tạp. Vì vậy, sau khi cho ví dụ tính toán chính xác, tác giả có đưa ra các nhận xét và cách tính toán sơ bộ, đơn giản.

Khi biên soạn, tác giả có sử dụng nhiều tài liệu tham khảo đã được công bố, nhiều báo cáo khoa học của bản thân và các cộng sự cũng như của nhiều tác giả khác trong các hội nghị, hội thảo. Vì vậy, trong phần tài liệu tham khảo chỉ ghi những tài liệu đã được in ấn và phát hành rộng rãi. Rất mong các đồng nghiệp thông cảm.

Với các đặc điểm riêng biệt trên đây, KỸ THUẬT SẤY là tài liệu giúp tính toán và thiết kế một HTS cho các kỹ sư nói riêng và độc giả nói chung khi thiết kế hoặc lựa chọn phương án sấy. Khi biên soạn, tác giả bám sát các yêu cầu của chương trình khung về kỹ thuật sấy của Bộ Giáo dục và Đào tạo đã được thông qua nên cuốn sách này có thể dùng làm tài liệu giảng dạy trong các trường đại học, cao đẳng.

Tuy đã rất cố gắng nhưng chắc chắn không tránh khỏi những thiếu sót, tác giả mong nhận được ý kiến đóng góp của bạn đọc. Mọi ý kiến xin gửi về Công ty Cổ phần sách Đại học – Dạy nghề, 25 Hàn Thuyên – Hà Nội hoặc Bộ môn Kỹ thuật nhiệt, Viện Khoa học & Công nghệ Nhiệt – Lạnh, Trường Đại học Bách khoa Hà Nội. Tác giả xin chân thành cảm ơn và trân trọng những ý kiến đóng góp của bạn đọc nhằm hoàn thiện cuốn sách này trong những lần tái bản sau.

Tác giả

CHƯƠNG 1 **TỔNG QUAN VỀ KỸ THUẬT SẤY**

Vật liệu sấy (VLS) chủ yếu là các nông - lâm - hải sản (NLHS) có nhiều dạng khác nhau: từ củ như khoai, sắn; quả như vải, nhãn; con như tôm, cá v.v... đến các dạng huyền phù như sữa bò, sữa đậu nành v.v... Quy trình chế biến cho từng loại NLHS có những đặc thù riêng. Trong quy trình công nghệ chế biến các NLHS hàng hóa thì kỹ thuật sấy là một khâu quan trọng.

Phương pháp, kèm theo là thiết bị và chế độ sấy cho từng loại VLS cụ thể cũng rất khác nhau. Một sản phẩm sấy cụ thể lại tùy thuộc vào vốn đầu tư, năng suất sấy, thiết bị sấy khác nhau với các phương pháp sấy khác nhau cũng như trình độ vận hành của người sử dụng... Chẳng hạn, hành, tỏi có thể sấy trong các thiết bị sấy buồng (TBSB) hoặc thiết bị sấy hầm (TBSH) nhờ không khí nóng hoặc sấy ở nhiệt độ xấp xỉ nhiệt độ môi trường trong các thiết bị sấy (TBS) lạnh dùng bơm nhiệt. Vì vậy trong chương này chúng ta xem xét một cách tổng quan các phương pháp sấy (PPS) và các loại TBS thường gặp trong kỹ thuật sấy các NLHS.

1.1. ĐỘNG LỰC QUÁ TRÌNH SẤY, PHƯƠNG PHÁP SẤY VÀ TÁC NHÂN SẤY

1.1.1. Động lực quá trình sấy

Quá trình sấy là quá trình tách ẩm (chủ yếu là nước và hơi nước) khỏi VLS để thải vào môi trường. Ẩm có mặt trong vật liệu nhận được năng lượng theo một phương thức nào đó tách khỏi VLS và dịch chuyển từ trong lòng vật ra bề mặt, từ bề mặt vật vào môi trường xung quanh. Nếu gọi p_v và p_{bm} tương ứng là phân áp suất của hơi nước trong lòng vật và trên bề mặt thì động lực quá trình dịch chuyển ẩm từ trong lòng ra bề mặt vật L_1 tỷ lệ thuận với hiệu số $(p_v - p_{bm})$:

$$L_1 \sim (p_v - p_{bm}) \quad (1.1)$$

Nếu phân áp suất hơi nước trong không gian xung quanh vật p_h nhỏ hơn p_{bm} thì ẩm tiếp tục dịch chuyển từ bề mặt vật vào môi trường xung quanh với động lực L_2 . Động lực L_2 cũng tỷ lệ thuận với độ chênh $(p_{bm} - p_h)$:

$$L_2 \sim (p_{bm} - p_h) \quad (1.2)$$

Như vậy, quá trình sấy được đặc trưng bởi quá trình dịch chuyển ẩm trong lòng vật với động lực dịch chuyển $L_1 \sim (p_v - p_{bm})$ và quá trình dịch chuyển ẩm từ bề mặt vật vào môi trường xung quanh với động lực dịch chuyển $L_2 \sim (p_{bm} - p_h)$. Do đó, nếu gọi L là động lực quá trình sấy thì động lực này cũng tỷ lệ thuận với độ chênh $(p_v - p_h)$:

$$L \sim (p_v - p_h) \quad (1.3)$$

Khi vật được đốt nóng thì phân áp suất của hơi nước trong vật p_v tăng lên. Nếu phân áp suất của hơi trong môi trường xung quanh p_h không đổi thì độ chênh ($p_v - p_h$) tăng lên, do đó quá trình sấy được tăng cường. Đây là cơ sở của các TBS bức xạ, TBS bằng dòng điện cao tần v.v... Trong TBS loại này, không khí xung quanh chỉ làm nhiệm vụ mang ẩm thải vào môi trường. Trong các TBS đối lưu như TBSB, TBSH... do môi trường xung quanh cũng được đốt nóng và từ đó VLS cũng được đốt nóng, tức là chúng ta đã đồng thời tăng p_v và giảm p_h nên quá trình sấy càng được tăng cường.

Nếu VLS không được đốt nóng, do đó p_v không đổi nhưng chúng ta tìm cách giảm phân áp suất hơi nước p_h của môi trường xung quanh thì quá trình sấy vẫn xảy ra với động lực ($p_v - p_h$). Đây là cơ sở của các phương pháp sấy đẳng nhiệt, sấy chân không hoặc sấy thăng hoa.

1.1.2. Phương pháp sấy

Dựa vào hai phương pháp tạo ra động lực quá trình sấy trên đây người ta chia ra hai PPS: PPS nóng và PPS lạnh.

1.1.3. Tác nhân sấy

Để duy trì động lực của quá trình sấy cần một môi chất mang ẩm thoát từ bề mặt VLS thải vào môi trường. Môi chất làm nhiệm vụ nhận ẩm từ bề mặt vật để thải vào môi trường gọi chung là tác nhân sấy (TNS). TNS có thể là không khí, khói lò hoặc một số chất lỏng như dầu mỏ, macarin ..., trong đó không khí và khói lò là hai TNS phổ biến nhất. Trong các TBS đối lưu TNS còn làm thêm nhiệm vụ đốt nóng vật. Trạng thái của TNS cũng như nhiệt độ và tốc độ của nó đóng vai trò quan trọng trong toàn bộ quá trình sấy.

1.2. PHÂN LOẠI CÁC HỆ THỐNG SẤY

Một hệ thống sấy (HTS) có thể có các thiết bị sau: Với HTS hoạt động theo PPS nóng thì HTS gồm: TBS, bộ đốt nóng TNS (gọi là calorifer), các loại quạt và thiết bị phụ khác như buồng đốt, xyclon để thu hồi VLS bay theo TNS... Với HTS lạnh gồm: TBS, máy lạnh, máy hút chân không, các bình ngưng—đóng băng ...

1.2.1. Các hệ thống sấy lạnh

Trong các HTS lạnh, nhiệt độ VLS có thể trên dưới nhiệt độ môi trường ($t > 0$) và cũng có thể nhỏ hơn 0°C . Sấy lạnh có ưu điểm là chất lượng sản phẩm sấy tốt nhất nhưng HTS phức tạp, vốn đầu tư lớn và chi phí năng lượng cho một đơn vị sản phẩm cao. Vì vậy, HTS lạnh chỉ được sử dụng khi VLS không chịu được nhiệt độ cao và đòi hỏi ngặt nghèo về chất lượng sản phẩm như màu sắc, hương vị v.v... Có thể phân loại HTS lạnh theo ba dạng sau đây:

a) HTS lạnh ở nhiệt độ $t > 0$

Với HTS này, TNS thông thường là không khí trước hết được khử ẩm bằng phương pháp làm lạnh hoặc khử ẩm hấp phụ, sau đó được đốt nóng (nếu khử ẩm bằng phương pháp làm lạnh) hoặc được làm lạnh (nếu khử ẩm bằng phương pháp hấp phụ) đến nhiệt độ mà công nghệ yêu cầu rồi cho đi qua VLS. Khi đó, do phân áp suất p_h trong TNS bé hơn phân áp suất hơi nước trên bề mặt vật p_{bm} nên ẩm từ dạng lỏng trên bề mặt VLS bay hơi vào TNS, kéo theo sự dịch chuyển ẩm trong lòng vật ra bề mặt. Như vậy, quy luật dịch chuyển ẩm trong các HTS lạnh ở nhiệt độ $t > 0$ hoàn toàn giống như trong các HTS đối lưu nói chung. Điều khác nhau ở đây chỉ là cách giảm phân áp suất hơi nước trong TNS. Chúng ta sẽ thấy rõ đặc điểm này trong chương 2 sau khi nghiên cứu cách xác định trạng thái của các TNS.

b) HTS thăng hoa

Trong HTS này, nước ở dưới điểm ba thể, nghĩa là $T < 273K$, $p < 610Pa$ nhận được nhiệt lượng (thường là do dẫn nhiệt và bức xạ) thực hiện quá trình thăng hoa để nước chuyển trực tiếp từ thể rắn sang thể hơi và đi vào TNS. Như vậy, trong các HTS thăng hoa, một mặt ta phải làm lạnh VLS xuống dưới $0^{\circ}C$ trong các kho lạnh và sau đó đưa VLS với ẩm dưới dạng rắn vào bình thăng hoa. Ở đây, VLS được đốt nóng và đồng thời tạo chân không trong không gian xung quanh bằng bơm hút chân không.

c) HTS chân không

Nếu nhiệt độ VLS vẫn nhỏ hơn $273K$ nhưng áp suất xung quanh $p > 610Pa$ thì khi VLS nhận được nhiệt lượng, các phân tử nước ở thể rắn chuyển thành thể lỏng và sau đó mới chuyển thành thể hơi để đi vào TNS.

1.2.2. Các hệ thống sấy nóng

Các HTS nóng phổ biến có thể phân làm ba loại theo ba phương pháp đốt nóng vật: HTS đối lưu, HTS tiếp xúc và HTS trong các trường năng lượng. Trong mỗi loại lại được phân làm nhiều loại nhỏ theo kết cấu và đặc trưng đốt nóng vật. Các HTS nóng cho trên hình 1.1.

a) HTS tiếp xúc

HTS tiếp xúc là HTS trong đó VLS nhận nhiệt từ một bề mặt nóng bằng dẫn nhiệt. HTS tiếp xúc được chia làm hai loại:

– HTS lò: là HTS chuyên dụng dùng để sấy các VLS dạng tấm phẳng có thể uốn cong được như giấy, vải... Trong HTS này TBS là những hình trụ tròn (gọi là các lò sấy) được đốt nóng thông thường bằng hơi nước bão hòa. Giấy hoặc vải ướt được cuộn tròn từ lò này qua lò khác và nhận nhiệt bằng dẫn nhiệt từ bề mặt các lò. Ẩm nhận được năng lượng tách khỏi VLS và bay vào môi trường không khí xung quanh. Để tăng cường quá trình trao đổi nhiệt – ẩm có thể đặt các quạt hút hoặc quạt thổi trên bề mặt VLS.

– HTS tang: cũng là HTS chuyên dụng để sấy các VLS dạng bột nhão. TBS trong HTS này cũng là các hình trụ tròn, hoặc dạng trống, được đốt nóng. Bột nhão bám vào tang của hình trụ và nhận nhiệt bằng dẫn nhiệt để ẩm tách khỏi VLS đi vào không khí xung quanh. Bột đã sấy khô được một thiết bị tách khỏi tang.

b) HTS đối lưu

Đây là HTS phổ biến nhất, được phân loại theo cấu tạo. Trên hình 1.1 biểu diễn đặc trưng cấu tạo của các HTS đối lưu.

– HTS buồng (HTSB): Cấu tạo chủ yếu của HTSB là buồng sấy. Trong buồng sấy bố trí các thiết bị đỡ vật liệu gọi chung là thiết bị truyền tải (TBTT). Nếu dung lượng của buồng sấy bé và TBTT là các khay sấy thì được gọi là tủ sấy. Nếu dung lượng buồng sấy lớn và TBTT là xe goòng với các thiết bị chứa vật liệu thì gọi là HTSB kiểu xe goòng... Nói chung, TBTT trong HTSB rất đa dạng. Ví dụ HTSB để sấy sơ chế thuốc lá mà chúng ta gặp phổ biến ở các địa phương trồng thuốc lá TBTT chỉ là các sào bằng tre để treo thuốc. Do đặc điểm nói trên, HTSB là một HTS chu kỳ từng mẻ. Do đó, năng suất sấy không lớn. Tuy nhiên, HTSB có thể sấy nhiều dạng VLS khác nhau từ dạng cục, hạt như các loại nông sản đến các vật liệu dạng thanh, tấm như gỗ, thuốc lá v.v...

– HTS hầm (HTSH): Khác với HTSB, trong HTSH, TBS là một hầm sấy dài, VLS vào đầu này và ra đầu kia của hầm. TBTT trong HTSH thường là các xe goòng với các khay chứa VLS hoặc băng tải. Đặc điểm chủ yếu của HTSH là bán liên tục hoặc liên tục. Cũng như HTSB, HTSH có thể sấy nhiều dạng VLS khác nhau. Tuy nhiên, do hoạt động liên tục hoặc bán liên tục nên năng suất của nó lớn hơn rất nhiều so với HTSB.

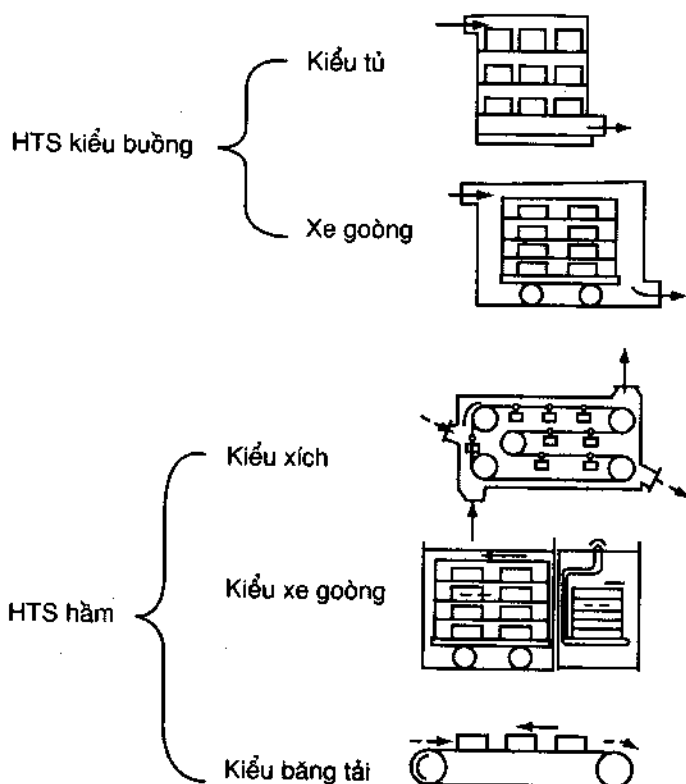
– HTS tháp: Đây là HTS chuyên dùng để sấy VLS dạng hạt như thóc, ngô, lúa mỳ... HTS này có thể hoạt động liên tục hoặc bán liên tục. TBS trong HTS này là một tháp sấy, trong đó người ta đặt một loạt các kênh dẫn xen kẽ với một loạt các kênh thải. VLS đi từ trên xuống và TNS từ kênh dẫn xuyên qua VLS thực hiện quá trình trao đổi nhiệt–ẩm với VLS rồi đi vào kênh thải và thải vào môi trường.

– HTS thùng quay là một HTS chuyên dụng để sấy các VLS dạng cục, hạt. TBS ở đây là một hình trụ tròn đặt nghiêng một góc nào đó. Trong thùng sấy có thể bố trí các cánh xáo trộn hoặc không. Khi thùng sấy quay, VLS vừa dịch chuyển từ đầu này đến đầu kia vừa bị xáo trộn và thực hiện quá trình trao đổi nhiệt–ẩm với dòng TNS.

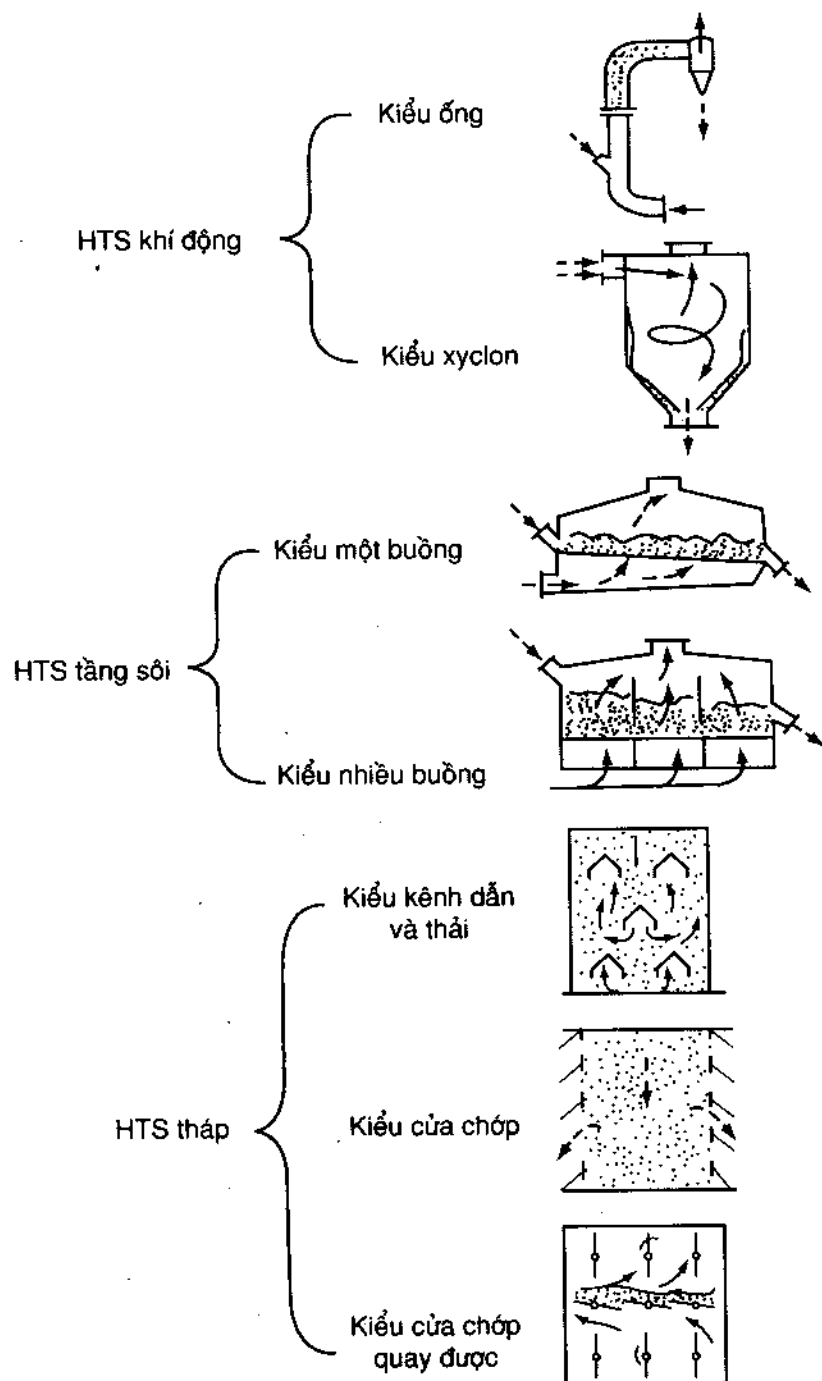
– HTS khí động: Có nhiều dạng HTS khí động. TBS trong HTS này có thể là một ống tròn hoặc phễu, trong đó TNS có nhiệt độ thích hợp với tốc độ cao vừa làm nhiệm vụ trao đổi nhiệt–ẩm vừa làm nhiệm vụ đưa VLS đi từ đầu này đến đầu kia của TBS. Do đó, VLS trong HTS này thường là dạng hạt hoặc các mảnh nhỏ và độ ẩm cần lấy đi thường là ẩm bề mặt.

– HTS tầng sôi là HTS chuyên dụng để sấy hạt. TBS ở đây là một buồng sấy, trong đó VLS nằm trên ghi có đục lỗ. TNS có nhiệt độ và tốc độ thích hợp đi xuyên qua ghi và làm cho VLS chuyển động bập bùng trên mặt ghi như hình ảnh các bọt nước sôi để thực hiện quá trình trao đổi nhiệt – ẩm. Vì vậy, người ta gọi HTS này là HTS tầng sôi. Hạt khô nhẹ hơn sẽ nằm phía trên và được lấy ra một cách liên tục.

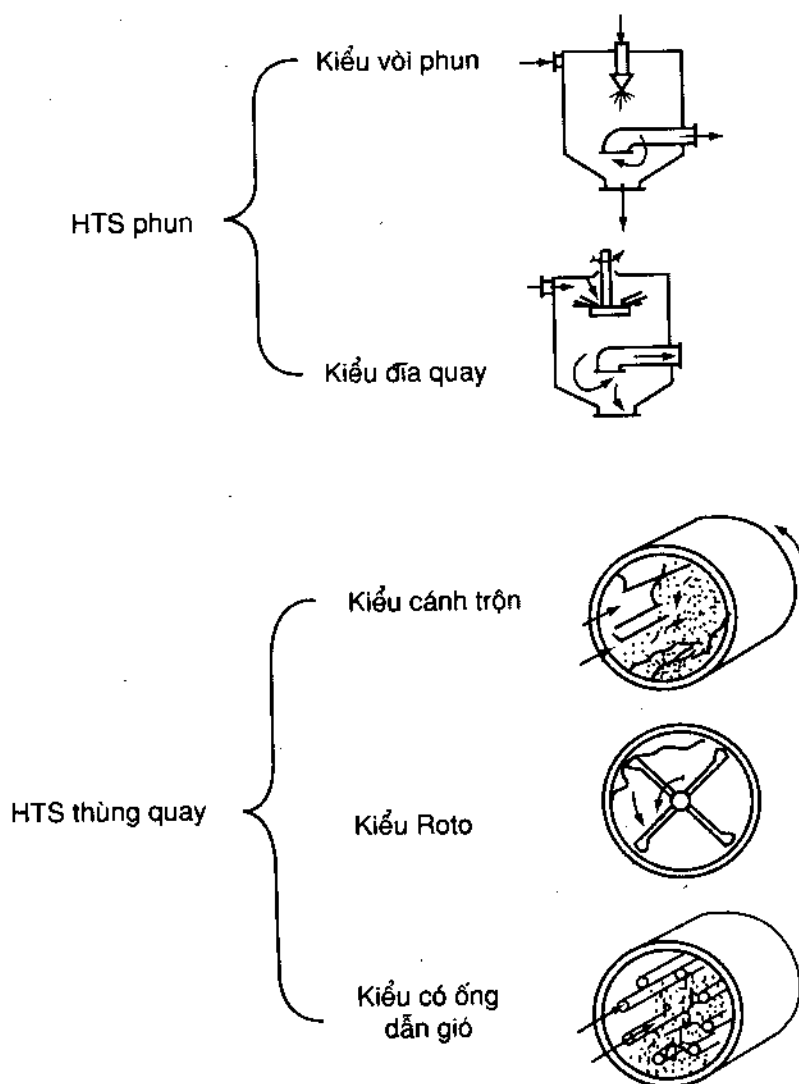
– HTS phun dùng để sấy các dung dịch huyền phù như trong công nghệ sản xuất sữa bột. TBS trong HTS sấy phun là một hình chóp trụ, phần chóp quay xuống dưới. Dung dịch huyền phù được bơm cao áp đưa vào thiết bị tạo sương mù. TNS có nhiệt độ thích hợp đi vào TBS thực hiện quá trình trao đổi nhiệt – ẩm với sương mù VLS và thải vào môi trường. Do sản phẩm sấy ở dạng bột nên trong HTS phun TNS trước khi thải vào môi trường bao giờ cũng đi qua xyclon để thu hồi VLS bay theo. Vật liệu khô được lấy ra ở đáy chóp bán liên tục hoặc liên tục.



Hình 1.1. Phân loại hệ thống sấy



Hình 1.1. Phân loại hệ thống sấy (tiếp)



Hình 1.1. Phân loại hệ thống sấy (tiếp)

CHƯƠNG 2 KHÔNG KHÍ ẨM VÀ KHỐI LÒ

Trong số các TNS thì không khí ẩm và khối lò là hai TNS phổ biến hơn cả. Không khí khô tuyệt đối chỉ có trong phòng thí nghiệm, còn không khí bao quanh chúng ta và khối lò luôn chứa một lượng hơi nước nhất định nào đó. Chương này giới thiệu cách xác định trạng thái của không khí ẩm và khối lò.

2.1. KHÔNG KHÍ ẨM

2.1.1. Cơ sở nhiệt động để tính toán không khí ẩm

Trong kỹ thuật sấy cũng như trong công nghệ xử lý vi khí hậu, không khí ẩm được xem như là hỗn hợp khí lý tưởng giữa không khí khô và hơi nước. Do đó, nếu gọi p , p_k và p_h tương ứng là áp suất không khí ẩm hay áp suất khí trời, phân áp suất không khí khô và phân áp suất hơi nước thì theo định luật Dalton ta có:

$$p = p_k + p_h \quad (2.1)$$

Hơn nữa, nếu xem không khí khô và hơi nước là những khí lý tưởng thì chúng tuân theo các phương trình trạng thái sau:

$$p_k V = G_k R_k T \quad (2.2)$$

$$p_h V = G_h R_h T \quad (2.3)$$

Trong đó: V (m^3) và T (K) tương ứng là thể tích và nhiệt độ của không khí ẩm, cũng là thể tích và nhiệt độ của không khí khô và hơi nước. R_k và R_h là hằng số khí của không khí khô và hơi nước; bằng:

$$R_k = \frac{8314}{29} \approx 287 \frac{J}{kgK} \quad \text{và} \quad R_h = \frac{8314}{18} \approx 462 \frac{J}{kgK}$$

Hơn nữa, khối lượng không khí ẩm G (kg) bằng tổng khối lượng không khí khô G_k (kg) và khối lượng hơi nước G_h (kg), hay:

$$G = G_k + G_h \quad (2.4)$$

2.1.2. Phân loại không khí ẩm

Căn cứ vào lượng hơi nước chứa trong không khí ẩm hay khả năng nhận thêm hơi nước, hay khả năng sấy, người ta chia không khí ẩm làm ba loại: Không khí ẩm chưa bão hòa, không khí ẩm bão hòa và không khí ẩm quá bão hòa.

Không khí ẩm chưa bão hòa là không khí ẩm mà lượng hơi nước chứa trong đó chưa đạt đến giá trị cực đại ($G_h < G_{hmax}$) và hơi nước trong đó là hơi nước quá nhiệt. Khi đó, phân áp suất hơi nước p_h nhỏ hơn phân áp suất bão hòa

p_h tương ứng với nhiệt độ t ($p_h < p_b$). Ngược lại, không khí ẩm bão hòa là không khí ẩm mà lượng hơi nước chứa trong đó đạt đến giá trị cực đại ($G_h = G_{hmax}$) và hơi nước trong đó là hơi nước bão hòa khô ($p_h = p_b$). Cuối cùng, không khí ẩm quá bão hòa là không khí ẩm mà trong đó có một phần là không khí ẩm bão hòa và một phần hơi nước đã ngưng tụ thành các giọt nước. Như vậy, chỉ có không khí ẩm chưa bão hòa mới có khả năng nhận thêm hơi nước hay nói cách khác, với trạng thái đó không khí ẩm chưa bão hòa mới có thể đóng vai trò của TNS.

Không khí bao quanh chúng ta phổ biến là không khí ẩm chưa bão hòa. Tuy nhiên, những hôm trời nồm trên mặt gương hoặc kính xuất hiện một lớp sương mờ, không khí ẩm lúc đó là không khí ẩm bão hòa. Khi trên mặt gương, kính hay thậm chí trên nền nhà xuất hiện các giọt nước thì không khí ẩm đạt trạng thái quá bão hòa.

2.1.3. Các thông số của không khí ẩm

a) Độ ẩm tuyệt đối ρ (kg/m^3)

Độ ẩm tuyệt đối ρ của không khí ẩm là tỷ số giữa khối lượng hơi nước G_h và thể tích V của nó:

$$\rho = \frac{G_h}{V} \quad (2.5)$$

Do thể tích của không khí ẩm cũng là thể tích mà hơi nước trong đó chiếm chỗ nên độ ẩm tuyệt đối của không khí ẩm cũng chính là khối lượng riêng của hơi nước trong không khí ẩm. Nếu không khí ẩm chưa bão hòa nhận thêm hơi nước để đạt đến trạng thái bão hòa thì độ ẩm tuyệt đối của nó sẽ đạt cực đại và bằng:

$$\rho_b = \rho_{max} = \frac{G_{max}}{V} \quad (2.6)$$

b) Độ ẩm tương đối φ (%)

Độ ẩm tương đối φ của không khí ẩm là tỷ lệ phần trăm giữa khối lượng hơi nước G_h và khối lượng hơi nước cực đại:

$$\varphi = \frac{G_h}{G_{max}} \% = \frac{\rho}{\rho_{max}} \% \quad (2.7)$$

Sử dụng phương trình trạng thái (2.3) cho hơi nước chưa bão hòa và hơi nước bão hòa để dàng thu được:

$$\varphi = \frac{\rho_h}{\rho_{max}} \% = \frac{p_h}{p_b} \% \quad (2.8)$$

Định nghĩa trên đây cho thấy: độ ẩm tương đối đặc trưng cho khả năng nhận thêm hơi nước của không khí ẩm và giá trị của nó biến đổi trong khoảng $0 \leq \varphi \leq 100\%$. 0% ứng với không khí khô tuyệt đối và 100% ứng với không khí ẩm bão hòa.

Có nhiều dụng cụ đo độ ẩm tương đối. Dưới đây giới thiệu công thức xác định độ ẩm tương đối khi biết nhiệt độ nhiệt kế khô t_k và nhiệt độ nhiệt kế ướt t_u .

$$\varphi = \frac{p_{bu}}{p_{hk}} - A \frac{p}{p_{hk}} (t_k - t_u) \quad (2.9)$$

Ở đây, A (1/K) là hệ số ẩm kế. Khi tốc độ không khí $v \leq 0,5$ m/s thì $A = 66.10^{-5}$ và khi $v > 0,5$ m/s thì:

$$A = \left[65 + \frac{7,5}{v} \right] 10^{-5}$$

Các áp suất bão hòa ứng với nhiệt độ nhiệt kế khô p_{hk} và ứng với nhiệt độ nhiệt kế ướt p_{bu} trong công thức (2.9) có thể tìm trong bảng thông số trạng thái của nước và hơi nước bão hòa theo nhiệt độ. Một cách gần đúng, quan hệ giữa áp suất bão hòa p_b (bar) và nhiệt độ t ($^{\circ}\text{C}$) có thể tính theo một trong hai công thức sau đây do tác giả hiệu chỉnh theo dạng Phylonhenko và Antoine:

$$p_b = \exp \left[\frac{17t^{\circ}\text{C}}{233,590 + t^{\circ}\text{C}} - 5,093 \right] \quad (2.10)$$

Hoặc

$$p_b = \exp \left[12 - \frac{4026,42}{235,5 + t^{\circ}\text{C}} \right] \quad (2.11)$$

Công thức (2.10) chính xác hơn (2.11) nhưng tính toán phức tạp hơn. Tuy nhiên, trong khoảng nhiệt độ $t = (25 \div 200)^{\circ}\text{C}$ sai số tương đối cực đại giữa giá trị p_b tính theo cả hai công thức (2.10) hoặc (2.11) so với bảng Thông số vật lý của nước và hơi nước bão hòa theo nhiệt độ được xác định bằng thực nghiệm cũng không vượt quá 1%.

Như vậy, nếu có hai nhiệt kế giống nhau đặt trong môi trường không khí, chẳng hạn nhiệt kế thủy ngân hoặc nhiệt kế rượu, trong đó một nhiệt kế được bọc một lớp vải màn nhúng trong một cốc nước thì chúng ta có thể xác định được độ ẩm tương đối φ . Khi đó, nhiệt độ của nhiệt kế không bọc vải màn gọi là nhiệt độ nhiệt kế khô t_k . Ngược lại, nhiệt độ nhiệt kế có bọc vải màn gọi là nhiệt độ nhiệt kế ướt t_u . Nếu không khí ở trạng thái bão hòa hay không khí không thể nhận thêm hơi nước được nữa thì nhiệt độ nhiệt kế khô bằng nhiệt độ nhiệt kế ướt ($t_k = t_u$). Ngược lại, khi không khí chưa bão hòa, nghĩa là không khí còn có thể nhận thêm hơi nước, thì nước trong lớp vải bọc quanh bầu thủy ngân của nhiệt kế ướt tiếp tục bay hơi vào không khí. Không khí càng khô thì nước trong lớp vải màn bay hơi càng nhiều. Do bay hơi đoạn nhiệt nên nhiệt độ của nhiệt kế ướt tụt xuống càng nhiều so với nhiệt độ nhiệt kế khô ($t_u < t_k$). Vì vậy, trong kỹ thuật sấy người ta gọi $\varepsilon = t_k - t_u$ là thể sấy. Hơn nữa, hơi bay ra khỏi

lớp vải bọc ngoài nhiệt kế ướt chính là hơi bão hòa ứng với nhiệt độ mà nhiệt kế này chỉ.

c) *Độ chứa hơi d (kg hơi/kg không khí khô)*

Độ chứa hơi của không khí ẩm là tỷ số giữa số kg hơi nước G_h và số kg không khí khô G_k :

$$d = \frac{G_h}{G_k} \quad (2.12)$$

Như vậy, độ chứa hơi của không khí ẩm là số kg hơi nước chứa trong 1kg không khí khô. Do đó, nếu không khí ẩm có độ chứa hơi d thì khối lượng của không khí ẩm G ứng với 1kg không khí khô bằng:

$$G = (1 + d) \quad (2.13)$$

Do lượng hơi nước chứa trong 1kg không khí khô không lớn nên nhiều tài liệu lấy d với thứ nguyên là g/kgkk. Khi đó, công thức (2.12) viết lại dưới dạng:

$$d = 1000 \frac{G_h}{G_k} \quad (2.14)$$

Rút G_k và G_h từ phương trình trạng thái (2.2), (2.3) rồi thay vào công thức định nghĩa (2.12), đồng thời kết hợp công thức (2.1) và (2.8), ta được:

$$d = \frac{\mu_h}{\mu_k} \frac{p_h}{p_k} = \frac{18}{29} \frac{\varphi p_b}{p - \varphi p_b} = 0,621 \frac{\varphi p_b}{p - \varphi p_b} \quad (2.15)$$

Khi không khí đạt trạng thái bão hòa hay khi $\varphi = 100\%$ thì độ chứa hơi của không khí ẩm đạt cực đại. Do đó:

$$d_{\max} = 0,621 \frac{p_b}{p - p_b} \quad (2.16)$$

d) *Entanpy của không khí ẩm*

Entanpy của không khí ẩm là entanpy ứng với 1kg không khí khô. Do đó, nếu gọi i_k và i_h tương ứng là entanpy của 1kg không khí khô và 1kg hơi nước quá nhiệt chứa trong đó thì:

$$I = i_k + di_h = C_{pk}t + d(r + C_{ph}t) \quad (2.17)$$

Ở đây, C_{pk} và C_{ph} tương ứng là nhiệt dung riêng của không khí khô và của hơi nước quá nhiệt; r là nhiệt ẩn hóa hơi. Nếu nhiệt lượng tính bằng kJ thì (2.17) được viết lại dưới dạng:

$$I = 1,004t + d(2500 + 1,842t) \text{ kJ/kgkk} \quad (2.18)$$

Ngược lại, khi biết entanpy I và nhiệt độ t ta tính được độ chứa hơi d theo biểu thức:

$$d = \frac{I - C_{pk}t}{r + 1,842t} = \frac{I - 1,004t}{2500 + 1,842t} \quad (2.19)$$

Ví dụ 2.1

Trong phòng có đặt hai nhiệt kế: nhiệt kế khô và nhiệt kế ướt. Áp suất khí quyển $p = 1 \text{at}$. Hai nhiệt kế này tương ứng chỉ $t_k = 30^\circ\text{C}$ và $t_u = 25^\circ\text{C}$. Hãy xác định các thông số của không khí trong phòng:

- Độ ẩm tương đối φ .
- Độ chứa hơi d .
- Số kg không khí ẩm G ứng với 1kg không khí khô.
- Entanpy của không khí ẩm.

Giải

- Áp suất bão hòa tương ứng với nhiệt độ nhiệt kế khô bằng:

$$p_{hk} = \exp \left\{ 12 - \frac{4026,420}{235,5 + 30} \right\} = 0,0422 \text{ bar}$$

- Áp suất bão hòa tương ứng với nhiệt độ nhiệt kế ướt bằng:

$$p_{bu} = \exp \left\{ 12 - \frac{4026,420}{235,5 + 25} \right\} = 0,0315 \text{ bar}$$

- Độ ẩm tương đối của không khí trong phòng bằng:

$$\varphi = \frac{0,0315}{0,0422} - \frac{66 \cdot 10^{-4} \cdot (0,98)}{0,0422} (30 - 25) = 67\%$$

- Độ chứa hơi d của không khí trong phòng bằng:

$$d = 0,621 \frac{0,67 \cdot 0,0422}{0,98 - 0,67 \cdot 0,0422} = 0,018 \frac{\text{kg}}{\text{kgkk}}$$

- Khối lượng không khí ẩm ứng với 1kg không khí khô trong phòng bằng:

$$G = 1 + 0,018 = 1,018 \text{ kg/kgkk}$$

- Entanpy I của không khí trong phòng bằng:

$$I = 1,004 \cdot 30 + 0,018(2500 + 1,842 \cdot 30) = 76,115 \text{ kJ/kgkk}$$

2.1.4. Đồ thị I-d của không khí ẩm

Từ (2.8), (2.14), (2.17) và đặc biệt công thức xác định phân áp suất bão hòa (2.10) hoặc (2.11) hoàn toàn xác định được bằng giải tích ba đại lượng đặc trưng của không khí ẩm là độ ẩm tương đối φ , độ chứa hơi d và entanpy I (như ví dụ 2.1). Tuy nhiên, để biểu diễn các trạng thái cũng như quá trình nhiệt động của không khí ẩm một cách trực quan và xác định các đại lượng đó một cách gần đúng, chúng ta có thể sử dụng đồ thị I-d.

a) Đặc điểm của đồ thị I-d

Đồ thị I-d có hai đặc điểm:

– Trục tung I và trục hoành d làm với nhau một góc 135° . Khi vẽ ta vẫn vẽ đồ thị trong phạm vi góc vuông thứ nhất. Do đó, các đường $I = \text{const}$ trên đồ thị $I-d$ là các đường song song với trục Od hay làm với trục tung OI một góc 45° .

– Do công thức xác định độ chứa hơi d và độ ẩm tương đối φ phụ thuộc vào áp suất khí trời p nên mỗi đồ thị $I-d$ được vẽ với một áp suất khí trời nhất định. Trong các tài liệu tham khảo hiện nay, có hai loại đồ thị: do các nhà khoa học Liên Xô vẽ với $p = 745 \text{ mmHg}$ và do các nhà khoa học Anh-Mỹ vẽ với $p = 760 \text{ mmHg}$.

Dễ dàng thấy rằng, các áp suất khí trời khác nhau chỉ ảnh hưởng đến độ ẩm tương đối. Thật vậy, (2.15) có thể viết lại dưới dạng:

$$d = 0,621 \frac{p_b}{\varphi - p_b} \quad (2.20)$$

Từ (2.20) suy ra, ứng với một nhiệt độ t và độ chứa hơi d nhất định ta có một giá trị (p/φ) duy nhất. Do đó, công thức chuyển đổi độ ẩm giữa hai đồ thị vẽ với áp suất khí trời p_1 và p_2 có dạng:

$$\varphi_{p_2} = \varphi_{p_1} \frac{p_2}{p_1} \quad (2.21)$$

Chẳng hạn, trên đồ thị $I-d$ với $p_1 = 760 \text{ mmHg}$ không khí có độ ẩm 90% thì trên đồ thị $I-d$ với $p_2 = 745 \text{ mmHg}$ không khí ẩm này sẽ có độ ẩm tương đối bằng:

$$\varphi_{p_2} = 90\% \frac{745}{760} = 88\%$$

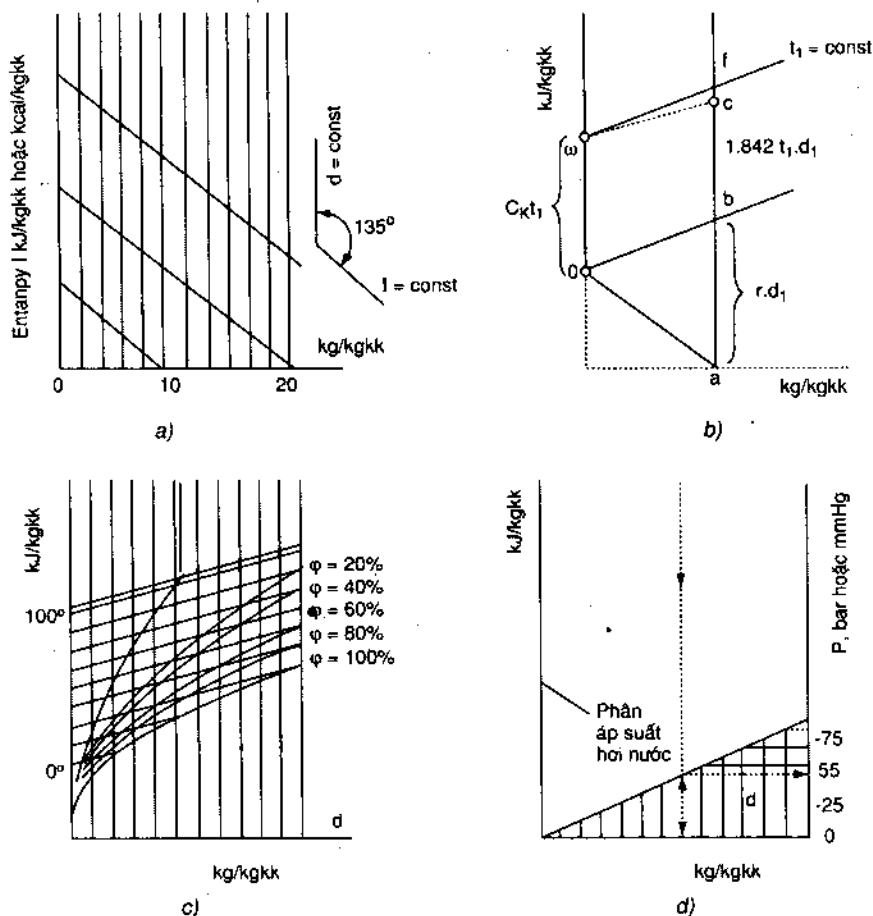
Qua ví dụ trên cho thấy, ảnh hưởng của áp suất khí trời (745mmHg và 760 mmHg) đến độ ẩm tương đối φ không lớn lắm. Do đó, trên thực tế khi không cần chính xác, chúng ta có thể sử dụng cả hai đồ thị hiện có trong các tài liệu tham khảo.

b) Các đường trên đồ thị $I-d$

Đồ thị $I-d$ có ba họ đường cong và cấu tạo của nó được thể hiện trên hình 2.1

– *Họ đường $t = \text{const}$.* Họ đường này được xây dựng trên cơ sở quan hệ $I = f(d)$ khi $t = \text{const}$. Theo (2.17) hoặc (2.18), khi $t = \text{const}$ thì quan hệ $I = f(d)$ có dạng tuyến tính. Do đó, ứng với nhiệt độ t_1 ta chỉ cần xác định hai điểm ứng với d_0 và d_1 , thường lấy $d_0 = 0$ và một giá trị d_1 nào đó ta sẽ vẽ được đường $t = t_1 = \text{const}$. Tiếp tục thay $t = t_2, t_3 \dots$ ta sẽ thu được họ các đường $t = \text{const}$. Đó là các đường thẳng hướng lên trên, càng lên cao nhiệt độ càng lớn.

– *Họ đường $\varphi = \text{const}$.* Họ đường này cũng được xây dựng trên cơ sở hàm $I = f(d)$ khi $\varphi = \text{const}$. Giả sử vẽ đường $\varphi = \varphi_1 = \text{const}$. Khi đó ta lần lượt lấy các



Hình 2.1. Đồ thị I-d của không khí ẩm và cách xây dựng

nhệt độ bất kỳ $t_1, t_2, t_3, \dots$ để tính các phân áp suất bão hòa tương ứng $p_{h1}, p_{h2}, p_{h3}, \dots$. Với các phân áp suất bão hòa này và $\varphi = \varphi_1 = \text{const}$, theo (2.15) ta xác định được các độ chứa hơi tương ứng $d_1, d_2, d_3, \dots$. Thay $(d_1, t_1), (d_2, t_2), (d_3, t_3), \dots$ vào công thức (2.18) ta tìm được $I_1, I_2, I_3, \dots$. Cuối cùng, nối các giao điểm $(I_1, d_1), (I_2, d_2), (I_3, d_3), \dots$ ta sẽ được đường $\varphi = \varphi_1 = \text{const}$.

Họ đường $\varphi = \text{const}$ là các đường cong mà phần lõm hướng xuống dưới như trên hình 2.1. Đường cuối cùng phía dưới là đường $\varphi = 100\%$ biểu diễn các trạng thái của không khí ẩm bão hòa. Các đường $\varphi = \text{const}$ trên đường $\varphi = 100\%$ biểu diễn trạng thái của không khí ẩm chưa bão hòa và càng lên cao độ ẩm tương đối càng thấp.

– Đường $p_h = f(d)$. Để tìm quan hệ giữa phân áp suất của hơi nước p_h và độ chứa hơi trong không khí ẩm bằng đồ thị người ta đặt trục tung phía bên phải

làm trực Op_h . Do phân áp suất hơi nước p_h rất nhỏ so với áp suất khí trời p nên công thức (2.15) có thể viết một cách gần đúng:

$$p_h \approx \frac{pd}{0,621} \quad (2.22)$$

Do đó, đường $p_h = f(d)$ gần như đường thẳng xuất phát từ gốc $d = 0$ và hướng lên trên từ trái qua phải.

Ví dụ 2.2

Hãy xác định độ ẩm tương đối φ , độ chứa hơi d , entanpy I và phân áp suất hơi nước p_h của không khí ẩm trong phòng biết: áp suất không khí $p = 1$ bar, tốc độ không khí trong phòng $v < 0,5$ m/s, nhiệt độ nhiệt kế khô và nhiệt độ nhiệt kế ướt tương ứng bằng: $t_k = 30^\circ\text{C}$, $t_u = 27^\circ\text{C}$.

Giải

– Xác định độ ẩm tương đối φ :

$$p_{bu} = \exp \left[\frac{17,27}{233,590 + 27} - 5,093 \right] = 0,0357 \text{ bar}$$

$$p_{bk} = \exp \left[\frac{17,30}{233,590 + 30} - 5,093 \right] = 0,0425 \text{ bar}$$

$$\varphi = \frac{p_{bu}}{p_{bk}} - A \frac{p}{p_{bk}} (t_k - t_u) = \frac{0,0357}{0,0425} - 66 \cdot 10^{-5} \frac{1}{0,0425} (30 - 27) = 79\%$$

– Khi đã biết nhiệt độ t và độ ẩm tương đối φ ta có thể tìm độ chứa hơi d , entanpy I và phân áp suất của hơi nước p_h bằng đồ thị $I-d$ cho ở phụ lục. Kết quả cũng xấp xỉ như tính theo giải tích sau đây:

$$d = 0,621 \frac{\varphi p_{bk}}{p - \varphi p_{bk}} = 0,621 \frac{0,79 \cdot 0,0422}{1 - 0,79 \cdot 0,0422} = 0,021 \text{ kg hơi/kg kk}$$

$$I = 1,004t + d(2500 + 1,842t)$$

$$= 1,004 \cdot 27 + 0,021(2500 + 1,842 \cdot 27) = 80,652 \text{ kJ/kgkk.}$$

Có thể tính p_h theo công thức (2.8) hoặc theo (2.22). Hai kết quả cũng xấp xỉ nhau. Chẳng hạn, theo (2.8): $p_h = 0,0336$ bar, còn theo (2.22): $p_h = 0,0338$ bar.

2.2. KHÓI LÒ

Trong các HTS, khói lò có thể được dùng hoặc với tư cách là TNS hoặc với tư cách là nguồn cung cấp nhiệt lượng để đốt nóng không khí trong calorifer khí-khói. Khói lò gồm khói khô và hơi nước vốn có trong nhiên liệu và do phản ứng cháy hydro sinh ra. Hơn nữa, khói khô bao giờ cũng chứa một lượng nhất định tro bay theo và những chất độc hại như lưu huỳnh vốn có trong nhiên liệu

v.v... Do đó, khối lò chỉ dùng làm TNS trong các trường hợp VLS không sợ bám bẩn như thức ăn gia súc hoặc vật liệu xây dựng.

2.2.1. Tính toán quá trình cháy

a) Nhiệt trị của nhiên liệu

Nhiệt trị của nhiên liệu là nhiệt lượng tỏa ra khi đốt cháy hoàn toàn một đơn vị nhiên liệu. Với nhiên liệu rắn như than hoặc nhiên liệu lỏng như dầu, đơn vị nhiên liệu là kg; với nhiên liệu khí, đơn vị nhiên liệu là m^3_k .

Nhiên liệu rắn và lỏng chủ yếu gồm cacbon (C), hydro (H), oxy (O), nitơ (N), lưu huỳnh (S), nước và hơi nước (A), và các chất vô cơ không cháy gọi chung là tro (Tr). Nếu gọi thành phần khối lượng của các chất là số kg của chất đó có trong 1kg nhiên liệu thì:

$$1 = C + H + O + N + S + A + Tr \quad (2.23)$$

Người ta chia nhiệt trị nhiên liệu thành nhiệt trị cao Q_c và nhiệt trị thấp Q_t . Nhiệt trị thấp là nhiệt lượng khi đốt cháy hoàn toàn một đơn vị nhiên liệu trừ đi phần nhiệt lượng do hơi nước trong sản phẩm cháy ngưng tụ lại. Do đó, nếu lấy gần đúng nhiệt ẩn hóa hơi của nước $r = 2500 \text{ kJ/kg}$ thì:

$$Q_t = Q_c - 2500(9H + A) \quad (2.24)$$

Trong đó, nhiệt trị cao của nhiên liệu rắn và lỏng được tính theo công thức:

$$Q_c = 33858C + 125400H - 10868(O - S), \text{ kJ/kgnl} \quad (2.25)$$

Riêng đối với gỗ nhiệt trị cao tính đơn giản hơn:

$$Q_c = 19800(1 - A), \text{ kJ/kgnl} \quad (2.26)$$

Với nhiên liệu là khí thì:

$$Q_t = 358,20CH_4 + 590,66C_2H_4 + 637,46C_2H_6 + 860,05C_3H_8 + 107,98H_2 + 126,36CO + \dots, \text{ kJ/m}^3_k$$

Để tiện so sánh tiêu hao các loại nhiên liệu khác nhau, người ta quy ước nhiên liệu quy chuẩn là nhiên liệu có $Q_{uq} = 7000 \text{ kCal/kgnl} = 29309 \text{ kJ/kgnl}$.

b) Lượng không khí khô lý thuyết cần thiết khi cháy 1kg nhiên liệu

Lượng không khí khô lý thuyết L_0 cần thiết để đốt cháy 1kg nhiên liệu là lượng không khí khô vừa đủ cung cấp oxy cho các phản ứng cháy. Như đã biết, thành phần khối lượng oxy trong không khí khô là 23%, do đó, từ phản ứng cháy ta có:

$$L_0 = \frac{\left(\frac{32}{12}\right)C + \left(\frac{16}{2}\right)H + \left(\frac{32}{32}\right)(S - O)}{0,23}, \frac{\text{kgkk}}{\text{kgnl}} \quad (2.27)$$

Với gỗ:

$$L_0 = 5,96(1 - A), \text{ kgkk/kgnl} \quad (2.28)$$

Với nhiên liệu khí:

$$L_0 = 2,48CO + 34,8H + 6,14H_2S + 138 \sum \left\{ \frac{m + \frac{n}{4}}{12m + n} \right\} C_m H_n - 4,3O \quad (2.29)$$

Ví dụ 2.3

Hãy xác định nhiệt trị cao và lượng không khí khô lý thuyết để đốt cháy 1kg than cám N₄ có thành phần: C = 0,367; H = 0,027; S = 0,032; N = 0,007; O = 0,111, Tr = 0,206; A = 0,25 và 1kg gỗ với A = 0,25.

Giải

– Nhiệt trị cao của than:

$$Q_c = 33858.0,367 + 125400.0,027 + 10868(0,111 - 0,032) \approx 14953 \text{ kJ/kgnl}$$

– Nhiệt trị cao của gỗ:

$$Q_c = 19800(1 - 0,25) = 14850 \text{ kJ/kgnl}$$

– Lượng không khí khô lý thuyết để đốt cháy 1kg than:

$$L_0 = \frac{\left(\frac{32}{12}\right)0,367 + \left(\frac{16}{2}\right)0,027 + (0,032 - 0,111)}{0,23} = 4,852 \text{ kgkk/kgnl}$$

– Lượng không khí khô lý thuyết để đốt cháy 1kg gỗ

$$L_0 = 5,96(1 - 0,25) = 4,470 \text{ kgkk/kgnl}$$

c) *Lượng không khí thực tế khi đốt cháy 1kg nhiên liệu L*

Trong thực tế, tùy thuộc việc tổ chức quá trình cháy và độ hoàn thiện của buồng đốt mà lượng không khí khô thực tế L bao giờ cũng lớn hơn L₀. Tỷ số L/L₀ gọi là hệ số không khí thừa của buồng đốt:

$$\alpha_{bd} = \frac{L}{L_0} \quad (2.30)$$

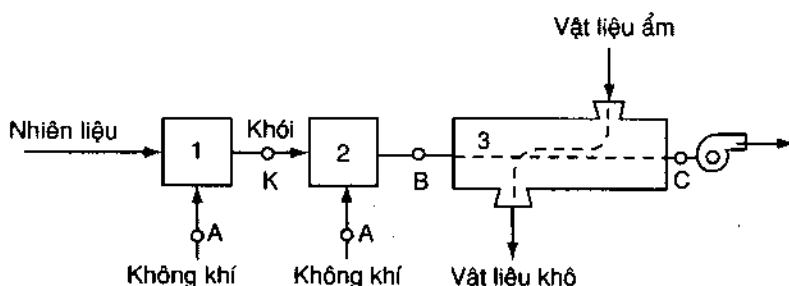
Có thể thấy, khi tăng hệ số không khí thừa thì khả năng tiếp xúc giữa nhiên liệu và oxy tốt hơn nên nhiên liệu cháy kiệt hơn. Tuy nhiên, nếu hệ số không khí thừa quá lớn thì nhiệt độ buồng lửa lại giảm. Điều này lại hạn chế quá trình cháy kiệt. Vì vậy, mỗi loại buồng đốt có một giá trị α_{bd} tối ưu. Với các buồng đốt nhiên liệu lấy khối như trong kỹ thuật sấy thì α_{bd} = 1,2 ÷ 1,3.

d) *Hệ số không khí thừa chung cho cả buồng đốt và buồng hòa trộn*

Tùy theo nhiên liệu, nhưng nhiệt độ khối lò sau buồng đốt thường rất lớn so với yêu cầu của TNS. Do đó, trong các HTS dùng khối lò làm tác nhân, khối lò sau khi ra khỏi buồng đốt được hòa trộn thêm với không khí ngoài trời để cho chúng ta một hỗn hợp khối lò – không khí có nhiệt độ thích hợp. Sơ đồ

nguyên lý của HTS dùng khối lò làm TNS cho trên hình 2.2. Vì vậy, trong kỹ thuật sấy, hệ số không khí thừa chung cho cả buồng đốt và buồng hòa trộn (α) là đại lượng quan trọng và cần phải tính toán. Vấn đề đặt ra là: Biết các thành phần của nhiên liệu, nhiệt độ t_{nl} , hiệu suất buồng đốt η_{bd} , thông số không khí ngoài trời và nhiệt độ t_1 của hỗn hợp khối lò–không khí trước khi vào TBS ta phải tính được hệ số không khí thừa chung cho cả buồng đốt và buồng hòa trộn α . Cân bằng nhiệt cho cả buồng đốt và buồng hòa trộn ta được:

$$\alpha = \frac{Q_c \eta_{bd} + C_{nl} t_{nl} - (9H + A) i_{h1} - \{1 - (9H + A + Tr) C_{pk} t_1\}}{L_0 \{d_0 (i_{h1} - i_{h0})\} + C_{pk} (t_1 - t_0)} \quad (2.31)$$



Hình 2.2. Sơ đồ nguyên lý của HTS dùng khối lò làm TNS

1. Buồng đốt, 2. Buồng hòa trộn, 3. TBS

Trong đó, i_{h1} và i_{h0} tương ứng là entanpy của 1kg hơi nước trong hỗn hợp khối lò–không khí ở nhiệt độ t_1 và entanpy của 1kg hơi nước trong không khí ngoài trời có nhiệt độ t_0 và độ chứa hơi d_0 . Do đó:

$$i_{h1} = r + C_{ph} t_1 = (2500 + 1,842 t_1)$$

$$i_{h0} = r + C_{ph} t_0 = (2500 + 1,842 t_0)$$

Với nhiên liệu là gỗ, hệ số không khí thừa còn có thể tính theo công thức:

$$\alpha = \frac{Q_c \eta_{bd} + C_{nl} t_{nl} - \{1 - 0,451(1 - A)\} i_{h1} - 0,431(1 - A) C_{pk} t_1}{L_0 \{d_0 (i_{h1} - i_{h0})\} + C_{pk} (t_1 - t_0)} \quad (2.32)$$

2.2.2. Xác định các thông số của khối lò

Cũng như không khí ẩm, khối lò gồm hai thành phần: khối khô G_k và hơi nước G_h . Hơn nữa, hệ số không khí thừa trong các HTS dùng khối lò làm TNS rất lớn nên ta xem khối lò là một loại không khí ẩm. Vấn đề đặt ra là: nếu biết nhiên liệu với các thành phần và nhiệt độ trước TBS t_1 , chúng ta phải xác định được độ chứa hơi d , độ ẩm tương đối φ và entanpy I của nó. Khi đó, ngoài phương pháp giải tích ta có thể sử dụng đồ thị I – d của không khí ẩm để tính toán.

a) *Độ chứa hơi của khối lò*

Cân bằng ẩm cho cả buồng đốt và buồng hòa trộn khi đốt cháy 1kg nhiên liệu ta được:

$$d = \frac{G_h}{G_k} = \frac{(9H + A) + \alpha L_0 d_0}{\alpha L_0 + \{1 - (9H + A + Tr)\}} \quad (2.33)$$

Với nhiên liệu là gỗ, độ chứa hơi d có thể tính theo công thức đơn giản hơn:

$$d = \frac{\frac{(0,0921 + 0,0757A)}{1 - A} + \alpha d_0}{0,072 + \alpha} \quad (2.34)$$

b) *Entanpy của khối lò*

Tương tự, entanpy I của khối lò sau buồng hòa trộn hay trước TBS có thể tính trên cơ sở cân bằng nhiệt cả buồng đốt và buồng hòa trộn:

$$I = \frac{Q_c \eta_{bd} + C_{nl} t_{nl} + \alpha L_0 I_0}{(\alpha L_0 + 1) - (9H + A + Tr)} \quad (2.35)$$

Với gỗ:

$$I = \frac{Q_c \eta_{bd} + C_{nl} t_{nl} + \alpha L_0 I_0}{(0,43 + 5,96\alpha)(1 - A)} \quad (2.36)$$

Đương nhiên, entanpy còn có thể tính theo công thức định nghĩa khi biết độ chứa hơi d :

$$I = C_{pk} t + d(r + C_{ph} t) = 1,004t + d(2500 + 1,842t) \text{ , kJ/kgkk}$$

c) *Độ ẩm tương đối φ của khối lò*

Khi biết độ chứa hơi d , nhiệt độ t và do đó biết phân áp suất bão hòa tương ứng p_b thì độ ẩm tương đối có thể tính theo công thức:

$$\varphi = \frac{pd}{p_b(0,621 + d)} \quad (2.37)$$

Ví dụ 2.4

Hãy xác định các thông số của khối lò trước TBS có nhiệt độ $t_1 = 90^\circ\text{C}$ và biết: Nhiên liệu là than có các thành phần như trong ví dụ 2.3, với $C_{nl} = 0,120 \text{ kJ/kgK}$, $t_{nl} = t_0 = 25^\circ\text{C}$ và $Q_c = 14953 \text{ kJ/kgnl}$; hiệu suất buồng đốt $\eta_{bd} = 75\%$; không khí ngoài trời có các thông số $(t_0, \varphi_0) = (25^\circ\text{C}, 85\%)$.

Giải

– Hệ số không khí thừa α :

$$d_0 = 0,621 \frac{\varphi_0 p_{bho}}{p - \varphi_0 p_{bho}} = 0,621 \frac{0,85 \cdot 0,0315}{1 - 0,85 \cdot 0,0315} = 0,017 \text{ kg hơi/kgkk}$$

$$I_0 = 1,004 \cdot 25 + 0,017(2500 + 1,842 \cdot 25) = 68 \text{ kJ/kgkk}$$

$$i_h = 2500 + 1,842.90 = 2666 \text{ kJ/kg}$$

$$i_{h0} = 2500 + 1,842.25 = 2546 \text{ kJ/kg}$$

Do đó:

$$\alpha = \frac{14953.0,75 + 0,12.25 - (9.0,027 + 0,25)2666}{4,857\{0,017(2666 - 2546) + 1,004(90 - 25)\}} = 30$$

– Độ chứa hơi của khối lò d:

$$d = \frac{(9.0,027 + 0,25) + 30.4,587.0,017}{30.4,587 + \{1 - (0,206 + 9.0,027 + 0,25)\}} = 0,02 \text{ kg hơi/kg kk}$$

– Để tính độ ẩm tương đối φ ta tính phân áp suất bão hòa của hơi nước ở 90°C . Sử dụng công thức (2.10) hoặc (2.11) ta tìm được $p_b = 0,694 \text{ bar}$. Do đó:

$$\varphi = \frac{1.0,02}{0,694(0,621 + 0,02)} \times 100 = 4,5\%$$

– Entanpy I:

$$I = \frac{14953.0,75 + 0,12.25 + 30.4,875.68}{(30.4,875 + 1) - (0,206 + 9.0,027 + 0,25)} = 144 \text{ kJ/kg kk}$$



CHƯƠNG 3 TRUYỀN NHIỆT – TRUYỀN CHẤT

TRONG VẬT LIỆU ẨM VÀ

ĐỘNG HỌC QUÁ TRÌNH SẤY

Như chương 1 đã chỉ rõ, trong các HTS lạnh động lực gây ra sự dịch chuyển ẩm từ trong lòng vật ra bề mặt và sau đó đi vào môi trường tỷ lệ thuận với độ chênh phân áp suất hơi nước trong lòng vật và TNS ($p_v - p_h$). Nếu nhiệt độ VLS không đổi (sấy đẳng nhiệt) thì động học quá trình sấy được xác định bởi bài toán khuếch tán ẩm thuần túy. Trong các HTS nóng, những HTS phổ biến hơn, và cả trong các HTS lạnh không đẳng nhiệt thì động lực gây ra sự dịch chuyển ẩm từ trong lòng vật ra bề mặt và sau đó từ bề mặt đi vào môi trường không những phụ thuộc vào độ chênh phân áp suất hơi nước trong lòng vật và TNS ($p_v - p_h$) mà còn phụ thuộc vào trường phân bố nhiệt độ trong VLS, và độ chênh nhiệt độ giữa bề mặt vật với môi trường. Hai quá trình dẫn nhiệt và khuếch tán đồng thời xảy ra và luôn luôn ảnh hưởng qua lại nhau. Như vậy, quá trình sấy liên hệ chặt chẽ với bài toán dẫn nhiệt và khuếch tán ẩm liên hợp trong lòng vật và truyền nhiệt – truyền chất (TNTC) liên hợp giữa bề mặt vật với môi trường. Hơn nữa, các VLS sau khi sấy được bảo quản trong môi trường không khí ẩm trong phòng. Vì vậy, trước khi nghiên cứu hai bài toán TNTC liên hợp trong quá trình sấy chúng ta xem xét các đại lượng đặc trưng của vật liệu ẩm (VLA) và quá trình tương tác giữa VLA với môi trường trong điều kiện đẳng nhiệt.

3.1. CÁC ĐẠI LƯỢNG ĐẶC TRƯNG CỦA VẬT LIỆU ẨM

3.1.1. Độ ẩm của vật

– Độ ẩm của VLA gồm độ ẩm tuyệt đối và độ ẩm tương đối. Độ ẩm tuyệt đối là độ ẩm tính theo khối lượng vật liệu khô (VLK). Độ ẩm tuyệt đối của VLA ω_k được định nghĩa bởi tỷ số giữa khối lượng ẩm G_a và khối lượng của VLK:

$$\omega_k = \frac{G_a}{G_k} = \frac{G_a}{G - G_a} \quad (3.1)$$

Trong đó, $G = G_a + G_k$ là khối lượng của toàn bộ VLA. Do khối lượng VLK G_k có thể nhỏ hơn khối lượng ẩm G_a nên độ ẩm tuyệt đối có thể lớn hơn 1 hay lớn hơn 100%.

– **Độ ẩm tương đối.** Khác với độ ẩm tuyệt đối, độ ẩm tương đối ω là tỷ số giữa khối lượng ẩm G_a và khối lượng của toàn bộ VLA G :

$$\omega = \frac{G_a}{G} = \frac{G_a}{G_a + G_k} \quad (3.2)$$

Do G_a bao giờ cũng nhỏ hơn G nên độ ẩm tương đối bao giờ cũng nhỏ hơn 1 hay nhỏ hơn 100%.

Từ (3.1), (3.2) cho thấy cả độ ẩm tuyệt đối và độ ẩm tương đối là sự đánh giá về trị số trung bình của ẩm có mặt trong vật liệu. Nói cách khác, không có khái niệm độ ẩm tại một điểm.

Do hai định nghĩa trên đây và do $G = G_k + G_a$ nên dễ dàng rút ra công thức chuyển đổi giữa hai loại độ ẩm:

$$\omega = \frac{\omega_k}{1 + \omega_k} \text{ hay } \omega_k = \frac{\omega}{1 - \omega} \quad (3.3)$$

Nếu độ ẩm viết dưới dạng % thì:

$$\omega = \frac{\omega_k}{100 + \omega_k} \% \text{ hay } \omega_k = \frac{\omega}{100 - \omega} \% \quad (3.4)$$

3.1.2. Độ chứa ẩm

Để nghiên cứu quá trình khuếch tán ẩm, người ta đưa ra khái niệm độ chứa ẩm u . Độ chứa ẩm u là giới hạn của tỷ số giữa khối lượng ẩm G_a và khối lượng của VLK G_k của một hình hộp vô vùng nhỏ VLA: $dV = dx dy dz$ khi dV dần tới 0. Do đó, khác với độ ẩm tuyệt đối có ý nghĩa trung bình thì độ chứa ẩm u là một hàm liên tục theo không gian và thời gian, hay $u = u(x, y, z, \tau)$. Do đó, quan hệ giữa độ ẩm tuyệt đối ω_k và độ chứa ẩm $u(x, y, z, \tau)$ biểu diễn bởi tích phân:

$$\omega_k = \frac{1}{V} \int_V u(x, y, z, \tau) dV \quad (3.5)$$

Rõ ràng, khi ẩm phân bố đều thì từ (3.5) suy ra độ ẩm tuyệt đối viết dưới dạng thập phân và độ chứa ẩm đồng nhất với nhau về trị số, hay:

$$\omega_k \equiv u \quad (3.6)$$

3.1.3. Nồng độ ẩm c

Nồng độ ẩm c được định nghĩa bởi giới hạn của tỷ số giữa khối lượng ẩm và thể tích của một hình hộp vô cùng nhỏ $dV = dx dy dz$ khi dV dần tới 0. Do đó, cũng như độ chứa ẩm, nồng độ ẩm cũng là một hàm số theo không gian và thời gian $c = c(x, y, z, \tau)$. Nếu gọi ρ (kg/m^3) là khối lượng riêng của VLA và không đổi thì độ ẩm tương đối ω được xác định qua nồng độ ẩm bởi tích phân:

$$\omega = \frac{1}{V} \int_V c(x, y, z, \tau) \rho dV \quad (3.7)$$

Khi nồng độ ẩm phân bố đều theo không gian và độ ẩm tương đối ω viết dưới dạng thập phân thì từ (3.7) ta có:

$$\omega = c p \quad (3.8)$$

3.1.4. Thế dẫn ẩm

a) Định nghĩa

Thực nghiệm xác nhận: dòng nhiệt chỉ có thể truyền từ một vật (hay một phần của vật) “nóng” hơn sang một vật (hay một phần của vật) “lạnh” hơn khi hai vật đó tiếp xúc với nhau. Đại lượng vật lý đo độ “nóng”, “lạnh” của một vật là nhiệt độ. Do đó, nhiệt độ được xem là thế dẫn nhiệt. Như vậy, dẫn nhiệt chỉ có thể xảy ra khi có độ chênh nhiệt độ, hay nói chính xác dẫn nhiệt chỉ xảy ra khi có gradient nhiệt độ. Từ khái niệm mật độ dòng nhiệt dq và độ chênh nhiệt độ dt người ta đưa ra khái niệm về nhiệt dung riêng khối lượng C . Nhiệt dung riêng khối lượng đẳng áp C được định nghĩa bởi quan hệ:

$$C = \frac{dq}{dt} \quad (3.9)$$

Trong trường hợp tổng quát nhiệt dung riêng C phụ thuộc vào nhiệt độ hay $C = C(t)$. Từ công thức định nghĩa nhiệt dung riêng (3.9) ta có thể tính mật độ dòng nhiệt q truyền từ bề mặt đẳng nhiệt t_1 đến bề mặt đẳng nhiệt t khi $t > t_1$ khi biết quan hệ giữa nhiệt dung riêng C và nhiệt độ t :

$$q = \int_{t_1}^t C(t) dt \quad (3.10)$$

Khi $C = \text{const}$ thì:

$$q = C(t - t_1) \quad (3.11)$$

Nếu $t_1 = 0$ thì (3.11) lấy dạng:

$$q = Ct \quad (3.12)$$

Trên cơ sở nhiệt động học của hai quá trình dẫn nhiệt và khuếch tán vật chất nói chung hay khuếch tán ẩm nói riêng, Luikov A.V đề xuất khái niệm thế dẫn ẩm $\theta^0 M$. Khi đó, tương tự như nhiệt dung riêng ta có ẩm dung riêng C_m . Ẩm dung riêng C_m được định nghĩa bởi biểu thức:

$$C_m = \frac{du}{d\theta} \quad (3.13)$$

Khi đó cũng như mật độ dòng nhiệt q , độ chứa ẩm u có thể xác định bởi tích phân:

$$u = \int_{\theta_0}^{\theta} C_m d\theta \quad (3.14)$$

Nếu $C_m = \text{const}$ và $\theta_0 = 0$ thì:

$$u = C_m \theta \quad (3.15)$$

Như vậy, nếu trong dẫn nhiệt ta có thể dẫn nhiệt t và nhiệt dung riêng C_p thì trong khuếch tán ẩm ta có thể dẫn ẩm θ và ẩm dung riêng C_m . Khi đó, mật độ dòng nhiệt trong dẫn nhiệt q tương tự như độ chứa ẩm u trong khuếch tán vật chất. Hơn nữa, do biểu thức (3.15), với các bài toán tuyến tính ($C_m = \text{const}$) mô hình toán học của hiện tượng khuếch tán có thể viết cho thể dẫn ẩm θ như phương trình dẫn nhiệt hoặc viết cho độ chứa ẩm u . Khi đó, nếu giải phương trình dẫn nhiệt với các điều kiện đơn trị nào đó và tiếp theo sử dụng định luật Fourier ta tìm được mật độ dòng nhiệt q . Tương tự, nếu giải phương trình khuếch tán ẩm viết cho độ chứa ẩm u với các điều kiện đơn trị đã biết ta có thể tìm được $u(x, y, z, \tau)$. Khi đó, độ ẩm tuyệt đối hay độ ẩm tính theo vật liệu khô w_k sẽ được xác định bởi quan hệ (3.5).

b) Cách đo thể dẫn ẩm

Để đo nhiệt độ theo thang bách phân người ta lấy nước ở áp suất 760 mmHg làm vật chuẩn. Khi đó, nhiệt độ nước đang tan lấy là 0°C và nhiệt độ nước đang sôi lấy là 100°C . Khi đó, nếu nhiệt lượng đo bằng kcal thì nhiệt dung riêng của nước theo (3.9) ta lấy bằng $C = 1 \text{ kcal/kgK}$. Như vậy, *1 kcal là nhiệt lượng cần thiết để làm nhiệt độ của 1 kg nước tăng hoặc giảm một độ*.

Tương tự, để đo thể dẫn ẩm θ , Luikov A.V. đề nghị lấy xenlulozơ làm vật mẫu. Khi xenlulozơ khô tuyệt đối ta nói thể dẫn ẩm $\theta = 0^\circ\text{M}$, khi xenlulozơ có độ chứa ẩm hấp phụ cực đại $u_{\text{hpcđ}}$ ở nhiệt độ 25°C thì thể dẫn ẩm $\theta = 100^\circ\text{M}$. Thực nghiệm đo được $u_{\text{hpcđ}}$ của xenlulozơ ở 25°C bằng 0,277 kga/kgvlk (kg ẩm/ kg vật liệu khô). Do đó, ẩm dung riêng của vật mẫu xenlulozơ theo (3.13) bằng:

$$C_m = \frac{u_{\text{hpcđ}}}{100^\circ\text{M}} = \frac{0,277 \text{ kga}}{100^\circ\text{Mkgvlk}} = 0,00277, \quad \frac{\text{kga}}{\text{kgvlk}^\circ\text{M}}$$

Như vậy, khi xenlulozơ có độ chứa ẩm $u = 0,5 \text{ kg ẩm/kgvlk}$ theo (3.15) thể dẫn ẩm của xenlulozơ lúc đó bằng:

$$\theta = \frac{u}{C_m} = \frac{0,5}{0,00277} = 180^\circ\text{M}$$

Cũng như nhiệt dung riêng, ẩm dung riêng cũng được xác định bằng thực nghiệm. Bảng 3.1 liệt kê giá trị trung bình của ẩm dung riêng của một số VLA.

Bảng 3.1. Ẩm dung riêng trung bình của một số VLA

Vật liệu ẩm	$t (^{\circ}\text{C})$	$\theta (^{\circ}\text{M})$	$\omega_k (\%)$	$C_m 10^2$ (kg/kg $^{\circ}\text{M}$)
1. Cát thạch anh	25	100 ÷ 300	0,8 ÷ 2,0	0,007
2. Gỗ thông	40 ÷ 65	200 ÷ 700	130 ÷ 230	0,21
3. Than bùn	21 ÷ 100	100 ÷ 300	110 ÷ 250	1,20
4. Đất sét đỏ	21 ÷ 45	100 ÷ 400	21 ÷ 30	0,028
5. Cao lanh	25 ÷ 70	80 ÷ 250	35 ÷ 50	0,10
6. Bột nhão	25 ÷ 55	35 ÷ 50	20 ÷ 35	0,12
7. Keo động vật	25	70 ÷ 100	40 ÷ 60	0,70
8. Lúa	25	12,5 ÷ 100	7 ÷ 30	0,365
9. Ngô	20 ÷ 25	16 ÷ 16,5	7 ÷ 10	0,556

3.1.5. Nhiệt dung riêng, hệ số dẫn nhiệt và hệ số dẫn nhiệt độ của vật liệu ẩm

a) Nhiệt dung riêng của VLA

Nhiệt dung riêng của vật liệu nói chung và của VLA nói riêng được xác định bằng thực nghiệm theo công thức (3.11). Như vậy, khi xác định bằng thực nghiệm chúng ta phải xác định được nhiệt lượng 1kg vật liệu nhận được hoặc mất đi khi nhiệt độ của nó thay đổi một lượng Δt . Trong kỹ thuật sấy, nhiệt dung riêng của VLA được xác định theo quan hệ tuyến tính khi biết nhiệt dung riêng của VLK C_k và nhiệt dung riêng của ẩm C_a :

$$C = \frac{C_k G_k + C_a G_a}{G_k + G_a} = C_k + (C_a - C_k) \omega \quad (3.16)$$

Trong (3.16), nhiệt dung riêng của ẩm C_a được lấy như sau: nếu ẩm ở dạng lỏng thì $C_a = 4,1816 \text{ kJ/kgK} = 1 \text{ kcal/kgK}$, nếu ẩm ở dạng hơi thì $C_a = 1,842 \text{ kJ/kgK}$. Nhiệt dung riêng của VLK C_k được xác định cụ thể cho từng vật liệu. Nhiệt dung riêng của VLK trong các sản phẩm thực phẩm nằm trong khoảng $C_k = (1,2 \div 1,7) \text{ kJ/kgK}$.

Nhiệt dung riêng của VLA tính theo công thức (3.16) là nhiệt dung riêng tính cho 1kg VLA. Nếu nhiệt dung riêng của VLA tính cho 1kg VLK ta gọi là nhiệt dung riêng dẫn xuất C_{dx} . Khi đó:

$$C_{dx} = \frac{C_k G_k + C_a G_a}{G_k} = C_k + C_a \omega_k \quad (3.17)$$

Theo (3.16) hay (3.17), nhiệt dung riêng của VLA phụ thuộc tuyến tính vào độ ẩm của vật. Tuy nhiên, thực nghiệm chứng tỏ rằng, nhiệt dung riêng của nhiều loại thực phẩm không hoàn toàn phụ thuộc tuyến tính với độ ẩm. Hơn nữa, nhiệt dung riêng của VLA còn phụ thuộc vào nhiệt độ. Dưới đây giới thiệu một số công thức thực nghiệm xác định nhiệt dung riêng của một số VLA:

– Lúa mỳ và các loại ngũ cốc:

$$C = 1,550 + 0,0253\omega, \quad \text{kJ/kgK} \quad (3.18)$$

– Gạo:

$$C = 4,19 \left\{ \frac{26,6 + 0,116\omega}{1 + \omega} \right\}, \quad \text{kJ/kgK} \quad (3.19)$$

– Bắp cải và các loại rau:

$$C = 1,381 + 0,028\omega, \quad \text{kJ/kgK} \quad (3.20)$$

– Củ cải, cà rốt và các loại củ tương tự:

$$C = 1,387 + 0,028\omega, \quad \text{kJ/kgK} \quad (3.21)$$

b) Hệ số dẫn nhiệt

Hệ số dẫn nhiệt của VLA không chỉ phụ thuộc vào hệ số dẫn nhiệt của VLK và của nước mà còn phụ thuộc rất lớn vào các hàng xốp của vật liệu. Có nhiều phương pháp xác định hệ số dẫn nhiệt của vật liệu nói chung và của VLA, nói riêng. Có thể chia các phương pháp đó thành hai nhóm: nhóm ổn định và nhóm không ổn định. Trong đó phương pháp chế độ nhiệt điều hòa, phương pháp que thăm và phương pháp đạo hàm đều thuộc nhóm không ổn định. Về nguyên tắc, để xác định hệ số dẫn nhiệt, chúng ta phải xác định mật độ dòng nhiệt q và gradient của trường nhiệt độ.

Nếu gọi λ_k và λ_a tương ứng là hệ số dẫn nhiệt của VLK và của ẩm thì hệ số dẫn nhiệt của VLA có thể tính theo công thức:

$$\lambda = \lambda_k \frac{1 - \left(1 - \frac{\lambda_a}{\lambda_k}\right) \psi V_k}{1 + (\psi - 1) V_a} \quad (3.22)$$

Trong đó: V_k , V_a tương ứng là thể tích của VLK và của các hàng xốp; ψ là hệ số hình dáng các phần tử tạo nên VLA. Hệ số này được xác định như sau:

– Phần tử hình cầu:

$$\psi = \frac{3\lambda_k}{2\lambda_k + \lambda_a} \quad (3.23)$$

– Phần tử hình trụ:

$$\psi = \frac{5\lambda_k}{3(\lambda_k + \lambda_a)} \quad (3.24)$$

– Phần tử hình tấm phẳng:

$$\psi = \frac{\lambda_k + 2\lambda_a}{3\lambda_a} \quad (3.25)$$

Trong tính toán kỹ thuật, hệ số dẫn nhiệt của VLA cũng được xác định theo quan hệ tuyến tính với độ ẩm bằng thực nghiệm. Chẳng hạn, đối với lúa mỳ và các loại ngũ cốc, hệ số dẫn nhiệt có thể tính theo công thức:

$$\lambda = 0,070 + 0,0233\omega, \quad \text{W/mK} \quad (3.26)$$

c) Hệ số dẫn nhiệt độ

Hệ số dẫn nhiệt độ a của VLA có thể xác định khi biết hệ số dẫn nhiệt, nhiệt dung riêng và khối lượng riêng của nó theo công thức định nghĩa:

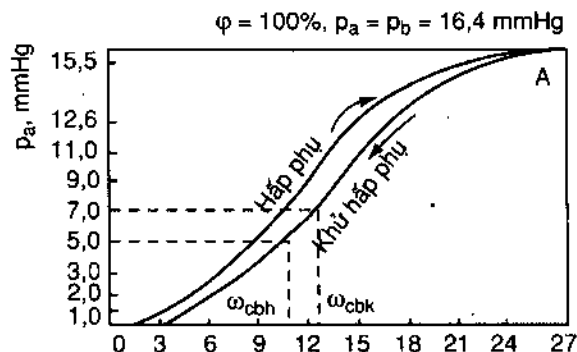
$$a = \frac{\lambda}{C\rho}, \quad \text{m}^2/\text{s} \quad (3.27)$$

3.2. QUÁ TRÌNH TƯƠNG TÁC GIỮA VẬT LIỆU ẨM VÀ KHÔNG KHÍ

3.2.1. Hấp phụ và khử hấp phụ đẳng nhiệt

Không khí bao quanh Trái Đất phổ biến là không khí ẩm chưa bão hòa. Vì vậy, một VLS với một độ ẩm ω nào đó đặt trong không khí có trạng thái (t_0, φ_0) luôn luôn có sự trao đổi ẩm với nhau. Độ ẩm của vật đặt được khi quá trình trao đổi ẩm với môi trường kết thúc gọi là độ ẩm cân bằng ω_{cb} . Như vậy, độ ẩm cân bằng ω_{cb} của VLS phụ thuộc vào trạng thái của không khí, hay nói cách khác ω_{cb} phụ thuộc vào (t_0, φ_0) . Khi nhiệt độ của vật và không khí bằng nhau nhưng độ ẩm ban đầu của vật $\omega > \omega_{cb}$ thì ẩm sẽ tiếp tục dịch chuyển từ trong vật vào không khí. Quá trình này gọi là quá trình khử hấp phụ đẳng nhiệt. Ngược lại, khi $\omega < \omega_{cb}$ thì VLS sẽ nhận thêm ẩm từ không khí để đạt được trạng thái cân bằng. Quá trình làm ẩm vật này khi nhiệt độ vật và nhiệt độ môi trường như nhau gọi là quá trình hấp phụ đẳng nhiệt. Thực nghiệm chứng tỏ quá trình hấp phụ và khử hấp phụ đẳng nhiệt là hai quá trình ngược nhau nhưng không thuận nghịch. Do đó, độ ẩm cân bằng đạt được bằng hấp phụ ω_{chh} và độ ẩm cân bằng đạt được bằng quá trình khử hấp phụ ω_{chk} ứng với một trạng thái không khí (t_0, φ_0) như nhau là khác nhau. Thông thường $\omega_{chh} < \omega_{chk}$. Hiện tượng này gọi là trễ ẩm. Tuy nhiên, độ chênh giữa ω_{chh} và ω_{chk} không lớn. Hơn nữa trong kỹ thuật sấy chúng ta chỉ quan tâm đến độ ẩm khử hấp phụ là độ ẩm cuối của quá trình sấy. Do đó, từ đây trở đi nói độ ẩm cân bằng được hiểu là độ ẩm khử hấp phụ.

Quá trình hấp phụ và khử hấp phụ của tinh bột cho trên hình 3.1. Quan hệ giữa độ ẩm cân bằng của thóc và độ ẩm tương đối của không khí φ ở nhiệt độ 25°C cho trong bảng 3.2.



Hình 3.1. Hấp phụ và khử hấp phụ của tinh bột

Bảng 3.2. Quan hệ giữa ω_{cb} và trạng thái không khí (φ , 20°C)

φ (%)	ω_{cbh} (%)	ω_{cbk} (%)	$\Delta\omega_{cb} = \omega_{cbk} - \omega_{cbh}$
10	3,9	4,6	0,7
20	5,3	6,5	1,2
30	6,8	7,9	1,1
40	7,9	9,4	1,5
50	9,2	10,8	1,6
60	10,4	12,2	1,8
70	11,8	13,4	1,6
80	13,6	14,8	1,2
90	16,6	16,7	0,1

3.2.2. Xác định độ ẩm cân bằng

Độ ẩm cân bằng ω_{cb} của VLS không những chỉ phụ thuộc vào trạng thái không khí (φ , t) mà còn phụ thuộc vào dạng liên kết ẩm và lực liên kết của nó với vật liệu khô. Nói cách khác, độ ẩm cân bằng ω_{cb} của VLS còn phụ thuộc vào bản chất cơ lý của từng vật liệu. Có thể xác lập quan hệ $\omega_{cb} = f(\varphi)$ khi $t = 25^\circ\text{C}$ theo công thức thực nghiệm của G.K. Phylonhenko sau đây:

$$\omega_{cb} = \left(\frac{B}{b}\right)^n \left(\frac{\varphi}{100 - \varphi}\right)^{\frac{1}{n}} \% \quad (3.28)$$

Trong đó, các hệ số thực nghiệm B , b và n cho trên bảng 3.3.

Bảng 3.3. Giá trị các hằng số B, b và n trong công thức (3.28)

Vật liệu	B	b	n
Len dạ	205	0,75	2
Tơ tằm	730	1	3
Bông	45	1	2
Gỗ	81	1	2
Thuốc lá	275	1	2

Với các loại hạt ngũ cốc, ở nhiệt độ 25°C, G.A.Egorov đề xuất công thức tính độ cân bằng hấp phụ theo công thức:

$$\omega_{cbh} = K_1 + 0,435K_2 \ln \left(\frac{100}{100 - \varphi} \right)^{\frac{1}{2}}, \quad \% \quad (3.29)$$

Trong đó, các hệ số K_1 , K_2 được đoán định theo điều kiện sau đây:

Khi:

$\omega_{cbh} = (0 \div 8)\%$ và $0\% < \varphi < 10\%$ thì $K_1 = 0$; $K_2 = 29,5$.

$\omega_{cbh} = (8,5 \div 15,5)\%$ và $10\% < \varphi < 80\%$ thì $K_1 = 2,7$; $K_2 = 19,5$.

$\omega_{cbh} > 15,5\%$ và $80\% < \varphi < 100\%$ thì $K_1 = 4,5$; $K_2 = 30,5$.

Ví dụ 3.1

Hãy xác định độ ẩm cân bằng của gỗ và ngô để trong không khí có trạng thái $(\varphi, t) = (75\%, 20^\circ\text{C})$.

Giải

– Độ ẩm cân bằng của gỗ:

Theo bảng 3.3 với gỗ: $B = 81$, $b = 1$ và $n = 2$. Do đó:

$$\omega_{cb} = \left(\frac{81}{1} \right)^2 \left(\frac{75}{100 - 75} \right)^{\frac{1}{2}} = 16\%$$

– Độ ẩm cân bằng của ngô:

Chúng ta đoán định độ ẩm cân bằng của ngô trong không khí có trạng thái $(\varphi, t) = (75\%, 20^\circ\text{C})$ nằm trong vùng $(8,5 \div 15,5)\%$. Do đó, $K_1 = 2,7$ và $K_2 = 19,5$. Khi đó:

$$\omega_{cbh} = 2,7 + 0,435 \cdot 19,5 \ln \left(\frac{100}{100 - 75} \right)^{\frac{1}{2}} = 14\%$$

3.3. CÁC DẠNG LIÊN KẾT ẨM

Ẩm tồn tại trong VLS gồm hai loại liên kết: liên kết hóa – lý và liên kết cơ lý. Liên kết hóa – lý là liên kết bền vững, trong đó các phân tử nước và các phân tử VLK liên kết với nhau qua trao đổi các điện tử vòng ngoài. Các phương pháp sấy không thể tách nước ở dạng liên kết này. Vì vậy, dưới đây chỉ đề cập đến các dạng liên kết cơ – lý và năng lượng của các dạng liên kết đó.

Về nguyên tắc, sấy là phương pháp cung cấp đủ nhiệt lượng để phá vỡ các dạng liên kết cơ – lý. Có ba dạng liên kết cơ – lý: liên kết hấp phụ (connection adsorbent), liên kết mao dẫn (connection capillary) và liên kết thẩm thấu (connection osmotic).

3.3.1. Liên kết hấp phụ

Liên kết hấp phụ là liên kết giữa hơi nước và VLK và được xem là liên kết của một lớp cơ phân tử trên bề mặt các hang xốp của VLK. Có thể xem liên kết hấp phụ là liên kết trong điều kiện đẳng nhiệt. Do đó, nếu p_b là phân áp suất bão hòa của hơi nước tự do ứng với nhiệt độ T ; p_u là áp suất cân bằng của hơi nước trên bề mặt các hang xốp của vật liệu có độ chứa ẩm u thì năng lượng liên kết hấp phụ được xem là công tham gia trong quá trình đẳng nhiệt để đưa hơi nước từ áp suất p_u đến áp suất p_b . Theo nhiệt động học, nếu xem hơi nước là khí lý tưởng thì năng lượng liên kết hấp phụ l bằng công trong quá trình đẳng nhiệt:

$$l = RT \ln \frac{p_b}{p_u} = -RT \ln \frac{p_u}{p_b} = -RT \ln \varphi, \quad \text{J/kg} \quad (3.30)$$

Trong đó: $R = 462 \text{ J/kgK}$ và $\varphi = p_u/p_b$ là áp suất tương đối.

Mặt khác, nhiệt động học chứng minh rằng, khi hệ thực hiện một công trong liên kết hấp phụ l thì năng lượng tự do f của hệ giảm một lượng đúng bằng l , hay:

$$-\Delta f = l = -RT \ln \varphi \quad (3.31)$$

Đồng thời, theo phương trình năng lượng Gipse–Hemlholts liên hệ giữa biến thiên entanpy Δi và năng lượng tự do Δf của hệ viết cho 1kg hơi nước trong trường hợp này có dạng:

$$\Delta i = \Delta f - T \frac{\partial(\Delta f)}{\partial T} \quad (3.32)$$

Đạo hàm (3.31) và thay vào (3.32) ta được:

$$-T \frac{\partial(\Delta f)}{\partial T} = RT^2 \frac{\partial(\ln \varphi)}{\partial T} = RT^2 \left\{ \frac{\partial(\ln p_u)}{\partial T} - \frac{\partial(\ln p_b)}{\partial T} \right\}$$

Đặt:

$$r_u = RT^2 \frac{\partial(\ln p_u)}{\partial T} \quad \text{và} \quad r_b = RT^2 \frac{\partial(\ln p_b)}{\partial T}$$

Để dàng thấy rằng, r_u là nhiệt ẩn hóa hơi của nước liên kết tương ứng với độ chứa ẩm u và r_b là nhiệt ẩn hóa hơi của nước tự do. Như vậy, *lượng nhiệt cần thiết để tách ẩm liên kết hấp phụ q bằng:*

$$q = r_u - r_b \quad (3.33)$$

Gần đúng, có thể xem trong một khoảng hẹp của nhiệt độ, nhiệt lượng cần thiết để tách ẩm hấp phụ q không phụ thuộc nhiệt độ. Khi đó, với hệ đẳng nhiệt ta có:

$$q = -\Delta f = l = RT \ln \frac{p_b}{p_u}$$

Do đó, phân áp suất bão hòa của hơi nước trong VLA có độ chứa ẩm u được xác định bởi công thức:

$$p_u = p_b \exp \left[-\frac{q}{RT} \right] \quad (3.34)$$

Ví dụ 3.2

Cho biết VLA có nhiệt độ $t = 20^\circ\text{C}$ với độ chứa ẩm u và $p_u = 0,005825$ bar. Hãy xác định áp suất tương đối φ và năng lượng cần thiết q để phá vỡ liên kết hấp phụ của 1kg hơi nước l.

Giải

– Áp suất bão hòa p_b có thể tìm thấy trong bảng “Thông số của nước và hơi nước bão hòa theo nhiệt độ” ứng với $t = 20^\circ\text{C}$ hoặc tính theo công thức:

$$p_b = \exp \left\{ 12 - \frac{4026,42}{235,5 + t} \right\} = \exp \left\{ 12 - \frac{4026,42}{235,5 + 20} \right\} = 0,0233 \text{ bar}$$

– Áp suất tương đối φ :

$$\varphi = \frac{p_u}{p_b} = \frac{0,005825}{0,0233} = 0,25$$

– Nhiệt lượng cần thiết để phá vỡ 1kg hơi hấp phụ q :

$$q \approx l = -RT \ln \varphi = -462(273 + 20) \ln 0,25 = 187,657 \text{ kJ/kg}$$

3.3.2. Liên kết mao dẫn

Liên kết mao dẫn là liên kết chủ yếu trong các VLA. Nếu gọi p_0 và p_r tương ứng là áp suất trên bề mặt thoáng và áp suất trong các mao dẫn có bán kính r và xem quá trình khử ẩm mao dẫn là quá trình đẳng tích – đẳng nhiệt thì theo nhiệt động học, năng lượng liên kết mao dẫn l bằng công kỹ thuật l_k , nhưng ngược dấu. Do đó:

$$dl = -dl_k = v_0 dp$$

Do đó:

$$l = v_0(p_0 - p_r) = v_0 p_{md} \quad (3.35)$$

Trong đó, v_0 là thể tích riêng của nước trên đường bão hòa ở nhiệt độ t của VLA và $p_{md} = p_0 - p_r$ gọi là áp suất mao dẫn.

Nếu gọi sức căng mặt ngoài của nước là σ , bằng phương pháp cân bằng lực trên bề mặt của ống mao dẫn có bán kính r , chiều cao h ta chứng minh được:

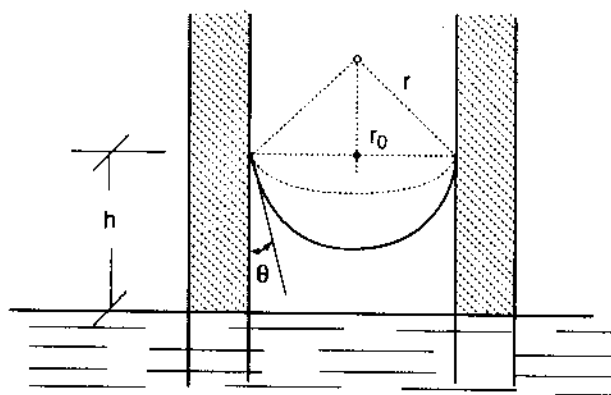
$$p_{md} = \frac{2\sigma}{r} \quad (3.36)$$

Sức căng mặt ngoài của nước σ giảm khi nhiệt độ tăng theo quan hệ thực nghiệm sau:

$$\sigma = 0,0757(1 - 0,002t) \text{ Pa} \quad (3.37)$$

Ta chứng minh công thức (3.36). Theo hình 3.2, khi cột chất lỏng trong ống mao dẫn cân bằng thì:

$$\pi r_0^2 h \rho g = 2\pi r_0 \sigma \cos \theta$$



Hình 3.2. Dịch thể dính ướt trong ống mao dẫn

Từ đó tính được chiều cao của cột dịch thể h trong ống mao dẫn:

$$h = \frac{2\sigma \cos \theta}{r_0 \rho g}$$

Chú ý rằng, theo hình 3.2 ta có $r_0 = r \cos \theta$. Do đó:

$$h = \frac{2\sigma}{r \rho g}$$

Mặt khác: $p_0 = p_r + \rho g h$

$$\text{Hay: } p_{md} = p_0 - p_r = \rho g h = \frac{2\sigma}{r}$$

Thay p_{md} biểu diễn qua sức căng mặt ngoài σ và bán kính mao dẫn r vào công thức (3.35) ta được:

$$l = v_0 p_{md} = v_0 \frac{2\sigma}{r} \quad (3.38)$$

Theo (3.38), năng lượng liên kết mao dẫn tỷ lệ nghịch với bán kính mao dẫn. Bán kính mao dẫn càng bé thì lực liên kết càng lớn, do đó, khi sấy các VLA loại này đòi hỏi một năng lượng lớn hơn.

Ví dụ 3.3

Cho một VLA có bán kính mao dẫn $r = 10^{-7}$. Hãy xác định năng lượng phá vỡ liên kết mao dẫn ở $t_0 = 0^\circ\text{C}$ và $t_1 = 20^\circ\text{C}$.

Giải

Theo (3.37) sức căng mặt ngoài của nước ở 0°C và 20°C tương ứng bằng: $\sigma_0 = 0,0757$ Pa và $\sigma_1 = 0,0727$ Pa. Mặt khác, theo bảng “Thông số của nước và hơi nước bão hòa” ứng với 0°C và 20°C ta tìm được: $v_{00} = 206,186 \text{ m}^3/\text{kg}$ và $v_{01} = 57,84 \text{ m}^3/\text{g}$. Thay các giá trị đã biết vào (3.38) ta được:

$$l_0 = v_{00} \frac{2\sigma_0}{r} = 206,186 \frac{2 \cdot 0,0757}{10^{-7}} = 312165604 \text{ J/kg} = 312166 \text{ kJ/kg}$$

$$l_1 = v_{01} \frac{2\sigma_1}{r} = 57,84 \frac{2 \cdot 0,0727}{10^{-7}} = 84099360 \text{ J/kg} = 84000 \text{ kJ/kg}$$

3.3.3. Liên kết thẩm thấu

Liên kết thẩm thấu điển hình là liên kết của nước trong các dung dịch. Nếu gọi n_1 là thành phần mol của nước trong dung dịch và n_2 là thành phần mol của chất khô hòa tan trong dung dịch thì: $n_1 + n_2 = 1$

Mặt khác, người ta chứng minh được rằng, nếu gọi p_u là phân áp suất hơi nước trên bề mặt dung dịch và p_b là phân áp suất bão hòa của nước trên bề mặt tự do thì đối với dung dịch lý tưởng (dung dịch khi tạo ra không nhận nhiệt hoặc thu nhiệt và thể tích không thay đổi) ta luôn có:

$$n_1 = \varphi = \frac{p_u}{p_b} \quad (3.39)$$

Khi đó, năng lượng liên kết thẩm thấu có thể tính như công khi hệ thực hiện quá trình đẳng nhiệt để áp suất tăng từ p_u lên p_b , hay:

$$l = -RT \ln(n_1) = -RT \ln \frac{p_u}{p_b} \quad (3.40)$$

Ví dụ 3.4

Có một dung dịch ở nhiệt độ 20°C , nồng độ mol của nước $n_1 = 0,75$. Hãy tính phân áp suất hơi nước trên bề mặt dung dịch p_u và năng lượng liên kết thẩm thấu l .

Giải

– Áp suất hơi nước trên bề mặt dung dịch:

$$p_u = n_1 p_b = 0,75 \cdot 0,0233 = 0,0233 \text{ bar}$$

– Năng lượng liên kết thẩm thấu:

$$l = -RT \ln(n_1) = -462(20+273) \ln(0,75) = 38,942 \text{ kJ/kg}$$

Qua các ví dụ trên đây có thể thấy, trong ba loại liên kết thì liên kết hấp phụ là liên kết có năng lượng liên kết lớn nhất, sau đó đến liên kết mao dẫn và cuối cùng là liên kết thẩm thấu. Như vậy, trong kỹ thuật sấy, khi sấy các vật liệu chỉ tồn tại ẩm dưới dạng hấp phụ thẩm thấu trong các dung dịch chúng ta cần ít năng lượng nhất. Trong khi đó, liên kết hấp phụ tồn tại ở cuối quá trình sấy. Do đó, để phá vỡ liên kết hấp phụ, người ta phải tăng nhiệt độ TNS. Vấn đề này sẽ được giải quyết khi nghiên cứu chế độ sấy được trình bày trong chương 4.

3.4. DẪN NHIỆT VÀ KHUẾCH TÁN ẨM TRONG VẬT LIỆU SẤY

3.4.1. Quy luật dịch chuyển nhiệt–ẩm trong vật liệu sấy

Quá trình dẫn nhiệt và khuếch tán ẩm liên hợp trong VLS đều có thể tương ứng là $\nabla(1/\theta_1)$ và $\nabla(1/\theta_2)$, trong đó θ_1 là nhiệt độ và θ_2 là thế dẫn ẩm. Do đó, theo nhiệt động học các quá trình không thuận nghịch dòng nhiệt J_1 và dòng ẩm J_2 được biểu diễn dưới dạng quan hệ tuyến tính Ondager:

$$J_1 = L_{11} \nabla \left(\frac{1}{\theta_1} \right) + L_{12} \nabla \left(\frac{1}{\theta_2} \right) \quad (3.41)$$

$$J_2 = L_{21} \nabla \left(\frac{1}{\theta_1} \right) + L_{22} \nabla \left(\frac{1}{\theta_2} \right) \quad (3.42)$$

Trong (3.41) và (3.42) các hệ số L_{ij} ($i, j = 1, 2$) là các hệ số hiện tượng và chúng thỏa mãn quan hệ đối xứng Ondager:

$$L_{12} = L_{21} \quad (3.43)$$

Quan hệ (3.43) xác nhận rằng thế dẫn nhiệt ảnh hưởng đến dòng ẩm L_{21} bao nhiêu thì thế khuếch tán ẩm cũng ảnh hưởng đến dòng nhiệt L_{12} bấy nhiêu.

Quan hệ (3.41) và (3.42) có thể viết lại dưới dạng:

$$J_1 = -\frac{L_{11}}{\theta_1^2} \nabla \theta_1 - \frac{L_{12}}{\theta_2^2} \nabla \theta_2 \quad (3.44)$$

$$J_2 = -\frac{L_{21}}{\theta_1^2} \nabla \theta_1 - \frac{L_{22}}{\theta_2^2} \nabla \theta_2 \quad (3.45)$$

Đặt $\lambda_{11} = \frac{L_{11}}{\theta_1^2}$, $\lambda_{12} = \frac{L_{12}}{\theta_2^2}$, $\lambda_{21} = \frac{L_{21}}{\theta_1^2}$, $\lambda_{22} = \frac{L_{22}}{\theta_2^2}$ thì các quan hệ (3.44) và

(3.45) được viết lại dưới dạng:

$$J_1 = -\lambda_{11}\nabla\theta_1 - \lambda_{12}\nabla\theta_2 \quad (3.46)$$

$$J_2 = -\lambda_{21}\nabla\theta_1 - \lambda_{22}\nabla\theta_2 \quad (3.47)$$

Nếu bỏ qua ảnh hưởng lẫn nhau giữa dẫn nhiệt và khuếch tán ẩm hay $L_{12} = L_{21} = 0$ thì rõ ràng (3.44) và (3.45) tương ứng bằng:

$$J_1 = -\lambda_{11}\nabla\theta_1 \quad (3.48)$$

$$J_2 = -\lambda_{22}\nabla\theta_2 \quad (3.49)$$

Quan hệ (3.48) chính là biểu thức toán học của định luật Fourier và (3.49) là định luật Fich về khuếch tán phân tử.

3.4.2. Hệ phương trình dẫn nhiệt và khuếch tán

Sử dụng quan hệ Ondager dưới dạng (3.44) và (3.45) khi cân bằng nhiệt và cân bằng ẩm cho một phân tử vô cùng nhỏ $dV = dxdydz$ ta thu được hệ phương trình TNTC trong VLA:

$$\frac{\partial\theta_1}{\partial\tau} = a_{11}\nabla^2\theta_1 + a_{12}\nabla^2\theta_2 \quad (3.50)$$

$$\frac{\partial\theta_2}{\partial\tau} = a_{21}\nabla^2\theta_1 + a_{22}\nabla^2\theta_2 \quad (3.51)$$

Dưới dạng không thứ nguyên, hệ phương trình (3.50), (3.51) sẽ lấy dạng:

$$\frac{\partial\Omega_1}{\partial Fo} = k_{11}\nabla^2\Omega_1 + k_{12}\nabla^2\Omega_2 \quad (3.52)$$

$$\frac{\partial\Omega_2}{\partial Fo} = k_{21}\nabla^2\Omega_1 + k_{22}\nabla^2\Omega_2 \quad (3.53)$$

Trong (3.52), (3.53) ta đã ký hiệu:

– Nhiệt độ không thứ nguyên: $\Omega_1 = \frac{\theta_1 - \theta_{10}}{\theta_{10} - \theta_{1r}}$ với θ_{10} là nhiệt độ ban đầu và

θ_{1r} là nhiệt độ môi trường.

– Thế dẫn ẩm không thứ nguyên: $\Omega_2 = \frac{\theta_2 - \theta_{20}}{\theta_{20} - \theta_{2r}}$ với θ_{20} là thế dẫn ẩm ban

đầu và θ_{2r} là thế dẫn ẩm của môi trường.

$$k_{11} = (1 + \varepsilon.Ko.Pn.Lu) \quad k_{12} = -\varepsilon.Ko.Lu$$

$$k_{21} = -Lu.Pn \quad k_{22} = Lu$$

Trong đó: ε là tiêu chuẩn biến pha; Ko – tiêu chuẩn Kochovich; Pn – tiêu chuẩn Pasnov và Lu – tiêu chuẩn Luikov.

Nếu ký hiệu vector $\Omega = (\Omega_1, \Omega_2)$ và ma trận vuông K cấp hai có các thành phần k_{ij} ($i, j = 1, 2$) thì hệ phương trình (3.52) – (3.53) có thể viết lại dưới dạng vecto–ma trận:

$$\frac{\partial \Omega}{\partial Fo} = K \nabla^2 \Omega \quad (3.54)$$

Phương trình dưới dạng vectơ – ma trận (3.54) có dạng dẫn nhiệt. Do đó, nghiệm tổng quát của trường nhiệt độ và trường thế dẫn ẩm có cùng dạng điệu. Chúng chỉ khác nhau một hằng số nào đó. Đương nhiên, để tìm nghiệm riêng của trường nhiệt độ và thế dẫn ẩm trong lòng VLA chúng ta cần gắn với hệ (3.52) – (3.53) hay dưới dạng vectơ – ma trận (3.54) điều kiện đơn trị (điều kiện ban đầu và điều kiện biên) cụ thể. Tài liệu này không thảo luận các điều kiện đó.

3.4.3. Phương trình tiêu chuẩn trong quá trình sấy đối lưu

Cũng như bài toán trao đổi nhiệt (TĐN) đối lưu, việc giải bài toán TĐN và trao đổi ẩm đối lưu trong các TBS bằng giải tích gặp nhiều khó khăn về mặt toán học, vì vậy để tìm hệ số TĐN đối lưu α_1 và hệ số trao đổi ẩm đối lưu α_2 người ta làm thí nghiệm và đưa ra các phương trình tiêu chuẩn:

– Khi sấy đối lưu tự nhiên:

$$Nu_1 = 4(Pr_1 Ar)^{0.103} \quad \text{khi } (Pr_1 Ar) = (3.106 \div 2.108) \quad (3.55)$$

$$Nu_2 = 0,665(Pr_2 Ar)^{0.243} \quad \text{khi } (Pr_2 Ar) = (1.104 \div 3.108) \quad (3.56)$$

– Khi sấy đối lưu cưỡng bức:

$$Nu_1 = 2 + A(Pr_1 Ar)^{0.33} Re^n Gu^m \quad (3.57)$$

$$Nu_2 = 2 + A'(Pr_2)^{0.33} Re^{n'} Gu^{m'} \quad (3.58)$$

Trong đó:

$Nu_1 = (\alpha_1 l) / \lambda_1$ – tiêu chuẩn Nussen về TĐN đối lưu

$Nu_2 = (\alpha_2 l) / \lambda_2$ – tiêu chuẩn Nussen về trao đổi ẩm đối lưu

$Re = (\omega l) / \nu$ – tiêu chuẩn Reynold

$Pr_1 = \nu / a_1$ – tiêu chuẩn Prăng về TĐN

$Pr_2 = \nu / a_2$ – tiêu chuẩn Prăng về trao đổi ẩm

$Gu = (\theta_{1m} - \theta_b) / \theta_{1m}$ – tiêu chuẩn Gukhman

$Ar = \{ (gl^3) / (\nu^2) \} / (\Delta \rho / \rho)$ – tiêu chuẩn Archimets

Các hệ số trong (3.57) và (3.48) cho trong bảng 3.4

Bảng 3.4. Giá trị các hệ số trong (3.57) và (3.58)

Re	A	n	m	A'	n'	m'
1 ÷ 2.102	1,07	0,48	0,175	0,83	0,53	0,135
3,15.103 ÷ 2,2.104	0,51	0,61	0,175	0,49	0,61	0,135
2,2.104 ÷ 3,15.105	0,027	0,90	0,175	0,0248	0,90	0,135

3.5. ĐỘNG HỌC QUÁ TRÌNH SẤY

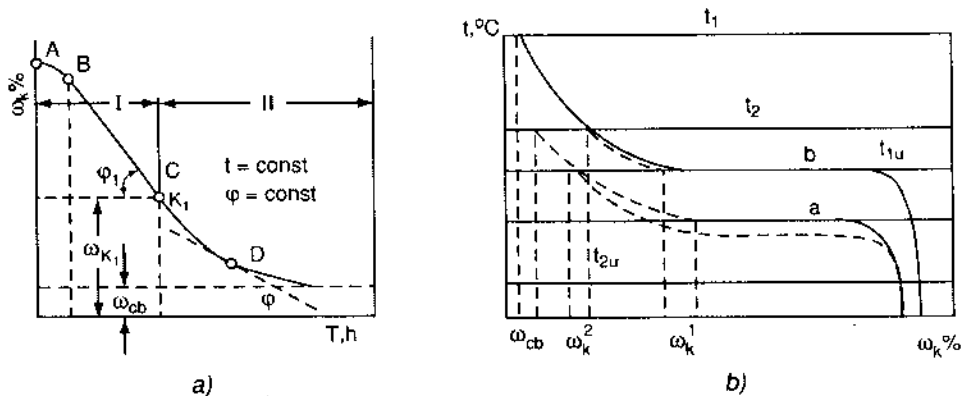
Sự thay đổi độ ẩm và nhiệt độ đốt nóng VLA theo thời gian sấy gọi chung là động học quá trình sấy. Trong phần này ta xét ba quan hệ: Sự thay đổi độ ẩm trung bình theo thời gian $\omega_{tb} = f_1(\tau)$; tốc độ thoát ẩm theo thời gian $d\omega_{tb}/d\tau = f_2(\tau)$; nhiệt độ tâm t_0 ; nhiệt độ bề mặt t_b của VLS theo thời gian $t_0 = f_3(\tau)$ và $t_b = f_4(\tau)$.

3.5.1. Đường cong sấy và đường cong nhiệt độ sấy

Trong kỹ thuật sấy, chúng ta gọi quan hệ giữa độ ẩm trung bình tích phân ω_{tb} và thời gian sấy τ là đường cong sấy; quan hệ nhiệt độ VLS theo thời gian là đường cong nhiệt độ sấy.

Đường cong sấy nói chung được biểu diễn trên hình 3.3a. Có thể chia đường cong sấy thành 3 phần tương ứng với 3 giai đoạn sấy:

– *Giai đoạn đốt nóng A–B*: là giai đoạn bắt đầu quá trình sấy. Ở đây, nhiệt độ VLS tăng rất nhanh nhưng độ ẩm trung bình của vật giảm không đáng kể. Vì vậy, nhiều tài liệu tham khảo bỏ qua giai đoạn này và xem quá trình sấy chỉ gồm 2 giai đoạn.



Hình 3.3. Đường cong sấy (a) và đường cong nhiệt độ sấy (b)

– *Giai đoạn tốc độ sấy không đổi B–C*. Trong giai đoạn này nhiệt độ vật nói chung, nhiệt độ ở tâm và ở bề mặt vật nói riêng đạt đến một giá trị nhất định xấp xỉ nhiệt độ nhiệt kế ướt. Ẩm bay hơi mạnh. Do bao nhiêu nhiệt lượng VLA nhận được chỉ để bay hơi nên nhiệt độ VLS hầu như không đổi và quan hệ $\omega_{tb} = f_1(\tau)$ gần như tuyến tính. Vì vậy, giai đoạn này gọi là giai đoạn tốc độ sấy không đổi.

– *Giai đoạn tốc độ sấy giảm dần C–D*: là giai đoạn cuối của quá trình sấy. Khi đó, ẩm mao dẫn đã bay hơi gần hết và trong VLS chỉ còn lại chủ yếu là

âm dưới dạng hơi liên kết hấp phụ với VLK. Âm này, như phân trên đã đề cập, cần nhiều năng lượng hơn để thoát khỏi vật nên độ ẩm trung bình thay đổi chậm hơn. Vì vậy, người ta gọi giai đoạn này là giai đoạn tốc độ sấy giảm dần. Trong khi đó, VLS vẫn tiếp tục được nhận nhiệt lượng từ TNS nên nhiệt độ VLS bắt đầu tăng nhanh.

Người ta thấy rằng, đối với các quá trình sấy hạt ngũ cốc giai đoạn tốc độ sấy không đổi xảy ra rất nhanh. Reinhold V.N. giới thiệu công thức sau đây biểu diễn đường cong sấy:

$$\frac{\omega - \omega_{cb}}{\omega_0 - \omega_{cb}} = \frac{6}{\pi^2} \exp\left\{-\frac{a_2 \pi^2 \tau}{r^2}\right\} = \frac{6}{\pi^2} \exp(-k\tau) \quad (3.59)$$

Trong đó, $k = (a_2 \pi^2)/r^2$ với a_2 là hệ số khuếch tán ẩm và r là bán kính tương đương của hạt.

Thomson xây dựng đường cong sấy thực nghiệm dưới dạng:

$$\tau = A \ln \frac{\omega - \omega_{cb}}{\omega_0 - \omega_{cb}} + B \left\{ \ln \frac{\omega - \omega_{cb}}{\omega_0 - \omega_{cb}} \right\}^2 \quad (3.60)$$

A và B trong (3.60) là các hằng số thực nghiệm, phụ thuộc vào từng loại VLS. Với ngô trong phạm vi nhiệt độ $t = (50 \div 120)^\circ\text{C}$ các hằng số này bằng:

$$A = -(1,70568 + 0,008784t^\circ\text{C});$$

$$B = 384,5232 \exp(0,0059418t^\circ\text{C})$$

Ly và Morey đề nghị mô hình:

$$\frac{\omega - \omega_{cb}}{\omega_0 - \omega_{cb}} = \exp(-k\tau^n) \quad (3.61)$$

$$\text{Trong đó: } k = 4,117 \cdot 10^{-2} + 1,371 \cdot 10^{-6}t^2 - 1,102 \cdot 10^{-3}t^{-3}$$

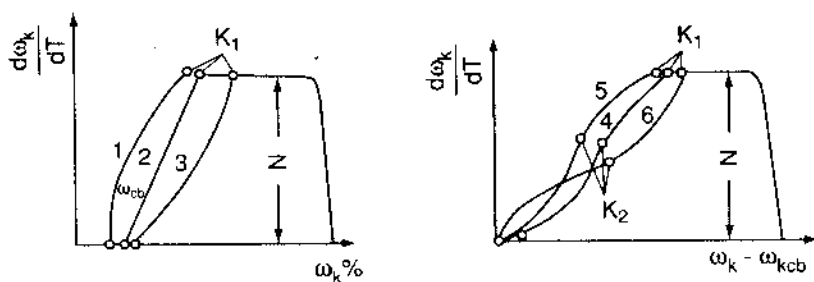
$$n = 0,505 - 7,622 \cdot 10^{-4} \omega_0^2 + 1,702 \cdot 10^{-4}t^2$$

3.5.2. Đường cong tốc độ sấy

Như trên đã nói, đường cong tốc độ sấy là quan hệ $d\omega_0/d\tau = f_2(\tau)$. Đường cong tốc độ sấy của các VLA khác nhau cho trên hình 3.4. Nói chung trong hai giai đoạn đầu: giai đoạn đốt nóng và giai đoạn tốc độ sấy không đổi với tất cả các VLA gần như nhau. Trong giai đoạn đốt nóng tốc độ sấy tăng nhanh và đạt đến giá trị cực đại rồi giữ không đổi trong giai đoạn tốc độ sấy không đổi. Đến giai đoạn tốc độ sấy giảm dần thì tùy theo dạng liên kết ẩm mà tốc độ sấy có thể giảm theo các đường 1, 2, 3; hay phức tạp hơn theo các đường 4, 5 hoặc 6.

Trên hình 3.4, đường 1 tương ứng với các VLA xốp mao dẫn có bán kính mao dẫn lớn như giấy, carton. Đường 2 ứng với các VLA xốp mao dẫn có bán kính mao dẫn bé hơn như các loại vải. Đường 3 ứng với các VLA xốp mao dẫn

có bán kính mao dẫn cực bé như các loại sành sứ. Điểm K_1 là điểm kết thúc giai đoạn tốc độ sấy không đổi. Các đường 4, 5 và 6 đặc trưng cho các vật keo xốp mao dẫn có cấu trúc phức tạp như các loại thực phẩm. Với các VLA loại này, ngoài điểm K_1 còn có điểm K_2 chuyển tiếp giữa hai phần của giai đoạn tốc độ sấy giảm dần.



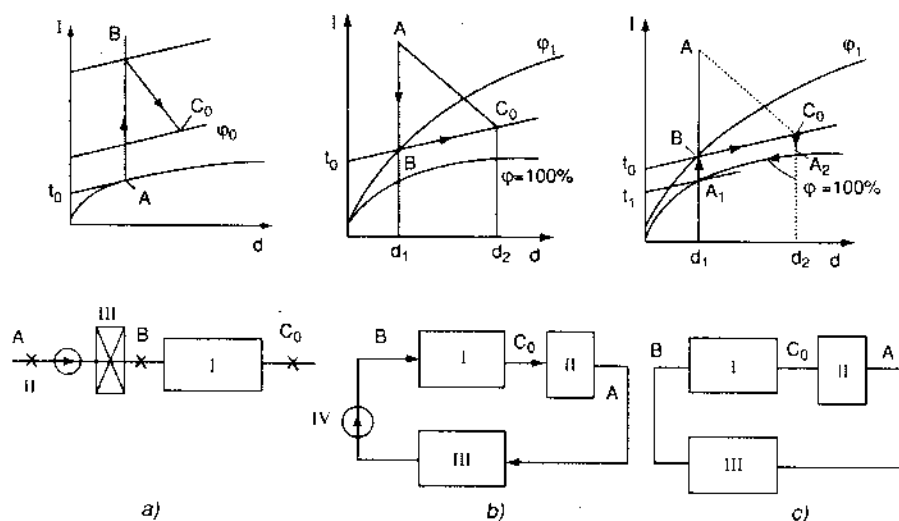
Hình 3.4. Đường cong tốc độ sấy

CHƯƠNG 4 QUÁ TRÌNH SẤY LÝ THUYẾT, CHẾ ĐỘ SẤY VÀ THỨ TỰ THIẾT KẾ MỘT HỆ THỐNG SẤY

4.1. QUÁ TRÌNH SẤY LÝ THUYẾT

4.1.1. Quá trình sấy lý thuyết của hệ thống sấy đối lưu

Sơ đồ nguyên lý và sự thay đổi trạng thái TNS trong HTS đối lưu cho trên hình 4.1a. Không khí ngoài trời ở trạng thái A (t_0, φ_0) được quạt đưa vào calorifer để thực hiện quá trình đốt nóng đến nhiệt độ theo yêu cầu công nghệ sấy t_1 . Do quá trình đốt nóng trong calorifer có $d = \text{const}$ nên điểm B được xác định bằng cặp thông số B ($t_1, d_1 = d_0$). TNS có nhiệt độ t_1 ở điểm B được đưa vào TBS thực hiện quá trình trao đổi nhiệt – ẩm với vật liệu sấy và trạng thái của nó thay đổi theo đường BC_0 .



Hình 4.1. Sơ đồ nguyên lý của HTS đối lưu

Trong các HTS thực tế bao giờ cũng có ba tổn thất sau:

- Tổn thất do VLS mang đi: $Q_v = G_2 C_{v2} (t_{v2} - t_{v1})$
- Tổn thất do TBTT mang đi: $Q_{ct} = G_{ct} C_{ct2} (t_{ct2} - t_{ct1})$

$$- \text{Tổn thất ra môi trường: } Q_{m1} = \sum_{i=1}^n k_i F_i \Delta t_i$$

Quá trình sấy lý thuyết được hiểu là quá trình sấy mà ba tổn thất trên đây bằng nhau và bằng không ($Q_v = Q_{r1} = Q_{m1} = 0$). Khi đó, toàn bộ nhiệt lượng của TNS trước TBS được thể hiện qua entanpy I_1 , chỉ để làm nhiệm vụ bay hơi ẩm trong VLS. Ẩm dưới dạng hơi mang theo đúng nhiệt lượng mà TNS đã mất để quay trở lại TNS nên nhiệt lượng mà TNS mang vào TBS I_1 và ra khỏi TBS I_2 là không đổi. Do đó đặc điểm của quá trình sấy lý thuyết là: $I_1 = I_2 = \text{const}$.

4.1.2. Quá trình sấy lý thuyết của hệ thống sấy lạnh

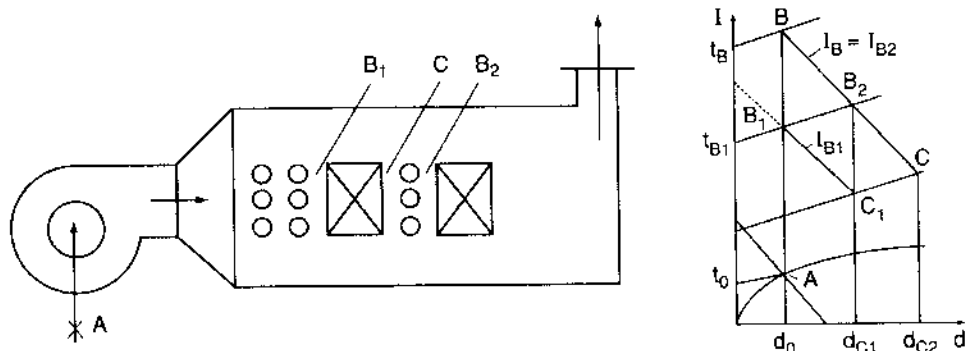
Khi vật liệu sấy không chịu được nhiệt độ cao, người ta tổ chức quá trình sấy lạnh bằng bơm nhiệt theo hai sơ đồ tuần hoàn toàn phần. Trong cả hai sơ đồ, quá trình sấy có thể được thực hiện ở điều kiện đẳng nhiệt, chẳng hạn ở nhiệt độ môi trường t_0 . Sơ đồ thứ nhất biểu diễn trên hình 4.1b. Ở đây, người ta dùng TBS (I), máy khử ẩm hấp phụ (II), máy lạnh (III) và quạt (IV). TNS ở trạng thái B(t_1, ϕ_1) có độ ẩm tương đối thấp đi vào TBS (I) thực hiện quá trình trao đổi ẩm với VLS theo đường tăng ẩm đẳng nhiệt BC_0 . TNS sau TBS được đưa vào thiết bị khử ẩm hấp phụ. Trong thiết bị này TNS bị đốt nóng và khử ẩm theo quá trình C_0A . TNS ở trạng thái A được làm lạnh nhờ máy lạnh (III) với điều kiện $d_0 = d_1 = \text{const}$ về trạng thái B và sau đó TNS lại đi vào TBS và quá trình sấy lại tiếp tục.

Trong sơ đồ biểu diễn trên hình 4.1c, người ta thay quá trình khử ẩm hấp phụ bằng quá trình làm lạnh khử ẩm $C_0A_2A_1$. TNS ở trạng thái bão hòa được đốt nóng với điều kiện $d = \text{const}$ về trạng thái B và đưa vào TBS (I) để thực hiện quá trình sấy BC_0 . So với sơ đồ 4.1b thì trong sơ đồ 4.1c người ta đã tận dụng cả giàn lạnh và giàn nóng. Quá trình khử ẩm $C_0A_2A_1$ được thực hiện nhờ giàn lạnh và quá trình đốt nóng A_1B nhờ giàn nóng.

4.2. CHẾ ĐỘ SẤY

Khái niệm về chế độ sấy rất rộng. Thông thường chế độ sấy của cả hai HTS lạnh và HTS nóng được hiểu là quy trình tổ chức quá trình trao đổi nhiệt-ẩm giữa TNS và VLS. Trong các HTS nóng, chế độ sấy được hiểu là quy trình TNTC giữa TNS và VLS như nhiệt độ TNS vào và ra khỏi TBS, tốc độ TNS, chiều dày VLS trên các TBTT, TNS có hay không có hồi lưu, thời gian sấy v.v... Do tính chất phổ biến của các HTS nóng, đặc biệt là các HTS đối lưu nên chúng ta sẽ thảo luận một số chế độ sấy thường gặp trong các HTS này. Có thể thấy, các chế độ sấy thảo luận dưới đây không chỉ đúng cho quá trình sấy lý thuyết mà các ưu, nhược điểm của nó cũng đúng cho cả quá trình sấy thực tế.

4.2.1. Chế độ sấy có đốt nóng trung gian



Hình 4.2. Sơ đồ nguyên lý và đồ thị I-d của HTS có đốt nóng trung gian

Chế độ sấy có đốt nóng trung gian được sử dụng khi VLS không chịu được nhiệt độ cao. Sơ đồ nguyên lý của HTS có đốt nóng trung gian cho trên hình 4.2.

Chế độ sấy có đốt nóng trung gian nhằm giảm nhiệt độ t_1 của TNS nên không những đảm bảo yêu cầu không chịu được nhiệt độ cao của VLS mà do nhiệt độ TNS giảm nên quá trình bay hơi ẩm từ VLS vào TNS từ từ hơn hay nói cách khác, tạo ra chế độ sấy dịu hơn, tránh cho VLS không bị nứt nẻ, cong vênh. Tuy nhiên, ngoài ưu điểm trên đây thì nhiệt lượng tiêu hao để bay hơi 1kg ẩm trong chế độ có đốt nóng trung gian hay không đốt nóng trung gian là như nhau. Nói cách khác, khi mất cùng một nhiệt lượng nhưng chế độ sấy có đốt nóng trung gian sẽ giảm được nhiệt độ TNS đi vào TBS. Giả sử, không khí ngoài trời biểu diễn bởi điểm A(t_0 , φ_0) trên đồ thị I-d trên hình 4.2; và gọi q_0 và q_{tg} là nhiệt lượng cần thiết để bay hơi 1kg ẩm trong HTS không có đốt nóng trung gian và có đốt nóng trung gian thì:

$$q_0 = \frac{I_B - I_A}{d_{C_2} - d_0} \quad (4.1)$$

$$q_{tg} = \frac{I_{B_1} - I_A}{d_{C_1} - d_0} + \frac{I_{B_2} - I_{C_1}}{d_{C_2} - d_{C_1}} \quad (4.2)$$

Vì các đường $d = \text{const}$ ($d_0 = \text{const}$, $d_{C_1} = \text{const}$ và $d_{C_2} = \text{const}$) và các đường $I = \text{const}$ ($I_A = I_0 = \text{const}$, $I_{B_1} = I_{C_1} = \text{const}$ và $I_B = I_{B_2} = I_C = \text{const}$) là những đường song song với nhau và song song với hai trục tọa độ nên dễ dàng thấy rằng:

$$I_{B_2} - I_{C_1} = I_B - I_{B_1}$$

$$\text{Do đó: } (I_{B_1} - I_A) + (I_{B_2} - I_{C_1}) = I_B - I_A$$

$$\text{Hơn nữa: } (d_{c_1} - d_{c_1}) + (d_{c_1} - d_0) = d_{c_2} - d_0$$

$$\text{Như vậy: } q_{T0} = q_0 \quad (4.3)$$

Như vậy, nhờ có đốt nóng trung gian mà nhiệt độ cao nhất mà VLS trực tiếp tiếp xúc với TNS đã giảm từ t_B xuống t_{B1} nhưng lượng ẩm lấy được từ VLS ứng với 1kg không khí khô vẫn không đổi ($d_2 - d_0$). Để thấy rõ ưu điểm của chế độ có đốt nóng trung gian ta xét ví dụ 4.1 sau đây.

Ví dụ 4.1

Không khí ngoài trời ở áp suất 745 mmHg và xác định bởi cặp thông số $(t_0, \phi_0) = (25^\circ\text{C}, 85\%)$ được gia nhiệt trong calorifer để làm TNS. VLS là loại vật liệu ẩm (thóc giống chẳng hạn) không chịu được nhiệt độ cao quá 50°C . Do đó, nhiệt độ TNS vào và ra TBS ta chọn $t_1 \leq 50^\circ\text{C}$ và $t_2 = 35^\circ\text{C}$. Giả sử lượng ẩm TNS cần phải nhận thêm từ VLS ứng với 1kg không khí khô bằng 0,02kg ẩm/kgkk. Nếu không thực hiện chế độ đốt nóng trung gian thì nhiệt độ TNS t_1 bằng bao nhiêu và có thỏa mãn điều kiện $t_1 \leq 50^\circ\text{C}$ hay không?

Giải

– Độ chứa hơi của không khí ngoài trời d_0 (điểm A):

$$d_0 = 0,621 \frac{\phi_0 p_{b_0}}{p_k - \phi_0 p_{b_0}} = 0,621 \frac{0,85 \cdot 0,0315}{\frac{745}{750} - 0,85 \cdot 0,0315} = 0,017 \text{ kg ẩm/kgkk}$$

– Entanpy của không khí ngoài trời I_0 (điểm A):

$$\begin{aligned} I_0 &= C_{pk} t_0 + d_0(r + C_{ph}) = 1,004 \cdot 25 + 0,017(2500 + 1,842 \cdot 25) \\ &= 68,383 \approx 68 \text{ kJ/kgkk} \end{aligned}$$

– Độ chứa hơi của TNS sau quá trình sấy lý thuyết d_{20} :

$$d_{20} = d_0 + 0,02 = 0,017 + 0,02 = 0,037 \text{ kg ẩm/kgkk}$$

– Entanpy của không khí sau quá trình sấy lý thuyết I_2 :

$$\begin{aligned} I_2 &= C_{pk} t_2 + d_{20}(r + C_{ph} t_2) = 1,004 \cdot 35 + 0,037(2500 + 1,842 \cdot 35) \\ &= 130,025 \approx 130 \text{ kJ/kgkk} \end{aligned}$$

Nếu không có đốt nóng trung gian thì từ điều kiện sấy lý thuyết $I_1 = I_2$ chúng ta tính được nhiệt độ t_1 của TNS trước khi vào TBS bằng:

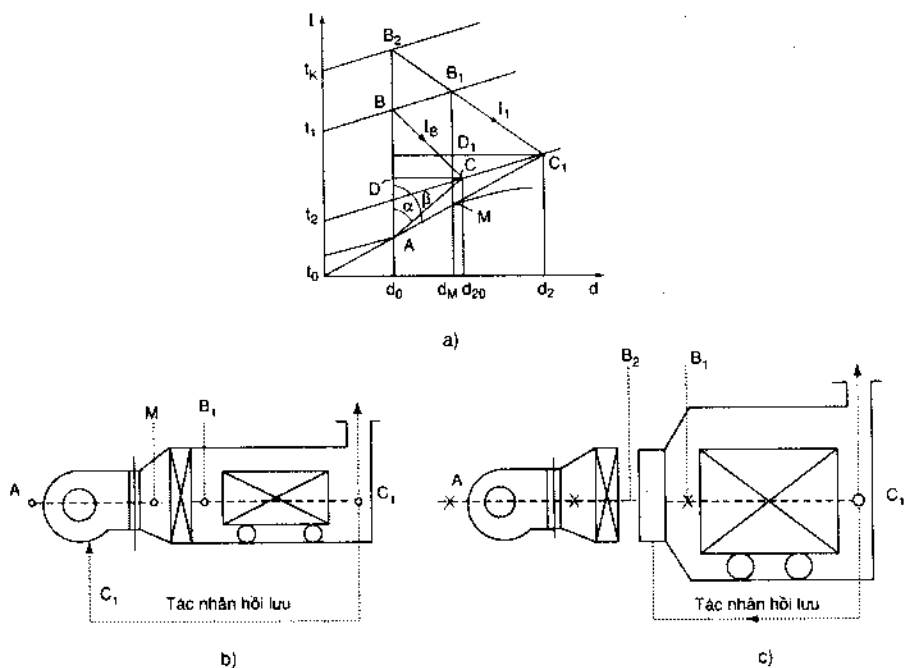
$$t_1 = \frac{I_2 - 2500d_0}{1,004 + 1,842d_0} = 84,5150^\circ\text{C} \approx 85^\circ\text{C}$$

Rõ ràng nhiệt độ này vượt nhiệt độ cho phép ($t_1 \leq 50^\circ\text{C}$). Khi đó, chúng ta phải thực hiện chế độ sấy có đốt nóng trung gian như sơ đồ nguyên lý trên hình 4.1. Độc giả có thể giải ví dụ trên đây bằng đồ thị I-d và kết quả cũng hoàn toàn xấp xỉ như tính bằng giải tích.

4.2.2. Chế độ sấy hồi lưu một phần tác nhân sấy

Tính toán nhiệt cho các HTS nói chung và HTS đối lưu nói riêng cho thấy tổn thất nhiệt do TNS mang đi là lớn nhất. Để giảm tổn thất nhiệt này người ta giảm nhiệt độ TNS ra khỏi TBS t_2 .

Thông thường nhiệt độ TNS vào TBS do tính chất của VLS quyết định như ví dụ 4.1 trên đây đã chỉ rõ. Còn nhiệt độ TNS ra khỏi TBS t_2 do người thiết kế quyết định theo nguyên tắc sau đây: *Nhiệt độ t_2 càng bé thì tổn thất nhiệt do TNS mang đi càng bé nhưng trạng thái TNS sau TBS phải đủ xa trạng thái bão hòa để tránh hiện tượng đọng sương trên bề mặt VLS đã được sấy khô.* Thường chọn t_2 với điều kiện $80\% \leq \varphi_2 \leq 90\%$. Tuy nhiên, ngay cả trong trường hợp này thì nhiệt độ t_2 bao giờ cũng lớn hơn nhiệt độ không khí ngoài trời t_0 . Vì vậy, để tiếp tục giảm tổn thất nhiệt do TNS mang đi người ta cho một phần TNS sau khi ra khỏi TBS quay trở lại trước hoặc sau calorifer để tận dụng nhiệt vật lý của TNS ở nhiệt độ t_2 . Chế độ sấy như vậy gọi là chế độ sấy hồi lưu một phần TNS. Sơ đồ thiết bị và đồ thị I-d của chế độ sấy hồi lưu một phần TNS cho trên hình 4.3.



Hình 4.3. Đồ thị I-d và sơ đồ thiết bị của HTS hồi lưu một phần

Để thấy được ưu, nhược điểm của chế độ sấy có hồi lưu một phần so với chế độ sấy không hồi lưu ta xem xét cả hai chế độ lý thuyết khi nhiệt độ trước

TBS t_1 và sau TBS t_2 ở cả hai chế độ là như nhau. Trên đồ thị I-d chế độ sấy không hồi lưu được thể hiện bởi các quá trình sau:

- AB - Quá trình đốt nóng TNS trong calorifer
- BC - Quá trình sấy lý thuyết

Tương tự, chế độ sấy có hồi lưu một phần TNS trước calorifer được biểu diễn bởi các quá trình:

- AC_1 - Quá trình hỗn hợp giữa không khí ngoài trời (điểm A) và một phần TNS sau TBS (điểm C_1) để được hỗn hợp TNS trước khi vào calorifer (điểm M). Nếu gọi G_A và G_{hlc1} tương ứng là số kg không khí ở trạng thái A và số kg TNS trạng thái C_1 hồi lưu thì điểm M sẽ được xác định bởi quan hệ tỷ lệ nghịch sau đây:

$$\frac{AM}{MC_1} = \frac{G_{hlc1}}{G_A} \quad (4.4)$$

- MB_1 - Quá trình đốt nóng TNS trong calorifer
- B_1C_1 - Quá trình sấy lý thuyết

Nếu thực hiện hồi lưu sau calorifer thì trạng thái TNS biến đổi trong chế độ này như sau:

- AB_2 - Quá trình đốt nóng TNS trong calorifer
- B_2C_1 - Quá trình hỗn hợp giữa không khí sau calorifer (điểm B_2) và một phần TNS sau TBS (điểm C_1) để được hỗn hợp TNS trước khi vào TBS (điểm B_1). Khi đó lưu lượng khối lượng TNS hồi lưu G_{hlc1} và lưu lượng khối lượng không khí sau calorifer G_{B2} phải thỏa mãn quan hệ tỷ lệ nghịch sau:

$$\frac{B_2B_1}{B_1C_1} = \frac{G_{hlc1}}{G_{B_2}} \quad (4.5)$$

- B_1C_1 - Quá trình sấy lý thuyết.

Có thể thấy trong chế độ sấy không hồi lưu TNS khi đi vào TBS thực hiện quá trình trao đổi nhiệt-ẩm với VLS có trạng thái B với độ ẩm tương đối φ_B và trong cả hai chế độ hồi lưu trước và sau calorifer TNS có trạng thái B_1 với độ ẩm tương đối φ_{B1} . Rõ ràng $\varphi_B < \varphi_{B1}$ nên quá trình trao đổi nhiệt-ẩm giữa TNS với VLS trong chế độ sấy hồi lưu một phần sẽ được tiến hành chậm hơn hay chế độ sấy dịu hơn. Điều này thích hợp với các VLS yêu cầu không được nứt nẻ, cong vênh.

Mặt khác, cùng có nhiệt độ t_1 và t_2 như nhau nên trong cả hai chế độ sấy: có hồi lưu và không hồi lưu thể truyền nhiệt có thể xem là như nhau. Tuy nhiên, chúng ta sẽ chứng minh được rằng: về mặt nhiệt lượng chế độ sấy hồi lưu một phần TNS sẽ tiết kiệm hơn.

Trước hết, ta chứng minh rằng nhiệt lượng cần thiết để bay hơi 1kg ẩm trong chế độ sấy hồi lưu trước calorifer q_1 và sau calorifer q_s là như nhau. Thật vậy, theo đồ thị I-d trên hình 4.3 ta có:

$$q_1 = \frac{I_{B_1} - I_M}{d_2 - d_M} \text{ và } q_s = \frac{I_{B_2} - I_A}{d_2 - d_A}$$

Vì các tam giác AB_2C_1 và MB_1C_1 đồng dạng với nhau nên:

$$\frac{I_{B_1} - I_M}{d_2 - d_M} = \frac{I_{B_2} - I_A}{d_2 - d_A}$$

Do đó, nhiệt lượng cần thiết để bay hơi 1kg ẩm trong cả hai chế độ sấy hồi lưu trước và sau calorifer bằng nhau, hay $q_1 = q_s$.

Hồi lưu trước calorifer thường được thực hiện với calorifer khí - hơi vì calorifer này làm bằng thép hoặc gang nên vấn đề ăn mòn do độ chứa hơi TNS d_M có thể xem là không đáng kể. Tuy nhiên, khi calorifer được làm bằng các thanh điện trở (calorifer điện) nhạy cảm hơn với việc ăn mòn hay oxy hóa do có mặt hơi nước thì nên cho hồi lưu sau calorifer vì khi đó $d_0 < d_M$.

Bây giờ chúng ta chứng minh bằng đồ thị tính tiết kiệm nhiệt lượng khi thực hiện chế độ sấy hồi lưu một phần TNS trong điều kiện nhiệt độ TNS vào TBS t_1 và ra khỏi TBS t_2 là như nhau.

Nếu gọi M_1 và M_d tương ứng là tỷ lệ xích trên các trục OI và Od thì nhiệt lượng cần thiết để bay hơi 1kg ẩm trong chế độ sấy không hồi lưu q_0 có thể biểu diễn dưới dạng các đoạn thẳng sau đây:

$$q_0 = \frac{I_B - I_A}{d_{20} - d_0} = \frac{M_1(AB)}{M_d(CD)} = \frac{M_1\{(AD) + (DB)\}}{M_d(CD)} \quad (4.6)$$

Tương tự, trong chế độ sấy hồi lưu một phần TNS trước calorifer nhiệt lượng đó bằng:

$$q_h = \frac{I_{B_1} - I_M}{d_2 - d_M} = \frac{M_1(MB_1)}{M_d(C_1D_1)} = \frac{M_1\{(MD_1) + (D_1B)\}}{M_d(C_1D_1)} \quad (4.7)$$

Các quá trình BC và B_1C_1 đều là quá trình sấy lý thuyết và làm với các đường song song với trục tung một góc 45° nên các tam giác BDC và $B_1D_1C_1$ là những tam giác vuông cân. Từ đó suy ra $CD = DB$ và $C_1D_1 = D_1B_1$. Khi đó, nếu ký hiệu các góc α và β như trên hình 4.3 ta được:

$$q_0 = \frac{M_1}{M_d}(1 + \cot g \alpha) \quad (4.8)$$

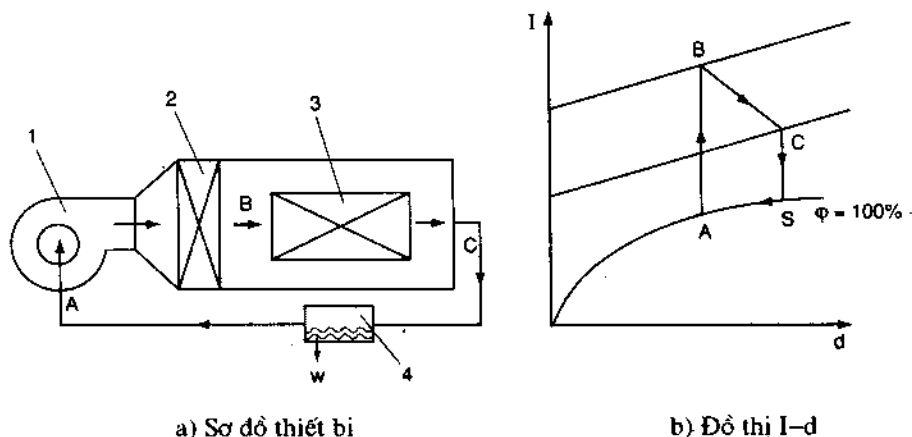
$$q_h = \frac{M_1}{M_d}(1 + \cot g \beta) \quad (4.9)$$

Do $\beta > \alpha$ nên $\cot \beta < \cot \alpha$, suy ra $q_h < q_0$.

Như vậy, với điều kiện t_1 và t_2 như nhau thì chế độ sấy hồi lưu bao giờ cũng tiết kiệm nhiệt lượng hơn chế độ sấy không hồi lưu. Tuy nhiên, để tổ chức hồi lưu chúng ta phải tiêu tốn thêm vật tư và chi phí vận hành do lưu lượng TNS đi qua quạt lớn hơn. Mặt khác, như trên đã thảo luận, khi hồi lưu sẽ truyền ẩm giảm để tạo ra chế độ sấy đều do độ ẩm trung bình của TNS trong TBS khi có hồi lưu lớn hơn khi không có hồi lưu. Vì vậy, thực tế có một hệ số hồi lưu tối ưu xét cả về mặt tiết kiệm nhiệt lượng, vốn đầu tư và chất lượng sản phẩm sấy nhờ chế độ sấy đều mang lại. Chẳng hạn, theo TS. Lê Văn Bảnh thì khi chọn lưu lượng hồi lưu thích hợp (50%) cho HTS thóc, tổng chi phí đầu tư và vận hành chỉ tăng lên gần 800 VND/tấn thóc nhưng độ rạn nứt của thóc sau khi xay sát giảm từ 7,4% xuống 6%.

4.2.3. Chế độ sấy hồi lưu toàn phần

Chế độ sấy hồi lưu toàn phần còn gọi là chế độ sấy kín được thực hiện theo sơ đồ thiết bị cho trên hình 4.4a và trạng thái TNS thay đổi trên đồ thị I-d như hình 4.4b.



Hình 4.4. HTS hồi lưu toàn phần

Trong HTS hồi lưu toàn phần, TNS sau khi ra khỏi TBS 3 với trạng thái C được đưa vào bình ngưng 4. Ở đây, TNS trước hết được làm lạnh từ trạng thái C đến trạng thái bão hòa S theo quá trình CS với $d_c = d_s = \text{const}$. TNS bão hòa ở trạng thái S được tiếp tục làm lạnh để hơi nước trong đó ngưng tụ theo quá trình SA. TNS ở trạng thái bão hòa ở điểm A được quạt 1 đưa vào calorifer 2 và được đốt nóng theo quá trình AB. TNS ở trạng thái B tiếp tục đi vào TBS 3 thực hiện quá trình sấy lý thuyết BC. Như vậy, trong HTS hồi lưu toàn phần, ẩm trong VLS được TNS mang đi và thải vào môi trường dưới dạng lỏng trong bình ngưng.

Bình ngưng là một thiết bị trao đổi nhiệt, trong đó môi chất tải lạnh đi trong ống và TNS đi ngoài ống thực hiện trao đổi nhiệt cho nhau để nhiệt độ TNS giảm dần đến điểm đọng sương S, sau đó được làm lạnh tiếp để ẩm trong TNS ngưng tụ theo quá trình SA.

Chế độ sấy hồi lưu toàn phần được sử dụng trong các trường hợp sau đây:

- Khi sấy các vật liệu mà ẩm trong đó không chỉ là nước mà còn chứa các loại tinh dầu cần thu hồi. Khi đó, trong bình ngưng chúng ta thu được một dung dịch chứa tinh dầu cần thu hồi.

- Trong các HTS lạnh người ta cũng dùng chế độ sấy hồi lưu toàn phần. Ở đây không cần thu hồi gì nhưng do tính kinh tế. Trong các HTS lạnh TNS ra khỏi TBS hoặc có nhiệt độ hoặc có độ ẩm tương đối hoặc cả hai đều nhỏ hơn các giá trị tương ứng của môi trường.

4.3. THỨ TỰ THIẾT KẾ MỘT HỆ THỐNG SẤY

4.3.1. Chọn phương pháp sấy

Tùy theo yêu cầu của VLS về chất lượng, năng suất và đặc biệt là tính nhạy cảm hay không nhạy cảm với nhiệt độ mà ta chọn một trong hai phương pháp sấy: sấy nóng hoặc sấy lạnh. Nói chung, các HTS lạnh cho chất lượng sản phẩm tốt hơn, đặc biệt là những VLS nhạy cảm với nhiệt độ cao. Tuy nhiên, sấy lạnh tiêu tốn nhiều năng lượng hơn, đặc biệt là điện năng, vốn đầu tư lớn và vận hành phức tạp.

Nếu chọn HTS lạnh thì phải cân nhắc giữa ba HTS lạnh: HTS lạnh có nhiệt độ $t > 0$, HTS chân không và HTS thăng hoa. Mỗi HTS đều có những ưu, nhược điểm nhất định mà ta đã phân tích một cách định tính trong chương 1.

Nếu chọn HTS nóng thì căn cứ vào năng suất sấy, hình dáng VLS... ta có thể chọn HTS đối lưu, HTS tiếp xúc v.v... Dưới đây giới thiệu thứ tự thiết kế một HTS đối lưu.

4.3.2. Thứ tự thiết kế một hệ thống sấy đối lưu

- *Chọn dạng TBS.* Căn cứ vào năng suất, tính chất vật lý, hình dáng của VLS ta chọn TBS buồng hay TBS hầm, TBS tầng sôi hay TBS phun v.v...

- *Quyết định chế độ sấy.* Chế độ sấy được hiểu là quy trình tổ chức trao đổi nhiệt-ẩm giữa TNS và VLS. Căn cứ vào yêu cầu của chất lượng sản phẩm, vốn đầu tư v.v... để quyết định:

- + Hồi lưu hay không hồi lưu, hồi lưu một phần hay hồi lưu toàn phần.

- + Chiều chuyển động và tốc độ chuyển động tương đối giữa TNS và VLS.
- + Mật độ VLS trên TBTT.
- + Nhiệt độ vào và ra của TNS v.v...

– *Tính toán cân bằng nhiệt–ẩm của TBS.* Nội dung cơ bản của tính toán cân bằng nhiệt–ẩm là tìm được nhiệt lượng tiêu hao Q (kW) và lưu lượng TNS cần thiết V (m³/h). Trong đó, nhiệt lượng tiêu hao Q là cơ sở để thiết kế calorifer và lưu lượng TNS V là một trong hai cơ sở để chọn quạt.

– *Chọn nguồn năng lượng và TNS.* Năng lượng trong các HTS phổ biến là hơi nước, than đá, dầu, điện và các phụ phẩm như trấu, mùn cưa v.v... Trong các nguồn năng lượng trên đây thì điện năng là sạch và dễ điều chỉnh công suất theo yêu cầu nhưng chi phí vận hành lớn. Vì vậy, trong công nghiệp ít khi dùng điện năng với tư cách là nguồn năng lượng để đốt nóng TNS. Hơi nước là nguồn năng lượng được sử dụng phổ biến trong sấy công nghiệp. Calorifer khí–hơi là loại calorifer có hiệu suất cao và cũng tương đối dễ thay đổi công suất. Tuy nhiên, muốn có hơi nước thì phải đầu tư lò hơi nhưng lò hơi là thiết bị tương đối đắt tiền và yêu cầu cao về an toàn khi vận hành. Trong các cơ sở sản xuất nhỏ lẻ ở nông thôn nguồn năng lượng cho HTS phổ biến là than đá và các phụ phẩm như trấu, mùn cưa. Khi đó, tùy yêu cầu của VLS có thể dùng khói từ lò đốt nhiên liệu làm nguồn đốt nóng không khí hoặc dùng trực tiếp khói sau buồng hòa trộn làm TNS.

Như vậy, chọn nguồn năng lượng cho HTS cũng là bài toán kinh tế – kỹ thuật. Nó được quyết định trên cơ sở điều kiện cụ thể.

– *Tính calorifer và các thiết bị phụ.* Calorifer khí–hơi là loại calorifer có cánh: Hơi nước bão hòa đi trong ống và không khí đi ngang qua phía ngoài ống có cánh. Calorifer khí–hơi thường được sản xuất sẵn theo từng cụm với diện tích truyền nhiệt nhất định. Vì vậy, trong kỹ thuật sấy khi dùng hơi nước làm nguồn năng lượng đốt nóng TNS thì tính toán calorifer khí–hơi là tính diện tích bề mặt truyền nhiệt cần thiết, sau đó chọn số cụm cần thiết. Tính toán chi tiết các loại calorifer có cánh được trình bày trong các tài liệu tham khảo về thiết bị trao đổi nhiệt.

Calorifer khí–khói là loại calorifer không có cánh và kết cấu của nó là ống hoặc kênh. Một phía ống hoặc kênh là khói và phía kia là không khí chuyển động ngược chiều nhau. Để dễ làm vệ sinh người ta thường cho khói đi trong ống hoặc kênh. Calorifer khí–khói không được sản xuất hàng loạt và thường do người thiết kế HTS tự tính toán và quyết định.

Các thiết bị phụ trong HTS có thể là buồng đốt, xyclon v.v.... Cách tính toán các thiết bị phụ trình bày ở phần sau.

– *Bố trí HTS, tính trở lực và chọn quạt.* Sau khi đã thiết kế xong TBS, calorifer và các thiết bị phụ khác chúng ta căn cứ vào mặt bằng phân xưởng bố trí các thiết bị với các khoảng cách và tiết diện các ống dẫn, ống thải TNS. Từ đó tiến hành tính trở lực và kết hợp với lưu lượng TNS đã biết trong phần tính toán nhiệt TBS để chọn quạt.

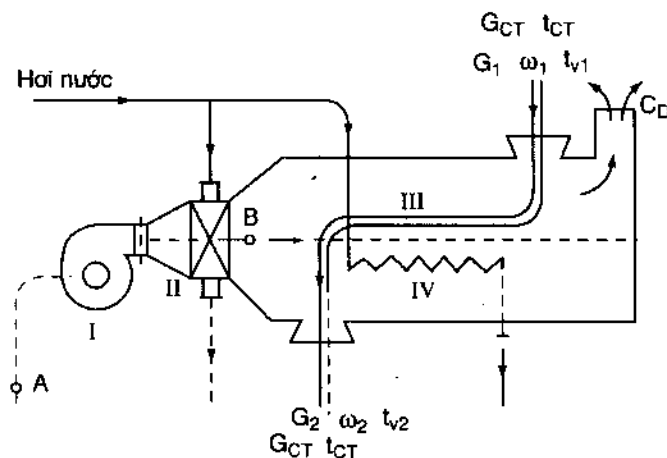
Có nhiều cách chọn quạt. Trong chương 15 của cuốn sách này giới thiệu một phương pháp chọn quạt trên cơ sở đáp ứng lưu lượng và cốt áp với hiệu suất quạt là lớn nhất có thể được.

– *Tính kinh tế-kỹ thuật HTS.* Sau khi đã thiết kế xong HTS chúng ta cần xác định vốn đầu tư, quyết định thời gian hoàn vốn, chi phí vận hành v.v... Từ đó tính giá thành sản phẩm và hiệu quả kinh tế-xã hội mà HTS đem lại.

Nội dung cơ bản của tính toán nhiệt TBS là tính được công suất nhiệt Q (kW), lưu lượng TNS cần thiết V (m³/h) khi biết năng suất sấy G_2 (kg/h) hoặc G_1 (kg/h) và độ ẩm trước, sau quá trình sấy của vật liệu. Các PPS khác nhau (sấy lạnh, sấy nóng) và trong mỗi PPS với TBS khác nhau cũng có các phương pháp tính toán nhiệt khác nhau. Chương này trình bày phương pháp tính toán nhiệt chung cho tất cả các TBS đối lưu dùng không khí hoặc khối lò làm TNS.

5.1. CÂN BẰNG NHIỆT – ẨM TRONG THIẾT BỊ SẤY DÙNG KHÔNG KHÍ LÀM TÁC NHÂN SẤY

Sơ đồ nguyên lý của HTS dùng không khí làm TNS không có hồi lưu cho trên hình 5.1.



Hình 5.1. Sơ đồ nguyên lý HTS dùng không khí làm TNS không hồi lưu

5.1.1. Lượng ẩm cần bay hơi trong 1 giờ

Trên cơ sở cân bằng ẩm cho TBS ta tính được lượng ẩm cần bay hơi trong 1 giờ khi biết năng suất G_2 (kg/h) hoặc G_1 (kg/h) và độ ẩm của vật liệu trước ω_1 (%) và sau ω_2 (%) của quá trình sấy. Dễ dàng thấy rằng

lượng ẩm vào và ra TBS tương ứng bằng $G_{a1} = G_1\omega_1$ và $G_{a2} = G_2\omega_2$. Do đó lượng ẩm cần bay hơi trong 1 giờ của TBS W bằng:

$$W = G_{a1} - G_{a2} = G_1\omega_1 - G_2\omega_2 \quad (5.1)$$

Mặt khác, khối lượng vật liệu khô G_k trước và sau quá trình sấy không đổi. Theo định nghĩa độ ẩm tương đối ta suy ra:

$$G_k = G_1(1 - \omega_1) = G_2(1 - \omega_2) \quad (5.2)$$

Kết hợp (5.1) và (5.2) ta tìm được các quan hệ sau:

$$W = G_2 \frac{\omega_1 - \omega_2}{1 - \omega_1} = G_1 \frac{\omega_1 - \omega_2}{1 - \omega_2} \quad (5.3)$$

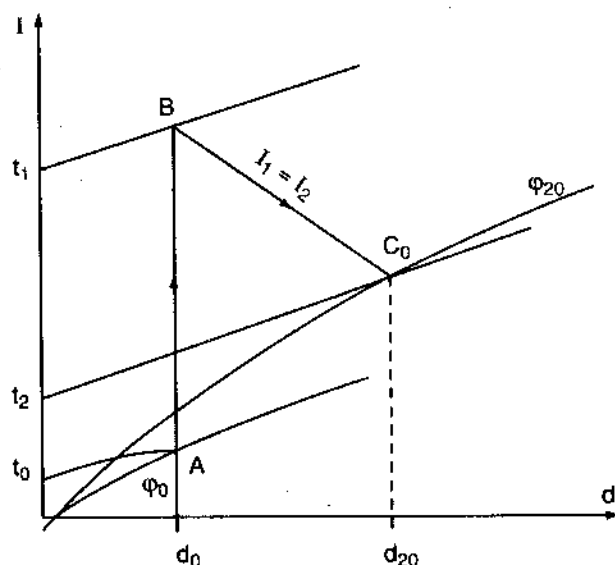
Kết hợp (5.1) với (5.2) ta cũng có:

$$W = G_2 \frac{\omega_{k1} - \omega_{k2}}{1 + \omega_{k2}} = G_1 \frac{\omega_{k1} - \omega_{k2}}{1 + \omega_{k1}} \quad (5.4)$$

5.1.2. Quá trình sấy lý thuyết

a) Xác định thông số TNS sau quá trình sấy lý thuyết

Như trong chương 4 đã định nghĩa, quá trình sấy lý thuyết là quá trình sấy mà tổng các tổn thất do VLS mang đi Q_v , do TBTT Q_{ct} và tổn thất ra môi trường Q_{mt} bằng 0. Đặc trưng của quá trình sấy lý thuyết là $I_1 = I_2 = \text{const}$. Hình 5.2 biểu diễn sự thay đổi trạng thái TNS trong quá trình sấy lý thuyết trên đồ thị I-d.



Hình 5.2. Đồ thị I-d của quá trình sấy lý thuyết

Thông số TNS sau quá trình sấy lý thuyết gồm t_2 , d_2 , I_2 và φ_2 . Trong đó, nhiệt độ TNS sau quá trình sấy t_2 , như trên đã chỉ rõ, do người thiết kế HTS quyết định sao cho độ ẩm tương đối φ_2 không quá bé để giảm tổn thất nhiệt do TNS mang đi nhưng cũng không được quá gần 100% để tránh hiện tượng đọng sương. Entanpy I_2 được xác định theo đặc trưng của quá trình sấy lý thuyết $I_2 = I_1$. Dưới đây giới thiệu cách xác định độ chứa hơi d_2 để tính lưu lượng TNS cần thiết và độ ẩm tương đối φ_2 để kiểm tra tính tối ưu khi chọn nhiệt độ t_2 .

– *Độ chứa hơi d_{20}* . Đặc trưng của quá trình sấy lý thuyết là entanpy của TNS trước I_1 và sau I_2 quá trình sấy là không đổi, hay $I_1 = I_2$. Mặt khác, theo định nghĩa entanpy ta có $I_1 = C_{pk}t_1 + d_1(r + C_{ph}t_1)$ và $I_2 = C_{pk}t_2 + d_2(r + C_{ph}t_2)$. Do đó:

$$d_{20} = \frac{C_{pk}t_1 + d_1I_1 - C_{pk}t_2}{I_2} = \frac{C_{pk}t_1 + d_1(r + C_{ph}t_1) - C_{pk}t_2}{r + C_{ph}t_2}$$

Cộng và trừ tổ hợp $(d_1C_{ph}t_2)$ vào tử số của biểu thức trên ta được:

$$d_{20} = d_1 + \frac{(C_{pk} + d_1C_{ph})(t_1 - t_2)}{i_2} = d_1 + \frac{C_{dx}(d_1)(t_1 - t_2)}{r + C_{ph}t_2} \quad (5.5)$$

Trong (5.5), $C_{dx}(d_1) = C_{pk} + d_1C_{ph}$ gọi là nhiệt dung riêng dẫn xuất ứng với độ chứa hơi d_1 .

– *Độ ẩm tương đối φ_{20}* . Nếu gọi áp suất khí trời là p và phân áp suất bão hòa của hơi nước tương ứng nhiệt độ t_2 là p_{bh2} thì độ ẩm tương đối φ_{20} bằng:

$$\varphi_{20} = \frac{pd_{20}}{p_{bh2}(0,621 + d_{20})} \quad (5.6)$$

Trên đây là cách xác định độ chứa hơi d_{20} và độ ẩm tương đối φ_{20} bằng giải tích. Tuy nhiên, chúng ta cũng có thể xác định các đại lượng đó trực tiếp trên đồ thị I–d.

b) *Lưu lượng không khí khô cần thiết L_0*

Ấm đi vào HTS gồm ẩm do không khí ngoài trời đưa vào L_0d_0 và ẩm do VLS $G_1\omega_1$ mang vào. Ấm ra khỏi hệ thống gồm ẩm do TNS L_0d_{20} và do VLS $G_2\omega_2$ mang đi. Do đó, phương trình cân bằng ẩm cho HTS dạng:

$$L_0d_0 + G_1\omega_1 = L_0d_{20} + G_2\omega_2$$

Lưu lượng không khí khô lý thuyết đi qua HTS trong 1 giờ bằng:

$$L_0 = \frac{G_1\omega_1 - G_2\omega_2}{d_{20} - d_0} = \frac{W}{d_{20} - d_0}, \text{ kgkk/h} \quad (5.7)$$

Nếu gọi l_0 là lượng không khí khô cần thiết để bay hơi 1kg ẩm thì:

$$l_0 = \frac{L_0}{W} = \frac{1}{d_{20} - d_0} \text{ kgkk/kgkh} \quad (5.8)$$

Sử dụng phương trình trạng thái của hỗn khí lý tưởng giữa không khí khô và hơi nước có thể tính được thể tích của không khí ẩm có nhiệt độ t và độ ẩm tương đối ϕ ứng với 1kg không khí khô v ($\text{m}^3\text{kk}/\text{kgkk}$). Để đơn giản quá trình tính toán quan hệ này dưới dạng bảng cho trong phần phụ lục 5 cuối sách. Như vậy, lưu lượng thể tích V_0 của không khí ẩm có nhiệt độ t và độ ẩm tương đối ϕ bằng:

$$V_0 = L_0 v, \quad \text{m}^3/\text{h} \quad (5.9)$$

Khi bố trí thiết bị chúng ta quyết định đặt quạt ở đâu: trước hoặc sau calorifer hay sau TBS nghĩa là chúng ta biết được nhiệt độ t và độ ẩm tương đối ϕ của không khí ẩm đi qua quạt. Do đó, lưu lượng thể tích V_0 xác định bởi (5.9) là một trong hai cơ sở để chọn quạt.

– *Nhiệt lượng tiêu hao.* Phương trình cân bằng nhiệt cho toàn bộ HTS lý thuyết ta được:

$$Q_0 = L_0(I_1 - I_0) = L_0(I_2 - I_0), \quad \text{kJ/h} \quad (5.10)$$

Hay:

$$q_0 = \frac{Q_0}{W} = l_0(I_1 - I_0) = l_0(I_2 - I_0), \quad \text{kJ/kgkh} \quad (5.11)$$

Thay I_2 và I_0 về dạng $I = C_{pk}t + d.i$ vào (5.11) và thực hiện một vài phép biến đổi ta được:

$$q_0 = l_0(I_2 - I_0) = l_0\{C_{pk}(t_2 - t_0) + d_0(i_2 - i_0)\} + i_2 \quad \text{kJ/kgkh} \quad (5.12)$$

Thành phần thứ nhất trong (5.12) $l_0\{C_{pk}(t_2 - t_0) + d_0(i_2 - i_0)\}$ là tổn thất nhiệt do TNS mang đi và thành phần còn lại i_2 là nhiệt lượng có ích để bay hơi 1kg ẩm. Như vậy, nhiệt lượng tiêu hao trong quá trình sấy lý thuyết chỉ đủ bù đắp cho tổn thất nhiệt do TNS mang đi và nhiệt lượng có ích để làm bay hơi 1kg ẩm. Rõ ràng, chọn nhiệt độ t_2 càng gần với nhiệt độ môi trường t_0 thì tổn thất nhiệt do TNS mang đi càng bé.

Ví dụ 5.1

Một HTS đối lưu có năng suất sấy $G_2 = 15 \text{ kg/h}$, độ ẩm của VLS trước và sau quá trình sấy tương ứng bằng: $\omega_1 = 85\%$, $\omega_2 = 20\%$. Không khí trước khi vào calorifer có thông số $t_0 = 25^\circ\text{C}$, $\phi_0 = 85\%$ và $p = 1 \text{ at}$. Nhiệt độ TNS trước TBS $t_1 = 90^\circ\text{C}$. Hãy xác định lưu lượng thể tích không khí ẩm V_0 (m^3/h) và nhiệt lượng Q_0 cần thiết trong quá trình sấy lý thuyết với yêu cầu độ ẩm tương đối của TNS sau TBS thỏa mãn điều kiện $80\% \leq \phi_{20} \leq 90\%$ nếu quạt đặt giữa calorifer và TBS.

Giải

Có hai phương pháp giải: Phương pháp giải tích và phương pháp dùng đồ thị I-d. Dưới đây sẽ trình bày phương pháp giải tích.

– Xác định độ chứa hơi d_0 và entanpy I_0 của không khí ngoài trời:

$$p_{\text{bho}} = \exp \left\{ 12 - \frac{4026,42}{235,5 + 25} \right\} = 0,0315 \text{ bar}$$

$$d_0 = 0,621 \frac{0,85 \cdot 0,0315}{0,98 - 0,85 \cdot 0,0315} = 0,017 \text{ kg/kgkk}$$

$$I_0 = 1,004 \cdot 25 + 0,017(2500 + 1,842 \cdot 25) = 68,383 \text{ kJ/kgkk}$$

– Xác định entanpy và độ ẩm tương đối của TNS sau calorifer hay trước TBS:

$$I_1 = 1,004 \cdot 90 + 0,017(2500 + 1,842 \cdot 90) = 135,687 \text{ kJ/kgkk}$$

$$p_{\text{bhl}} = \exp \left\{ 12 - \frac{4026,42}{235,5 + 90} \right\} = 0,691$$

$$\varphi_1 = \frac{0,98 \cdot 0,017}{0,691(0,621 + 0,017)} = 4\%$$

Xác định độ chứa hơi d_{20} và độ ẩm tương đối φ_{20} sau quá trình sấy lý thuyết. Trước hết ta chọn nhiệt độ TNS ra khỏi TBS $t_2 = 38^\circ\text{C}$. Do $d_1 = d_0$ nên theo (5.5) ta có:

$$d_{20} = 0,017 + \frac{(1,004 + 0,017 \cdot 1,842)(90 - 38)}{2500 + 1,842 \cdot 38} = 0,038 \text{ kg/kgkk}$$

$$p_{\text{bh2}} = \exp \left\{ 12 - \frac{4026,42}{235,5 + 38} \right\} = 0,0657 \text{ bar}$$

$$\varphi_{20} = \frac{0,98 \cdot 0,038}{0,0657(0,621 + 0,038)} = 86\%$$

Như vậy, t_2 chọn bằng 38°C hoàn toàn thỏa mãn yêu cầu đặt ra $80\% \leq \varphi_{20} \leq 90\%$. Độc giả có thể kiểm tra kết quả sau đây: nếu chọn $t_2 = 40^\circ\text{C}$ thì $\varphi_{20} = 67\%$ nhưng nếu chọn $t_2 = 35^\circ\text{C}$ thì $\varphi_{20} \approx 100\%$. Từ đó, có thể rút ra cách chọn t_2 .

– Lượng ẩm cần bay hơi W :

$$W = 15 \frac{0,85 - 0,20}{1 - 0,85} = 65 \text{ kg/h}$$

– Lưu lượng không khí khô L_0 :

$$\dot{L}_0 = \frac{65}{0,038 - 0,017} = 3095 \text{ kg/h}$$

Lưu lượng thể tích V_0 (m^3/h). Quạt đặt giữa calorifer và TBS nên không khí ẩm ở đây có thông số ($t_1 = 90^\circ\text{C}$, $\phi_1 = 4\%$). Khi đó theo phụ lục “Thể tích không khí ẩm của 1kg không khí khô theo nhiệt độ và độ ẩm tương đối” – Phụ lục 5, ta tìm được:

$$v_0 = v_{90^\circ\text{C}}^{0\%} + \frac{v_{90^\circ\text{C}}^{10\%} - v_{90^\circ\text{C}}^{0\%}}{(10 - 0)} 4 = 1,05 + \frac{1,13 - 1,05}{10} 4 = 1,082 \text{ m}^3/\text{kgkk}.$$

Do đó:

$$V_0 = 3095 \cdot 1,082 = 3349 \text{ m}^3/\text{h}$$

– Nhiệt lượng tiêu hao Q_0 :

$$Q_0 = 3095(135,687 - 68,383) = 208306 \text{ kJ/h} = 58 \text{ kW}$$

5.1.3. Quá trình sấy thực

a) Phương trình cân bằng nhiệt trong quá trình sấy thực

Trong quá trình sấy thực, ngoài tổn thất nhiệt do TNS mang đi $L(I_2 - I_0)$, còn có tổn thất do VLS $Q_v = G_2 C_v(t_{v2} - t_{v1})$, tổn thất do TBTT $Q_{ct} = G_{ct} C_{ct2} - t_{ct1}$ và tổn thất ra môi trường qua kết cấu bao che

$Q_{mt} = \sum_{i=1}^n k_i F_i \Delta t_i$. Tính toán cụ thể các tổn thất này là một trong các nội

dung cơ bản của tính toán quá trình sấy thực sẽ giới thiệu trong các chương sau.

Ngoài ra, về nguyên tắc có thể có nhiệt lượng bổ sung Q_{bs} được đưa trực tiếp vào TBS. Tuy nhiên, phần lớn các HTS hiện nay không dùng nhiệt lượng bổ sung. Vì vậy, dưới đây trình bày phương trình cân bằng nhiệt với $Q_{bs} = 0$.

Nếu gọi L là lưu lượng không khí khô thực tế lưu chuyển trong HTS và W là lượng ẩm cần bay hơi thì phương trình cân bằng nhiệt trong quá trình sấy thực bằng:

$$\begin{aligned} L(I_1 - I_0) + \{(G_1 - W)C_v + WC_a\}t_{v1} + G_{ct}C_{ct1}t_{ct1} = \\ L(I_2 - I_0) + G_2C_v t_{v2} + G_{ct}C_{ct2}t_{ct2} + Q_{mt} \end{aligned} \quad (5.13)$$

Vế trái của phương trình (5.13) lần lượt là: Nhiệt lượng TNS nhận được trong calorifer hay nhiệt lượng tiêu hao $Q = L(I_1 - I_0)$, nhiệt vật lý do VLS mang vào $\{(G_1 - W)C_v + WC_a\}t_{v1}$ và nhiệt vật lý do TBTT mang vào $G_{ct}C_{ct1}t_{ct1}$. Vế phải là nhiệt lượng tiêu hao gồm: Nhiệt lượng do TNS thải vào môi trường $L(I_2 - I_0)$, nhiệt vật lý do VLS mang đi $G_2C_v t_{v2}$ và nhiệt vật lý do TBTT mang đi $G_{ct}C_{ct2}t_{ct2}$ và nhiệt lượng tổn thất ra môi trường Q_{mt} . Do đó:

$$Q = L(I_1 - I_0)$$

$$= L(I_2 - I_0) + G_2 C_v(t_{v2} - t_{v1}) + G_{ct} C_{ct}(t_{ct2} - t_{ct1}) + Q_{mt} - WC_a t_{v1}$$

Đặt: $Q_v = G_2 C_v(t_{v2} - t_{v1})$, $Q_{ct} = G_{ct} C_{ct}(t_{ct2} - t_{ct1})$ ta có:

$$Q = L(I_1 - I_0) = L(I_2 - I_0) + Q_v + Q_{ct} + Q_{mt} - WC_a t_{v1}$$

Chia hai vế cho W ta được:

$$q = l(I_1 - I_0) = l(I_2 - I_0) + q_v + q_{ct} + q_{mt} - C_a t_{v1} \quad (5.14)$$

Trong đó: $l = L/W$; $q_v = Q_v/W$; $q_{ct} = Q_{ct}/W$ và $q_{mt} = Q_{mt}/W$.

Cần chú ý rằng, C_a trong các công thức trên đây là nhiệt dung riêng của nước chứa trong VLS. Có thể lấy $C_a = 4,187 \text{ kJ/kgK}$. Tiếp tục đặt:

$$\Delta = C_a t_{v1} - q_v - q_{ct} - q_{mt} \quad (5.15)$$

ta được: $q = l(I_1 - I_0) = l(I_2 - I_0) - \Delta$

Suy ra:

$$I_2 = I_1 + \frac{\Delta}{l} \quad (5.16)$$

b) Các quá trình sấy thực

Về nguyên tắc, có thể có các quá trình sấy thực sau đây ứng với các giá trị $\Delta < 0$, $\Delta = 0$ và $\Delta > 0$. Tuy nhiên, trong thực tế khi không có nhiệt lượng bổ sung ($q_{hs} = 0$) thì các quá trình sấy thực chỉ xảy ra với $\Delta < 0$. Khi đó, theo (5.16): $I_2 < I_1$.

c) Lượng không khí khô thực tế

Dễ dàng thấy rằng, phương trình cân bằng ẩm trong quá trình sấy thực và sấy lý thuyết không có gì khác nhau nên suy ra:

$$L = \frac{W}{d_2 - d_1} \text{ kg/h} \quad (5.17)$$

$$l = \frac{1}{d_2 - d_1} \text{ kg/kg ẩm} \quad (5.18)$$

d) Xác định thông số TNS sau quá trình sấy thực

– Độ chứa hơi d_2 . Thay (4.21) vào (4.19) và chuyển entanpy I_1 và I_2 về dạng $I = C_{pk}t + d(r + C_{ph}t)$ dễ dàng thu được:

$$d_2 = d_1 + \frac{C_{dx}(d_1)(t_1 - t_2)}{(r + C_{ph}t_2) - \Delta} \quad (5.19)$$

– Entanpy I_2 . Entanpy của TNS sau quá trình sấy thực có thể tính theo (5.16) hoặc theo định nghĩa khi biết d_2 :

$$I_2 = C_{pk}t_2 + d_2(r + C_{ph}t_2) \quad (5.20)$$

– Từ trạng thái TNS sau quá trình sấy lý thuyết $C_0(I_1, t_2)$ kẻ 2 đường song song với trục OI và Od. Nhờ đó, đoạn C_0D_0 đã được xác định. Tiếp tục đặt đoạn C_0E_0 về phía dưới điểm C_0 (vì $\Delta < 0$) thỏa mãn đẳng thức (5.24).

– Nối điểm $B(I_1, t_1)$ với E_0 . Đường này cắt đường $t = t_2 = \text{const}$ tại điểm C. Điểm C chính là trạng thái TNS sau quá trình sấy thực.

Ví dụ 5.2

Với điều kiện như ví dụ 5.1 và biết thêm $\Delta = -200$ kJ/kgâ. Hãy xác định lưu lượng thể tích không khí ẩm V (m³/h) và nhiệt lượng Q_0 cần thiết trong quá trình sấy thực với yêu cầu độ ẩm tương đối của TNS sau TBS thỏa mãn điều kiện $80\% \leq \varphi_{20} \leq 90\%$ nếu quạt đặt giữa calorifer và TBS.

Giải

– Xác định độ chứa hơi d_2 và độ ẩm tương đối φ_2 sau quá trình sấy thực. Ta cũng chọn nhiệt độ TNS ra khỏi TBS $t_2 = 38^\circ\text{C}$. Khi đó:

$$d_2 = 0,017 + \frac{1,0353(90 - 38)}{(2500 + 1,842.38) + 200} = 0,036$$

$$\varphi_2 = \frac{0,98.0,036}{0,0657(0,621 + 0,036)} = 82\%$$

Như vậy, trong quá trình sấy thực nếu chọn nhiệt độ t_2 như trong quá trình sấy lý thuyết bằng 38°C cũng thỏa mãn điều kiện $80\% \leq \varphi_{20} \leq 90\%$.

– Lưu lượng không khí khô thực tế L:

$$L = \frac{65}{0,036 - 0,017} = 3421 \text{ kg/h}$$

– Lưu lượng thể tích V:

$$V = 3421.1,082 = 3702 \text{ m}^3/\text{h}$$

– Nhiệt lượng tiêu hao Q:

$$Q = 3702(135,687 - 68,383) = 249126 \text{ kJ/h} = 69 \text{ kW}$$

So sánh các kết quả của ví dụ 5.1 và 5.2 độc giả có thể rút ra những nhận xét có ích khi thiết kế sơ bộ hay thiết kế chi tiết một HTS đối lưu.

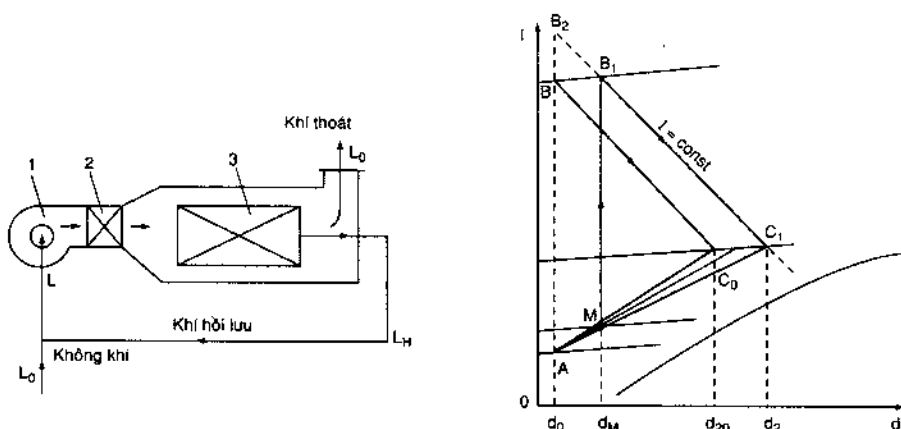
5.1.4. Quá trình sấy hồi lưu một phần

Sơ đồ nguyên lý và đồ thị I – d các quá trình sấy lý thuyết và thực hồi lưu một phần trước calorifer cho trên hình 5.4.

a) Quá trình sấy lý thuyết

– Hệ số hồi lưu n: là tỷ số giữa lượng không khí khô cuối quá trình sấy L_h (kgkk/h) hoặc l_h (kgkk/kggâ) và lượng không khí khô ngoài trời đi vào HTS L_0 (kgkk/h) hay l_0 (kgkk/kggâ):

$$n = \frac{L_h}{L_0} = \frac{l_h}{l_0} \quad (5.25)$$



Hình 5.4. Sơ đồ nguyên lý và đồ thị $I - d$ chế độ sấy hồi lưu một phần

– Lượng không khí khô mới đi vào HTS L_0 . Cân bằng ẩm cho toàn bộ HTS ta dễ dàng rút ra:

$$L_0 = \frac{W}{d_{20} - d_0} \text{ kgkk/h và } l_0 = \frac{l}{d_{20} - d_0}, \text{ kgkk/kg ẩm} \quad (5.26)$$

– Lượng không khí khô lưu chuyển trong TBS L . Rõ ràng, lượng không khí khô đi qua TBS L bằng:

$$L = L_0 + L_h \text{ hay } l = l_0 + l_h \quad (5.27)$$

Mặt khác, cân bằng ẩm riêng cho TBS ta lại được:

$$Ld_M + G_1\omega_1 = Ld_{20} + G_2\omega_2 \quad (5.28)$$

Từ đó suy ra:

$$L = \frac{W}{d_{20} - d_M} \text{ kgkk/h và } l = \frac{l}{d_{20} - d_M}, \text{ kgkk/kg ẩm} \quad (5.29)$$

– Thông số TNS tại điểm hỗn hợp M . Từ (5.26) và (5.28) ta có:

$$l_h = l - l_0 = \left[\frac{l}{d_{20} - d_M} \right] - \left[\frac{l}{d_{20} - d_0} \right] \quad (5.30)$$

Kết hợp (5.25) và (5.30):

$$d_M = \frac{d_0 + nd_{20}}{1 + n} \quad (5.31)$$

Cân bằng entanpy cho HTS ta dễ dàng thu được:

$$I_M = \frac{I_0 + nI_{20}}{1+n} = \frac{I_0 + nI_1}{1+n} \quad (5.32)$$

Thay I_0 , I_2 , và I_M về dạng $I = C_{dx}(d)t + rd$ vào (5.32) ta tìm được nhiệt độ TNS tại điểm hỗn hợp M:

$$t_M = \frac{C_{dx}(d_0)t_0 + C_{dx}(d_{20})t_2}{(1+n)C_{dx}(d_M)} \quad (5.33)$$

– *Độ chứa hơi sau quá trình sấy lý thuyết d_{20}* . Cân bằng ẩm riêng TBS đồng thời kết hợp các công thức (5.31), (5.33) và một loạt các biến đổi trung gian ta tìm được:

$$d_{20} = \frac{\frac{C_{ph}(t_1 - t_2)}{r + C_{ph}t_2} + \frac{d_0(r + C_{ph}t_1)}{(1+n)(r + C_{ph}t_2)}}{1 - \frac{n(r + C_{ph}t_1)}{(1+n)(r + C_{ph}t_2)}} \quad (5.34)$$

– *Nhiệt lượng tiêu hao q* . Cân bằng entanpy riêng cho TBS và kết hợp các công thức (5.31), (5.32) ta được:

$$q = l(I_1 - I_M) = \frac{I_{20} - I_M}{d_2 - d_M} = \frac{I_{20} - I_0}{(1+n)(d_{20} - d_M)} \quad (5.35)$$

b) Quá trình sấy thực

Việc xây dựng quá trình sấy thực hồi lưu một phần khi biết tổng tổn thất Δ hoàn toàn tương tự như xây dựng quá trình sấy thực không hồi lưu. Nếu tính bằng giải tích thì d_2 xác định bởi công thức:

$$d_{20} = \frac{\frac{C_{ph}(t_1 - t_2)}{(r + C_{ph}t_2) - \Delta} + \frac{d_0(r + C_{ph}t_1) - \Delta}{(1+n)(r + C_{ph}t_2) - \Delta}}{1 - \frac{n(r + C_{ph}t_1) - \Delta}{(1+n)(r + C_{ph}t_2) - \Delta}} \quad (5.36)$$

Ví dụ 5.3

Có một HTS dùng không khí nóng làm tác nhân thực hiện chế độ sấy hồi lưu một phần với $n = 1$. Thông số không khí ngoài trời $(t_0, d_2) = (25^\circ\text{C}; 0,017)$, nhiệt độ TNS trước và sau quá trình sấy $t_1 = 60^\circ\text{C}$, $t_2 = 40^\circ\text{C}$, tổn thất nhiệt $\Delta = -400$ kJ/kg ẩm. Xác định thông số TNS ra khỏi TBS trong quá trình sấy lý thuyết và thực tế, thông số trạng thái hỗn hợp và nhiệt lượng cần thiết.

Giải

– Thông số trạng thái TNS ra khỏi TBS lý thuyết:

$$d_{20} = \frac{\frac{1,004(60-40)}{2500+1,842.40} + \frac{0,017(2500+1,842.60)}{(2500+1,842.40)(1+1)}}{1 - \frac{1(2500+1,842.60)}{(1+1)(2500+1,842.40)}}$$

$$= 0,032 \text{ kg\%m/kgkk}$$

$$I_{20} = 1,004.40 + 0,032(2500 + 1,842.40)$$

$$= 124 \text{ kJ/kg}$$

– Thông số trạng thái TNS ra khỏi TBS thực:

$$d_2 = \frac{\frac{1,004(60-40)}{(2500+1,842.40)+400} + \frac{0,017(2500+1,842.60)}{[(2500+1,842.40)+400](1+1)}}{1 - \frac{1(2500+1,842.60)}{(1+1)[(2500+1,842.40)+400]}}$$

$$= 0,031 \text{ kg\%m/kgkk}$$

$$I_2 = 1,004.40 + 0,031(2500 + 1,842.40) = 120 \text{ kJ/kgkk}$$

– Thông số TNS ở trạng thái hỗn hợp trong quá trình sấy lý thuyết:

$$d_{M0} = \frac{(1,004.25 + 0,017(2500 + 1,842.25) + 1.0,032)}{1+1} = 0,0245$$

$$I_{M0} = \frac{1,004.25 + 0,017(2500 + 1,842.25) + 1.124}{1+1} = 96 \text{ kJ/kgkk}$$

$$t_{M0} = \frac{(1,004 + 1,842.0,017)25 + (1,004 + 1,842.0,031)40}{(1+1)(1,004 + 1,842.0,0245)} = 33^\circ\text{C}$$

– Thông số TNS ở trạng thái hỗn hợp trong quá trình sấy thực:

$$d_M = \frac{(1,004.25 + 0,017(2500 + 1,842.25) + 1.0,031)}{1+1} = 0,0240$$

$$I_M = \frac{1,004.25 + 0,017(2500 + 1,842.25) + 1.120}{1+1} = 94 \text{ kJ/kgkk}$$

$$t_M = \frac{(1,004 + 1,842.0,017)25 + (1,004 + 1,842.0,032)40}{(1+1)(1,004 + 1,842.0,0240)} \approx 33^\circ\text{C}$$

– Nhiệt lượng tiêu hao:

Trong quá trình sấy lý thuyết:

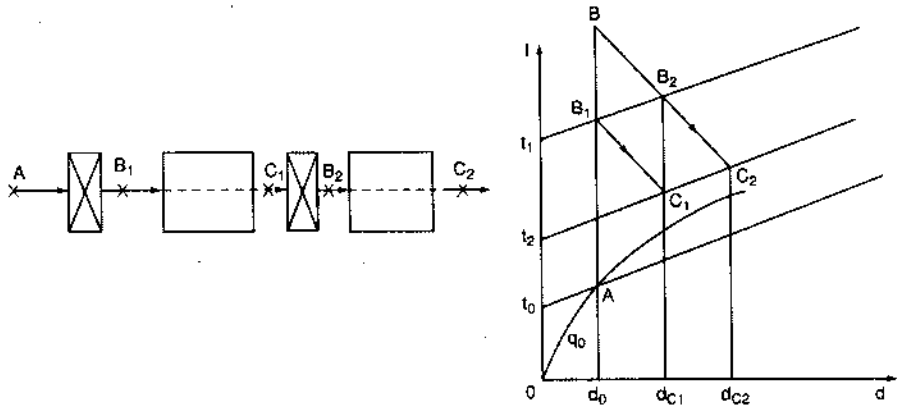
$$q = \frac{124 - 96}{0,032 - 0,0245} = 3733 \text{ kJ/kg\%m}$$

Trong quá trình sấy thực:

$$q = \frac{124 - 94}{0,032 - 0,024} = 3750 \text{ kJ/kg\%m}$$

5.1.5. Quá trình sấy có đốt nóng trung gian

Sơ đồ nguyên lý và đồ thị I-d quá trình sấy có đốt nóng trung gian với t_1 và t_2 như nhau cho trên hình 5.5.



Hình 5.5. Sơ đồ nguyên lý và đồ thị I-d của HTS đốt nóng trung gian

a) Quá trình sấy lý thuyết

Cân bằng nhiệt-ẩm cho toàn bộ HTS lý thuyết ta được:

– Thông số TNS trước khi đốt nóng trung gian (điểm C_1):

$$d_{C_{10}} = d_0 + \frac{C_{dx}(d_0)(t_1 - t_2)}{r + C_{ph}t_2} \quad (5.37)$$

$$I_{C_{10}} = C_{pk}t_1 + d_{C_{10}}(r + C_{ph}t_1) \quad (4.58)$$

– Thông số TNS sau TBS khi đốt nóng trung gian (điểm C_2):

$$d_{C_{20}} = d_{C_{10}} + \frac{C_{dx}(d_{C_{10}})(t_1 - t_2)}{r + C_{ph}t_2} \quad (5.39)$$

$$I_{C_{20}} = C_{pk}t_1 + d_{C_{20}}(r + C_{ph}t_1) \quad (5.40)$$

– Lượng không khí khô lý thuyết cần thiết l_0 :

$$l_0 = \frac{l}{d_{C_{20}} - d_0}, \quad \text{kgkk/kggảm} \quad (5.41)$$

– Nhiệt lượng tiêu hao q_0 :

$$q_0 = l_0(I_{C_{20}} - I_0) \quad (5.42)$$

b) Quá trình sấy thực

Khi tính toán quá trình sấy thực có đốt nóng trung gian chúng ta cần tính tổng tổn thất cho từng gian đoạn Δ_1 và Δ_2 . Khi đó, có thể xây dựng

quá trình sấy thực cho từng giai đoạn tương tự như khi không có đốt nóng trung gian. Nếu tính bằng giải tích thì:

$$d_{C_1} = d_0 + \frac{C_{dx}(d_0)(t_1 - t_2)}{(r + C_{ph}t_2) - \Delta_1} \quad (5.43)$$

$$I_{C_1} = C_{pk}t_1 + d_{C_1}(r + C_{ph}t_1) \quad (5.44)$$

$$d_{C_2} = d_{C_1} + \frac{C_{dx}(d_{C_1})(t_1 - t_2)}{(r + C_{ph}t_2) - \Delta_2} \quad (5.45)$$

$$I_{C_2} = C_{pk}t_1 + d_{C_2}(r + C_{ph}t_1) \quad (5.46)$$

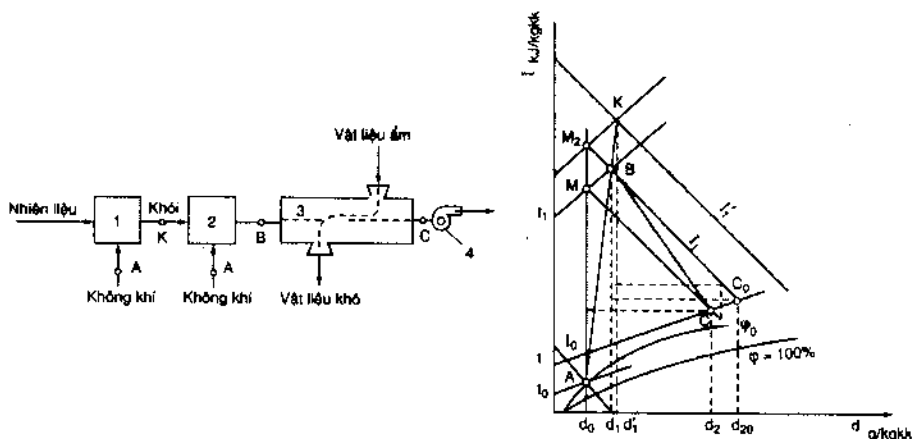
$$l = \frac{1}{d_{C_2} - d_0} \quad (5.47)$$

$$q = l[(I_{C_2} - \frac{\Delta_2}{l}) - I_0] \quad (5.48)$$

Tính toán cân bằng nhiệt-ẩm cho quá trình sấy thực có đốt nóng trung gian có thể thực hiện trên cơ sở hình 5.5.

5.2. CÂN BẰNG NHIỆT - ẨM TRONG THIẾT BỊ SẤY DÙNG KHÓI LÒ LÀM TÁC NHÂN SẤY

Sơ đồ nguyên lý và đồ thị I-d của HTS dùng khói lò làm TNS cho trên hình 5.6. Qua sơ đồ và đồ thị I-d có thể thấy sự khác nhau giữa HTS dùng khói lò và không khí làm tác nhân là xác định trạng thái khói lò trước khi vào TBS khi biết thành phần nhiên liệu và nhiệt TNS trước TBS t_1 . Vấn đề này chúng ta đã giải quyết trong chương 2.



Hình 5.6. Sơ đồ nguyên lý và đồ thị I-d của HTS dùng khói lò làm TNS

5.2.1. Đặc trưng tính toán cân bằng nhiệt-ẩm khi dùng khối lò làm TNS

Các thông số khối lò ở điểm B đã được trình bày trong chương 2. Khi đã biết điểm B thì việc xây dựng quá trình sấy lý thuyết hoặc quá trình sấy thực khi biết tổng tổn thất Δ cũng như tính toán cân bằng nhiệt-ẩm bằng giải tích hoàn toàn tương tự như HTS dùng không khí nóng làm TNS đã trình bày ở phần trên. Dưới đây liệt kê các công thức tính toán khi dùng nhiên liệu rắn như than để thu được khối lò:

$$d_B = \frac{(9H + A) + \alpha L_0 d_0}{\alpha L_0 + \{1 - Tr - (9H + A)\}},$$

$$I_B = C_{pk} t_1 + d_B (2500 + C_{ph} t_1) \quad (5.49)$$

$$d_{C_u} = d_B + \frac{C_{dx}(d_B)(t_1 - t_2)}{r + C_{ph} t_2},$$

$$d_C = d_B + \frac{C_{dx}(d_B)(t_1 - t_2)}{(r + C_{ph} t_2) - \Delta} \quad (5.50)$$

$$I_0 = \frac{1}{d_{C_u} - d_B}, \quad I = \frac{1}{d_C - d_B} \quad (5.51)$$

$$q_0 = I_0 (I_B - I_0), \quad q = I (I_B - I_0) \quad (5.52)$$

Trong các công thức trên: L_0 (kgkk/kgnl) là lượng không khí khô cần thiết để đốt cháy 1kg nhiên liệu với các thành phần: C, H, độ ẩm nhiên liệu A, độ tro Tr và α là hệ số không khí thừa chung cho buồng đốt và buồng hòa trộn. Các công thức tính L_0 và α cho trong chương 2.

5.2.2. Nhiên liệu tiêu hao

Nếu gọi hiệu suất nhiệt buồng đốt là η_{bd} và nhiệt trị cao nhiên liệu là Q_c thì nhiên liệu tiêu hao trong quá trình sấy lý thuyết b_0 và trong quá trình thực b tương ứng bằng:

$$b_0 = \frac{q_0}{Q_c \eta_{bd}}, \quad b = \frac{q}{Q_c \eta_{bd}} \quad (5.53)$$

5.3. HIỆU SUẤT NHIỆT CỦA HỆ THỐNG SẤY

5.3.1. Hiệu suất nhiệt của thiết bị sấy

Thay I_0, I_2 về dạng $I = C_{pk} t + d(r + C_{ph} t)$ vào công thức (5.14) ta có thể viết lại nhiệt lượng tiêu hao cho quá trình sấy thực như sau:

$$q = \{(r + C_{ph} t_2) - C_{ph} t_{v1}\} + I C_{dx}(d_0)(t_2 - t_0) + q_v + q_{cl} + q_{ml}$$

Ký hiệu $q_1 = \{(r + C_{ph}t_2) - C_{ph}t_{v1}\}$ và $q_2 = IC_{dx}(d_0)(t_2 - t_0)$ tương ứng là nhiệt lượng có ích để bay hơi 1kg ẩm và tổn thất nhiệt do TNS mang đi. Khi đó:

$$q = q_1 + q_2 + q_v + q_{ct} + q_{mt} \quad (5.54)$$

Do đó, hiệu suất của TBS η_{TBS} được định nghĩa bằng:

$$\eta_{TBS} = \frac{q_1}{q} \% \quad (5.55)$$

5.3.2. Hiệu suất nhiệt của hệ thống sấy

– Hiệu suất nhiệt HTS dùng không khí nóng làm TNS. Trong trường hợp này nếu gọi q_c và η_c tương ứng là nhiệt lượng tiêu hao và hiệu suất của calorifer thì hiệu suất nhiệt của HTS η_{HTS} bằng:

$$\eta_{HTS} = \frac{q_1}{q_c} = \frac{\eta_{TBS}q}{q_c} = \eta_{TBS}\eta_c \quad (5.56)$$

– Hiệu suất nhiệt HTS dùng khói lò làm TNS. Hiệu suất HTS dùng khói lò làm TNS thường tính theo công thức sau đây:

$$\eta_{HTS} = \frac{q_1}{q + q_w + q_{ht}} \quad (5.57)$$

Trong đó:

q có thể tính theo (5.53) hoặc (5.54);

q_w là nhiệt lượng tiêu hao để bay hơi nước của chính nhiên liệu. Có thể tính q_w bằng:

$$q_w = r(9H + A)b \quad (5.58)$$

q_{ht} là mọi tổn thất nhiệt khác trên đường dẫn khói đến TBS như tổn thất do rò rỉ, tổn thất ra môi trường v.v... Thông thường tổn thất này lấy trong khoảng (0,75 ÷ 0,85).

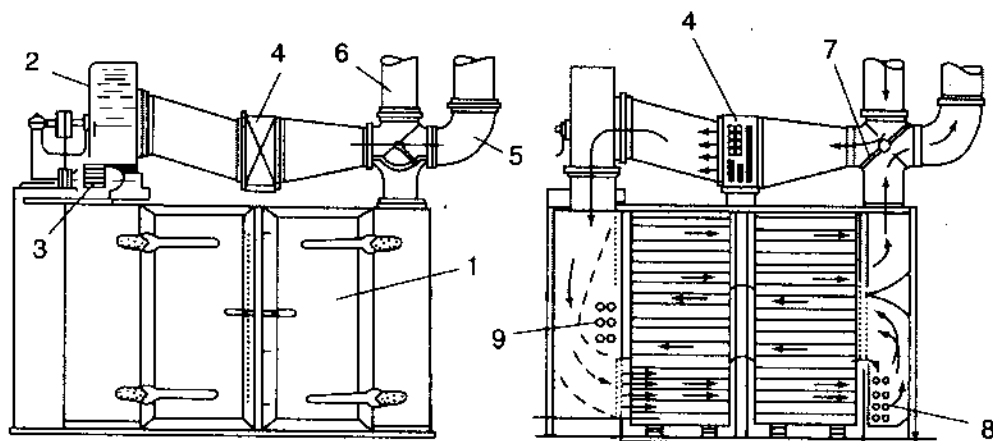
CHƯƠNG 6 THIẾT KẾ HỆ THỐNG SẤY BUỒNG

6.1. CẤU TẠO HỆ THỐNG SẤY BUỒNG

HTS buồng là một trong các HTS đối lưu phổ biến nhất, dùng để sấy các loại VLS khác nhau và thích hợp cho các cơ sở sản xuất nhỏ lẻ, phân tán. HTS buồng có thể được tổ chức trao đổi nhiệt-ẩm bằng đối lưu tự nhiên hoặc đối lưu cưỡng bức. Một trong các HTS đối lưu cưỡng bức dùng quạt hướng trục có đốt nóng trung gian và tái tuần hoàn một phần cho trên hình 6.1 và HTS đối lưu tự nhiên dùng để sấy sơ chế thuốc lá cho trên hình 6.2.

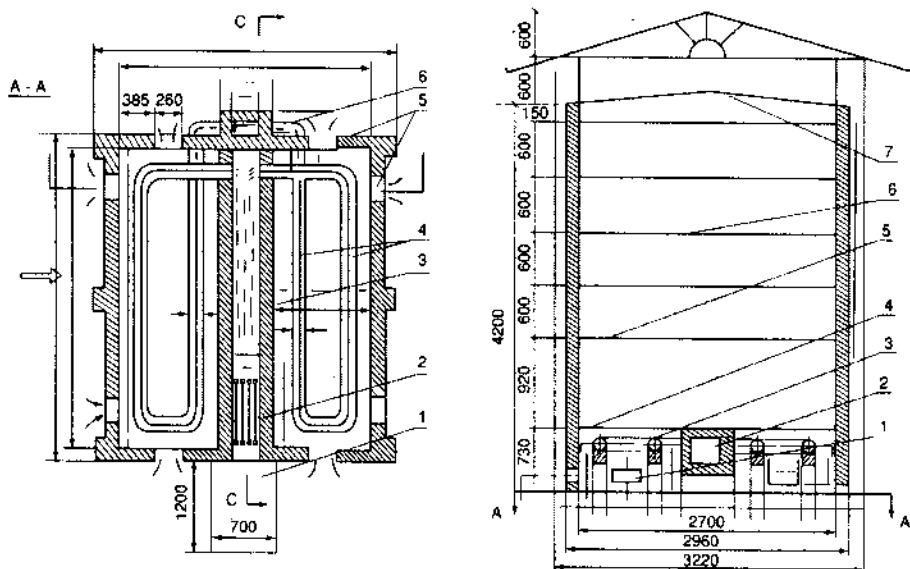
Cấu tạo cơ bản của HTS buồng là buồng sấy. Buồng sấy có thể xây bằng gạch hoặc được chế tạo từ các tấm thép có bọc cách nhiệt. Trong buồng sấy có TBTT. Tùy thuộc vào dạng vật liệu mà ta có các TBTT khác nhau như xe goòng hoặc đơn giản chỉ là các sào gác như trong sấy sơ chế thuốc lá.

Với HTS buồng đối lưu cưỡng bức thì việc bố trí calorifer, quạt và ống thải ẩm có thể tùy ý, chẳng hạn bố trí như hình 6.1. Với các HTS buồng đối lưu tự nhiên thì bắt buộc phải đặt calorifer ở trên nền hầm sấy và ống thải ẩm phải ở đỉnh buồng sấy để đảm bảo nguyên tắc: Không khí nóng nhẹ hơn sẽ từ dưới đi lên xuyên qua VLS thực quá trình trao đổi nhiệt-ẩm và thoát ra ngoài ở đỉnh buồng sấy.



Hình 6.1. HTS buồng đối lưu cưỡng bức

1. Buồng sấy; 2. Quạt hướng trục; 3. Calorifer chính; 4. Calorifer đốt nóng chính; 5. Van con bướm; 6. Ống dẫn không khí ngoài trời vào; 7. Ống thải ẩm; 8, 9. Calorifer đốt nóng trung gian.



Hình 6.2. HTS buồng đối lưu tự nhiên để sấy sơ chế thuốc lá

1. Cửa buồng đốt; 2. Gi lô; 3. Ống đại hòa; 4. Ống tiểu hòa; 5. Cửa lấy gió mới; 6. Ống khói; 7. Tầm hướng ẩm.

6.2. THIẾT KẾ HỆ THỐNG SẤY BUỒNG

Có thể thiết kế HTS buồng theo các bước sau đây:

1. Quyết định chế độ sấy

Chế độ sấy nói chung được hiểu là phương thức tổ chức quá trình trao đổi nhiệt-ẩm trong TBS. Thông thường chế độ sấy được rút ra từ thực nghiệm hay thực tế sản xuất. Cụ thể là:

- Trao đổi nhiệt-ẩm đối lưu tự nhiên hay cưỡng bức.
- Trong chế độ đối lưu cưỡng bức có hồi lưu và đốt nóng trung gian hay không.
- Nhiệt độ TNS vào TBS t_1 và ra khỏi TBS t_2 .
- Thời gian sấy τ .
- Mật độ VLS trên một đơn vị diện tích TBTT.
- Trong HTS đối lưu tự nhiên mà TBTT là xe goòng với các khay sấy thì thời gian và quy trình đảo khay như thế nào v.v...

2. Tính lượng ẩm cần bay hơi trong 1 giờ

$$W = G_1 \frac{\omega_1 - \omega_2}{1 - \omega_2} = G_2 \frac{\omega_1 - \omega_2}{1 - \omega_1} = G_1 \frac{\omega_{k1} - \omega_{k2}}{1 + \omega_{k1}} = G_2 \frac{\omega_{k1} - \omega_{k2}}{1 + \omega_{k2}} \quad (6.1)$$

3. Xác định thông số TNS trước và sau calorifer

$$d_0 = 0,621 \frac{\varphi_0 P_{bh0}}{P - \varphi_0 P_{bh0}}, I_0 = C_{pk} t_0 + d_0(r + C_{ph} t_0) \quad (6.2)$$

$$d_1 = d_0, I_1 = C_{pk} t_1 + d_1(r + C_{ph} t_1) \quad (6.3)$$

4. Tính cân bằng nhiệt-ẩm cho quá trình sấy lý thuyết

Nội dung cơ bản của bước này là xác định trạng thái TNS sau quá trình sấy lý thuyết. Tiếp đó tính lượng không khí khô lý thuyết cần thiết lưu chuyển trong TBS. Với HTS không hồi lưu, không đốt nóng trung gian thì:

$$d_{20} = d_1 + \frac{C_{ax}(d_1)(t_1 - t_2)}{r + C_{ph} t_2}, \varphi_{20} = \frac{P d_{20}}{P_{bh2}(0,621 + d_{20})} \quad (6.4)$$

$$L_0 = \frac{W}{d_{20} - d_0} = \frac{W}{d_{20} - d_1} \quad (6.5)$$

5. Xác định các kích thước cơ bản của buồng sấy và TBTT

Căn cứ vào mật độ VLS trên một đơn vị diện tích TBTT ta quyết định thể tích buồng sấy và sau đó xây buồng sấy nếu buồng sấy được làm bằng gạch. Để thao tác thuận tiện và để TNS phân bố đều đi qua VLS thực hiện quá trình trao đổi nhiệt-ẩm ta lấy khoảng cách giữa TBTT và tường hầm sấy khoảng $\delta \leq (50 \div 100)$ mm.

6. Tính các tổn thất nhiệt có thể có

Trong HTS buồng các tổn thất gồm tổn thất do VLS mang đi q_v , do TBTT mang đi q_t và tổn thất ra môi trường q_{mt} . Trong đó, tổn thất ra môi trường q_{mt} bằng tổng tổn thất bốn tường bao quanh $q_{b\bar{v}}$, tổn thất qua trần buồng sấy q_t và tổn thất qua nền buồng sấy q_n .

a) *Tổn thất bốn tường bao quanh $q_{b\bar{v}}$* được tính như trao đổi nhiệt đối lưu qua tấm phẳng 1 lớp hay n lớp:

$$q_{lb} = \frac{KF(t_{t1} - t_{t2})}{W} \quad \text{với } k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (6.6)$$

Trong đó: $t_{t1} = 0,5(t_1 + t_2)$ và $t_{t2} = t_0$, δ_i và λ_i tương ứng là chiều dày và hệ số dẫn của tường buồng sấy và các lớp cách nhiệt; α_1 và α_2 tương ứng là hệ số trao đổi nhiệt đối lưu phía TNS và phía không khí ngoài trời. Hệ số này có thể tính theo phương trình tiêu chuẩn cho trong các giáo trình truyền nhiệt. Tuy nhiên, trong kỹ thuật sấy chúng ta có thể tính đơn giản hơn như sau:

– Khi đối lưu cưỡng bức:

$$v \leq 5 \text{ m/s thì } \alpha_1 = 6,15 + 4,17v, \text{ W/m}^2\text{K} \quad (6.7)$$

$$v > 5 \text{ m/s thì } \alpha_1 = 7,5v^{0,78} \text{ W/m}^2\text{K} \quad (6.8)$$

Để sử dụng các công thức (6.7) hoặc (6.8) ta phải biết tốc độ TNS đi trong buồng sấy. Tốc độ này sẽ được giả thiết trước trên cơ sở lưu lượng TNS lý thuyết đã tính trên đây và tiết diện tự do của buồng sấy. Sau khi tính xong quá trình sấy thực sẽ phải kiểm tra lại tốc độ TNS đã giả thiết.

– Khi đối lưu tự nhiên, cả α_1 và α_2 có thể tính theo công thức chung sau đây:

$$\alpha_1 = 1,715(t_{f1} - t_{w1})^{1/3} \quad (6.9)$$

$$\alpha_2 = 1,715(t_{w2} - t_{f2})^{1/3} \quad (6.10)$$

Trong đó, t_{w1} và t_{w2} là nhiệt độ mặt trong và mặt ngoài của buồng sấy. Như vậy, để tính α_1 và α_2 ta phải giả thiết t_{w1} hoặc t_{w2} . Giả thiết này sẽ được kiểm tra lại theo công thức:

$$q = \alpha_1(t_{f1} - t_{w1}) = \alpha_2(t_{w2} - t_{f2}) = \frac{\lambda}{\delta}(t_{w1} - t_{w2}) \quad (6.11)$$

b) *Tổn thất qua trần q_{tr}* . Khi hệ số truyền nhiệt qua tường bên k đã xác định, như trên đây thì tổn thất qua trần q_{tr} bằng:

$$q_{tr} = \frac{1,3kF_{tr}(t_{f1} - t_{f2})}{W} \quad (6.12)$$

c) *Tổn thất qua nền buồng sấy q_n* . Tổn thất qua nền phụ thuộc vào kết cấu nền. Trong trường hợp TBS đặt trên nền đất khô ráo và được lãg xi măng thì có thể tính mật độ tổn thất nền q (W/m^2) theo hai thông số: Nhiệt độ trung bình của TNS $t_{f1} = 0,5(t_1 + t_2)$ và khoảng cách x (m) giữa tường TBS với tường phân xưởng cho trong bảng thực nghiệm sau đây:

Bảng 6.1. Tổn thất qua nền q (W/m^2).

$t_{f1}(^{\circ}C)$ x (m)	40	60	80	100	120	140	160
1	35	48	62	74	87	100	113
2	28	39	49	59	70	81	92
3	24	34	43	52	62	71	80
4	33	40	41	48	56	65	69

Khi đó, nếu diện tích nền buồng sấy bằng F_n thì:

$$q_n = \frac{qF_n}{W} \quad (6.13)$$

7. Tính cân bằng nhiệt-ẩm cho quá trình sấy thực. Khi đã xác định được tất cả các tổn thất ta tính được $\Delta = C_a t_{v1} - q_v - q_{ct} - q_{mi}$ và qua đó xác định:

$$d_2 = d_1 + \frac{C_{dx}(d_1)(t_1 - t_2)}{(r + C_{ph}t_2) - \Delta}, \quad \varphi_2 = \frac{pd_2}{p_{bh2}(0,621 + d_2)} \quad (6.14)$$

$$L = \frac{W}{d_2 - d_0} = \frac{W}{d_2 - d_1} \quad (6.15)$$

$$Q = L(I_1 - I_0) \quad (6.16)$$

8. Thiết lập bảng cân bằng nhiệt và tính hiệu suất nhiệt HTS

9. Thiết kế calorifer

Thiết kế calorifer là tính bề mặt truyền nhiệt cần thiết để calorifer cung cấp đủ nhiệt lượng mà TNS cần có theo (6.16). Thiết kế calorifer khí-hơi có cánh rất phức tạp. Độc giả nào có nhu cầu có thể tham khảo trong các sách về "Thiết bị trao đổi nhiệt". Thiết kế calorifer khí-khối đơn giản hơn nhiều và sẽ giới thiệu trong ví dụ dưới đây.

10. Bố trí thiết bị và chọn quạt

11. Tính kinh tế-kỹ thuật của HTS

Ví dụ 6.1

Hãy thiết kế HTS đối lưu tự nhiên để sấy sơ chế thuốc lá với năng suất $G_2 = 100 \text{ kg/mé}$, độ ẩm của VLS $\omega_1 = 90\%$, $\omega_2 = 14\%$. Nhiên liệu là than cám N_4 có các thành phần như trong ví dụ 2.3 với nhiệt trị cao $Q_c = 14850 \text{ kJ/kgnl}$. Không khí ngoài trời có các thông số $(t_0, \varphi_0) = (20^\circ\text{C}, 85\%)$.

Giải

1. Chọn chế độ sấy

Người ta sấy sơ chế thuốc lá theo quy trình công nghệ sau:

– Giai đoạn I. Biến màu và lên hương:

$$t_1 = 35^\circ\text{C}, t_2 = 25^\circ\text{C}, \omega_1 = 90\%, \omega_2 = 85\%, \tau_1 = 28\text{h}$$

– Giai đoạn II. Cố định màu và tiếp tục lên hương:

$$t_1 = 45^\circ\text{C}, t_2 = 28^\circ\text{C}, \omega_1 = 85\%, \omega_2 = 50\%, \tau_2 = 35\text{h}$$

– Giai đoạn III. Sấy khô cưỡng:

$$t_1 = 60^\circ\text{C}, \omega_1 = 50\%, \omega_2 = 12\%, \tau_1 = 60\text{h}$$

– Giai đoạn IV. Hồi ẩm:

$$t_1 = 20^\circ\text{C}, t_2 = 30^\circ\text{C}, \omega_1 = 12\%, \omega_2 = 14\%, \tau_1 = 18\text{h}$$

2. Tính lượng ẩm cần bay hơi trong 1 giờ. Theo quy trình công nghệ trên đây chúng ta phải tính cân bằng nhiệt-ẩm cho từng giai đoạn. Nếu ký hiệu khối lượng và độ ẩm của VLS là G_i^j và ω_i^j với $i = (1, 2)$ (vào và ra) và $j = (I, IV)$ ta tính được khối lượng VLS vào, ra và lượng ẩm cần bay hơi trong mỗi giai đoạn:

- Giai đoạn IV:

$$G_1^{IV} = G_2 \frac{1 - \omega_2^{IV}}{1 - \omega_1^{IV}} = 100 \frac{1 - 0,14}{1 - 0,12} = 98 \text{ kg}$$

$$W_{IV} = 98 - 100 = -2 \text{ kg/m}^2 = -2/18 = -0,111 \text{ kg/h}$$

- Giai đoạn III:

$$G_2^{III} = G_1^{IV} = 98 \text{ kg}, G_1^{III} = G_2^{III} \frac{1 - \omega_2^{III}}{1 - \omega_1^{III}} = 100 \frac{1 - 0,12}{1 - 0,50} = 172 \text{ kg}$$

$$W_{III} = 172 - 98 = 74 \text{ kg/m}^2 = 74/60 = 1,233 \text{ kg/h}$$

- Giai đoạn II:

$$G_2^{II} - G_1^{III} = 172 \text{ kg}, G_1^{II} = G_2^{II} \frac{1 - \omega_2^{II}}{1 - \omega_1^{II}} = 100 \frac{1 - 0,50}{1 - 0,85} = 573 \text{ kg}$$

$$W_{II} = 573 - 172 = 401 \text{ kg/m}^2 = 401/35 = 11,457 \text{ kg/h}$$

- Giai đoạn I:

$$G_2^I = G_1^{II} = 573 \text{ kg}, G_1^I = G_2^I \frac{1 - \omega_2^I}{1 - \omega_1^I} = 100 \frac{1 - 0,85}{1 - 0,90} = 860 \text{ kg}$$

$$W_I = 860 - 573 = 287 \text{ kg/m}^2 = 287/28 = 10,250 \text{ kg/h}$$

Như vậy, với các điều kiện trên đây, để có 100 kg thuốc lá sau khi sấy sơ chế chúng ta cần có 860 kg thuốc lá tươi.

3. Xác định thông số TNS trước và sau calorifer

- Thông số TNS trước calorifer:

$$p_{bht} = \exp \left\{ 12 - \frac{4026,42}{235,5 + 20} \right\} = 0,0233 \text{ bar}$$

$$d_0 = 0,621 \frac{\varphi_0 p_{bht}}{p - \varphi_0 p_{bht}} = 0,621 \frac{0,85 \cdot 0,0233}{\frac{745}{750} - 0,85 \cdot 0,0233} = 0,012 \text{ kg/kgkk}$$

$$\begin{aligned} I_0 &= C_{pk} t_0 + d_0 (r + C_{ph} t_0) \\ &= 1,004 \cdot 20 + 0,012 (2500 + 1,842 \cdot 20) = 52 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

- Thông số TNS sau calorifer từng giai đoạn.

Thay giá trị nhiệt độ t_1 đã chọn cho từng giai đoạn vào công thức định nghĩa $I_1 = C_{pk} t_1 + d_1 (r + C_{ph} t_1)$ ta được:

$$I_1^I = 67 \text{ kJ/kgkk}, I_1^{II} = 77 \text{ kJ/kgkk}, I_1^{III} = 93 \text{ kJ/kgkk}$$

$$d_1^I = d_1^{II} = d_1^{III} = d_0 = 0,012 \text{ kg/kgkk}$$

4. Tính cân bằng nhiệt-ẩm cho quá trình sấy lý thuyết

– Thay giá trị d_1 , $C_{ax}(d_1)$ và nhiệt độ t_1 và t_2 của từng giai đoạn đã chọn trong chế độ sấy vào công thức (5.4) ta được độ chứa hơi của TNS sau quá trình sấy lý thuyết:

$$d_{20}^I = 0,016 \text{ kgk / kgkk}, \quad d_{20}^{II} = 0,019 \text{ kgk / kgkk},$$

$$d_{20}^{III} = 0,024 \text{ kgk / kgkk}$$

– Độ ẩm tương đối của TNS sau quá trình sấy lý thuyết: Thay nhiệt độ t_2 của từng giai đoạn đã chọn vào công thức (2.11) ta tìm được phân áp suất bão hòa của hơi nước sau mỗi giai đoạn:

$$p_{bh2}^I = 0,0315 \text{ bar}; \quad p_{bh2}^{II} = 0,0376 \text{ bar}; \quad p_{bh2}^{III} = 0,0422 \text{ bar}$$

Tiếp đó, thay d_2 và p_{bh2} của từng giai đoạn vào (6.4) ta tìm được độ ẩm tương đối của TNS sau quá trình sấy lý thuyết của từng giai đoạn:

$$\varphi_{20}^I = 81\%; \quad \varphi_{20}^{II} = 79\%; \quad \varphi_{20}^{III} = 89\%$$

– Lượng không khí khô lý thuyết cho từng giai đoạn. Thay lượng ẩm cần bay hơi và độ chứa hơi sau quá trình sấy lý thuyết của từng giai đoạn vào công thức (6.5) ta được:

$$L_0^I = 2541 \text{ kgkk / h}; \quad L_0^{II} = 1674 \text{ kgkk / h}; \quad L_0^{III} = 102 \text{ kgkk / h}$$

5. Xác định các kích thước cơ bản của buồng sấy và TBTT. Theo kinh nghiệm ta chọn TBTT là các sào, trên đó treo thuốc lá. Buồng sấy được xây bằng gạch đỏ có chiều dày 250 mm, hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 0,77 \text{ W/m}^2\text{K}$. Kích thước buồng sấy chọn như sau: chiều cao $H = 4200 \text{ mm}$, chiều rộng $B = 2960 \text{ mm}$, chiều dài $L = 3560 \text{ mm}$. Từ đó ta tính được diện tích bốn tường bên $F_{lb} = 55 \text{ m}^2$ và diện tích nền $F_n = 10 \text{ m}^2$.

6. Tính các tổn thất nhiệt có thể có. Trong trường hợp cụ thể của ví dụ này tổn thất của TBTT mang đi có thể bỏ qua. Do đó chúng ta chỉ cần tính tổn thất nhiệt do VLS mang đi và tổn thất ra môi trường.

a) *Tổn thất ra môi trường.* Trong trường hợp này tổn thất nhiệt ra môi trường chỉ là tổn thất nhiệt qua bốn tường bên và tổn thất qua nền.

– Nhiệt độ trung bình của TNS mỗi giai đoạn tính theo công thức $t_f = 0,5(t_1 + t_2)$ ta được:

$$t_{f1}^I = 30^\circ \text{C}; \quad t_{f1}^{II} = 36,5^\circ \text{C}; \quad t_{f1}^{III} = 45^\circ \text{C}$$

– Nhiệt độ không khí ngoài trời của cả ba giai đoạn sấy như nhau hay $t_{f2}^I = t_{f2}^{II} = t_{f2}^{III} = 20^\circ \text{C}$. Tiếp tục, ứng dụng các công thức (6.9), (6.10) theo phương pháp lập khi chọn trước t_{w1} hoặc t_{w2} và kiểm tra lại bằng công thức (6.11) ta tìm được:

$$t_{w1}^I = 26,5^\circ \text{C}; \quad t_{w2}^I = 23,5^\circ \text{C}; \quad \alpha_1^I = 2,6 \text{ W/m}^2\text{K}; \quad \alpha_2^I = 2,6 \text{ W/m}^2\text{K}; \quad q^I \approx 9 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$t_{w1}^{II} = 31^\circ \text{C}; \quad t_{w2}^{II} = 25,5^\circ \text{C}; \quad \alpha_1^{II} = 3 \text{ W/m}^2\text{K}; \quad \alpha_2^{II} = 3 \text{ W/m}^2\text{K}; \quad q^{II} \approx 16,5 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$t_{w1}^{III} = 37^{\circ}\text{C}; t_{w2}^{III} = 28^{\circ}\text{C}; \alpha_1^{III} = 3,4 \text{ W/m}^2\text{K}; \alpha_2^{III} = 3,4 \text{ W/m}^2\text{K}; q^{III} \approx 27 \text{ W/m}^2\text{K}$$

– Tổn thất qua bốn tường bên.

Thay q^j ($j = \text{I, IV}$) vào công thức $Q'_{ib} = 3,6q^j F_{ib}$ (kJ/h) ta tìm được tổn thất qua bốn bức tường bên cho mỗi giai đoạn:

$$Q'_{ib} = 1782 \text{ kJ/h}; Q''_{ib} = 3276 \text{ kJ/h}; Q'''_{ib} = 5436 \text{ kJ/h}$$

– Tổn thất qua nền. Giả sử tường hầm sấy xây cách tường nhà $x = 1\text{m}$. Theo bảng 6.1 ta tìm được mật độ tổn thất qua nền q_n^j ($j = \text{I, II, III}$) cho từng giai đoạn bằng:

$$q_n^I = 28,5 \text{ W/m}^2; q_n^{II} = 32,7 \text{ W/m}^2; q_n^{III} = 38,3 \text{ W/m}^2$$

Thay q_n^j vào công thức $Q'_n = 3,6q_n F_n$ (kJ/h) ta được:

$$Q'_n = 1026 \text{ kJ/h}; Q''_n = 1177 \text{ kJ/h}; Q'''_n = 1379 \text{ kJ/h}$$

$$\text{Tổn thất ra môi trường cho từng giai đoạn: } q'_{mt} = \frac{Q'_{ib} + Q'_n}{W_j}$$

$$q'_{mt} = 274 \text{ kJ/kg ẩm}; Q'_{mt} = 2809 \text{ kJ/h}$$

$$q''_{mt} = 389 \text{ kJ/kg ẩm}; Q''_{mt} = 4457 \text{ kJ/h}$$

$$q'''_{mt} = 5527 \text{ kJ/kg ẩm}; Q'''_{mt} = 8615 \text{ kJ/h}$$

b) *Tổn thất do VLS mang đi* tính theo công thức chung:

$$Q'_v = G'_2 C_v (\omega_2^j)(t'_{v2} - t'_{v1})$$

Trong đó:

$$G_2^I = 573 \text{ kg}; G_2^{II} = 172 \text{ kg}; G_2^{III} = 98 \text{ kg}$$

$C_v(\omega_2^j) = C_{vk} + (C_a - C_{vk})\omega_2^j$ với $C_{vk} = 1,32 \text{ kJ/kgK}$ là nhiệt dung riêng của thuốc lá khô và $C_a = 4,18 \text{ kJ/kgK}$ là nhiệt dung riêng của nước. Do đó:

$$C_v^I(0,85) = 3,751 \text{ kJ/kgk}; C_v^{II}(0,5) = 2,750 \text{ kJ/kgk};$$

$$C_v^{III}(0,12) = 1,663 \text{ kJ/kgk}$$

$$t'_{v1} = 20^{\circ}\text{C}; t'_{v2} = t'_{t1} = 30^{\circ}\text{C}; t''_{v1} = t''_{v2} = 30^{\circ}\text{C}; t''_{v2} = t''_{t1} = 36,5^{\circ}\text{C};$$

$$t'''_{v1} = t'''_{v2} = 36,5^{\circ}\text{C}; t'''_{v2} = t'''_{t1} = 45^{\circ}\text{C}$$

Thay các giá trị trên đây vào công thức $q'_v = \frac{G'_2 C_v (\omega_2^j)(t'_{v2} - t'_{v1})}{W_j}$ ta tìm được

tổn thất nhiệt do VLS mang đi của ba giai đoạn:

$$q'_v = 1452 \text{ kJ/kg ẩm}; Q'_v = 14883 \text{ kJ/h}$$

$$q_v^{\text{II}} = 433 \text{ kJ/kg ẩm}; Q_v^{\text{II}} = 4961 \text{ kJ/h}$$

$$q_v^{\text{III}} = 1124 \text{ kJ/kg ẩm}; Q_v^{\text{III}} = 1386 \text{ kJ/h}$$

c) *Xác định Δ cho từng giai đoạn*

$$\Delta^{\text{I}} = 4,18.20 - 1452 - 274 = -1642 \text{ kJ/kg ẩm}$$

$$\Delta^{\text{II}} = 4,18.30 - 433 - 389 = -697 \text{ kJ/kg ẩm}$$

$$\Delta^{\text{III}} = 4,18.36,5 - 1124 - 5527 = -6498 \text{ kJ/kg ẩm}$$

7. Tính cân bằng nhiệt-ẩm cho quá trình sấy thực

Theo công thức (6.14), (6.15) và (6.16) ta tìm được độ chứa hơi, độ ẩm tương đối và entanpy của TNS sau quá trình sấy thực và lượng không khí khô thực tế cần thiết cho mỗi giai đoạn.

$$d_2^{\text{I}} = 0,0150 \text{ kg h/kg kk}; \varphi_2^{\text{I}} = 74\%; I_2^{\text{I}} = 63 \text{ kJ/kg kk};$$

$$l^{\text{I}} = 333 \text{ kg kk/kg h}; L^{\text{I}} = 3417 \text{ kg kk/h}$$

$$d_2^{\text{II}} = 0,018 \text{ kg h/kg kk}; \varphi_2^{\text{II}} = 74\%; I_2^{\text{II}} = 74 \text{ kJ/kg kk};$$

$$l^{\text{II}} = 167 \text{ kg kk/kg h}; L^{\text{II}} = 1913 \text{ kg kk/h}$$

$$d_2^{\text{III}} = 0,0158 \text{ kg h/kg kk}; \varphi_2^{\text{III}} = 59\%; I_2^{\text{III}} = 71 \text{ kJ/kg kk};$$

$$l^{\text{III}} = 294 \text{ kg kk/kg h}; L^{\text{III}} = 308 \text{ kg kk/h}$$

Trong thực tế vận hành TBS sơ chế thuốc lá, căn cứ vào lưu lượng không khí khô của các giai đoạn để điều chỉnh cửa lấy gió mới thích hợp cho từng giai đoạn.

8. Cân bằng nhiệt và hiệu suất HTS

a) *Cân bằng nhiệt*. Tổng nhiệt lượng tiêu hao của từng giai đoạn tính theo công thức $q^{\text{I}} = l^{\text{I}}(I_1^{\text{I}} - I_0) \text{ kJ/kg h}$, $Q^{\text{I}} = q^{\text{I}} W^{\text{I}}$ và được:

$$q^{\text{I}} = 5661 \text{ kJ/kg ẩm}, Q^{\text{I}} = 58025 \text{ kJ/h}$$

$$q^{\text{II}} = 4210 \text{ kJ/kg ẩm}, Q^{\text{II}} = 48231 \text{ kJ/h}$$

$$q^{\text{III}} = 12054 \text{ kJ/kg ẩm}, Q^{\text{I}} = 14863 \text{ kJ/h}$$

Nhiệt lượng có ích của từng giai đoạn tính theo công thức $q_1^{\text{I}} = i_2^{\text{I}} - C_a t_{v1}^{\text{I}}$:

$$q_1^{\text{I}} = 2467 \text{ kJ/kg ẩm}, Q_1^{\text{I}} = 25287 \text{ kJ/h}$$

$$q_1^{\text{II}} = 2463 \text{ kJ/kg ẩm}, Q_1^{\text{II}} = 28219 \text{ kJ/h}$$

$$q_1^{\text{III}} = 2460 \text{ kJ/kg ẩm}, Q_1^{\text{III}} = 3033 \text{ kJ/h}$$

Tổn thất nhiệt do TNS mang đi của từng giai đoạn tính theo công thức:

$$q_2^{\text{I}} = l^{\text{I}} C_{\text{vpk}} (t_2^{\text{I}} - t_0) \text{ kJ/kg ẩm}, Q_2^{\text{I}} = q_2^{\text{I}} W^{\text{I}} \text{ kJ/h}$$

$$q_2^{\text{I}} = 1672 \text{ kJ/kg ẩm}, Q_2^{\text{I}} = 17138 \text{ kJ/h}$$

$$q_2^{\text{II}} = 1341 \text{ kJ/kg ẩm}, Q_2^{\text{II}} = 15364 \text{ kJ/h}$$

$$q_2^{\text{III}} = 2952 \text{ kJ/kg ẩm}, Q_2^{\text{III}} = 3640 \text{ kJ/h}$$

Tổng tổn thất nhiệt do tính toán $q_u^j = q_1^j + q_2^j + q_v^j + q_{m}^j$ và $Q_u^j = q_u^j W^j$

$$q_u^{\text{I}} = 5865 \text{ kJ/kg ẩm}; Q_u^{\text{I}} = 6012 \text{ kJ/h}$$

$$q_u^{\text{II}} = 4626 \text{ kJ/kg ẩm}; Q_u^{\text{II}} = 52911 \text{ kJ/h}$$

$$q_u^{\text{III}} = 12063 \text{ kJ/kg ẩm}; Q_u^{\text{III}} = 14874 \text{ kJ/h}$$

Về nguyên tắc, nhiệt lượng tiêu hao q_j hoặc Q_j phải bằng nhiệt lượng đã cho

theo tính toán q_u^j hoặc Q_u^j . Sai số tương đối cho phép là $\varepsilon = \frac{|q^j - q_u^j|}{q^j} \leq 10\%$.

Có thể tóm tắt kết quả cân bằng nhiệt của ba giai đoạn sấy như sau:

Giai đoạn I	kJ/kg ẩm	kJ/h	%
Nhiệt lượng có ích q_1	2467	25287	42
Tổn thất do TNS q_2	1672	17138	28
Tổn thất do VLS q_v	1452	14883	25
Tổn thất ra môi trường q_m	274	1386	5
$q_u = q_1 + q_2 + q_v + q_m$	5865	58694	100
Tổng năng lượng tiêu hao q	5661	58025	
Sai số tương đối ε	-204	- 669	1

Giai đoạn II	kJ/kg ẩm	kJ/h	%
Nhiệt lượng có ích q_1	2463	28219	53
Tổn thất do TNS q_2	1341	15364	29
Tổn thất do VLS q_v	433	4961	9
Tổn thất ra môi trường q_m	389	4457	9
$q_u = q_1 + q_2 + q_v + q_m$	4626	53001	100
Tổng năng lượng tiêu hao q	4210	48234	
Sai số tương đối ε	-416	- 4767	10

Giai đoạn III	kJ/kg ẩm	kJ/h	%
Nhiệt lượng có ích q_1	2460	3033	20
Tổn thất do TNS q_2	2952	3640	24
Tổn thất do VLS q_v	1124	1386	10
Tổn thất ra môi trường q_{mt}	5527	6815	46
$q_{tt} = q_1 + q_2 + q_v + q_{mt}$	12063	14874	100
Tổng năng lượng tiêu hao q	12054	14863	
Sai số tương đối ε	-9	- 11	0

b) *Hiệu suất nhiệt của TBS.* Từ bảng cân bằng nhiệt trên đây có thể rút ra mấy nhận xét sau:

– Giai đoạn I chủ yếu là giai đoạn biến màu và lên hương. Trong kỹ thuật sấy đây là giai đoạn đốt nóng, ẩm thoát ra chưa nhiều với tốc độ sấy bằng:

$$\frac{\omega_1^I - \omega_2^I}{\tau^I} = \frac{(90 - 85)\%}{28} = 0,179 \frac{\%}{h}$$

Hiệu suất nhiệt trong giai đoạn này bằng $\frac{q_1^I}{q_{tt}^I} = 42\%$.

– Giai đoạn II là giai đoạn cố định màu và tiếp tục lên hương. Trong giai đoạn này do ẩm đã nhận được năng lượng trong giai đoạn (I), nay tiếp tục nhận thêm năng lượng với nhiệt độ TNS tương đối lớn nên ẩm bay hơi mạnh với tốc độ sấy:

$$\frac{\omega_1^{II} - \omega_2^{II}}{\tau^{II}} = \frac{(85 - 50)\%}{35} = 1 \frac{\%}{h}$$

Trong kỹ thuật sấy, giai đoạn này gọi là giai đoạn tốc độ sấy không đổi. Hiệu suất nhiệt $\frac{q_1^{II}}{q_{tt}^{II}} = 53\%$.

– Giai đoạn III là giai đoạn sấy khô cưỡng. Cưỡng lá dày và ẩm còn lại là ẩm có liên kết bền vững nên mặc dù nhiệt độ TNS là cao nhất nhưng tốc độ sấy giảm. Trong kỹ thuật sấy, đây là giai đoạn tốc độ sấy giảm dần từ 1%/h xuống còn:

$$\frac{\omega_1^{III} - \omega_2^{III}}{\tau^{III}} = \frac{(50 - 12)\%}{60} = 0,633 \frac{\%}{h}$$

Hiệu suất nhiệt của giai đoạn này là thấp nhất $\frac{q_1^{III}}{q_{tt}^{III}} = 20\%$.

– Hiệu suất trung bình của TBS có thể tính theo công thức:

$$\eta = \frac{42\% \cdot 28 + 53\% \cdot 35 + 20\% \cdot 60}{(28 + 35 + 60)} \approx 34\%$$

9. Thiết kế calorifer

a) Công suất nhiệt mà calorifer cần cung cấp:

– Nhiệt lượng tiêu hao của một mẻ sấy Q:

$$Q = Q^I \tau^I + Q^{II} \tau^{II} + Q^{III} \tau^{III} \\ = 85025.28 + 48234.35 + 14863.60 = 4960670 \text{ kJ}$$

– Công suất nhiệt trung bình Q_{tb} :

$$Q_{tb} = Q/\tau = 4960670/(123.3600) = 11 \text{ kW}$$

– Từ bảng cân bằng nhiệt trên đây có thể thấy công suất nhiệt cực đại Q_{cd} chính là công suất nhiệt trong giai đoạn (I) và bằng:

$$Q_{cd} = 58025/3600 = 16 \text{ kW}$$

Chúng ta sẽ sử dụng công suất cực đại trong việc tính bề mặt truyền nhiệt của calorifer.

b) Thiết kế calorifer

– Các dữ liệu kết cấu. Trong HTS đối lưu tự nhiên ta sử dụng ống “đại hòa” và “tiểu hòa” bằng sành như hình 6.2 với đường kính “đại hòa” $D_2/D_1 = 560/300 \text{ mm}$, dài $L = 3200 \text{ mm}$ và “tiểu hòa” với $d_2/d_1 = 130/100 \text{ mm}$, dài $l = 1500 \text{ mm}$. Hệ số dẫn nhiệt của sành $\lambda = 1,45 \text{ W/mK}$. Nhiên liệu là than cám N_4 có nhiệt trị 14850 kJ/kg . Cả ống “đại hòa” và “tiểu hòa” đều đặt nằm ngang thỏa mãn điều kiện $D_2/D_1 < 2$ và $d_2/d_1 < 2$. Do đó, có thể tính truyền nhiệt giữa khối lò và không khí xung quanh qua ống “đại hòa” và “tiểu hòa” như truyền nhiệt qua tấm phẳng với diện tích truyền nhiệt tính theo đường kính trung bình:

$$D_{tb}^{dh} = \frac{560 + 300}{2} = 430 \text{ mm}$$

$$\text{và } d_{tb}^{th} = \frac{130 + 100}{2} = 115 \text{ mm}$$

– Các dữ liệu tính toán. Than cám N_4 có thể cho nhiệt độ sau buồng đốt trên 1000°C . Do đó, ta chọn khối lò đi trong ống “đại hòa” có nhiệt độ $t_{t1}^{dh} = 800^\circ\text{C}$ và đi trong ống “tiểu hòa” có $t_{t1}^{th} = 400^\circ\text{C}$. Như vậy, dữ liệu tính toán calorifer sẽ là:

+ Với ống “đại hòa”:

$$t_{t1}^{dh} = 800^\circ\text{C}; t_{t2}^{dh} = 35^\circ\text{C}; 45^\circ\text{C}; 60^\circ\text{C}; \delta_{tb}^{dh} = 0,130 \text{ m}; D_{tb}^{dh} = 0,430 \text{ m}$$

+ Với ống “tiểu hòa”

$$t_{t1}^{th} = 400^\circ\text{C}; t_{t2}^{th} = 35^\circ\text{C}; 45^\circ\text{C}; 60^\circ\text{C}; \delta_{tb}^{th} = 0,015 \text{ m}; d_{tb}^{th} = 0,115 \text{ m}$$

– Mật độ dòng nhiệt truyền qua ống “đại hòa” và “tiểu hòa”. Trong ống “đại hòa” và “tiểu hòa” khối đối lưu tự nhiên; ngoài ống “đại hòa” và “tiểu hòa” không

khí cũng nhận nhiệt bằng đối lưu tự nhiên. Do đó, sử dụng phương pháp tính lặp như trên khi tính tổn thất nhiệt qua tường buồng sấy ta tìm được mật độ dòng nhiệt q (W/m^2) truyền qua ống “đại hòa”, “tiểu hòa” trong từng giai đoạn sấy như sau:

$$\text{Ống “đại hòa”}: q^I = 2380 \text{ W/m}^2; q^{II} = 2349 \text{ W/m}^2; q^{III} = 2294 \text{ W/m}^2$$

$$\text{Ống “tiểu hòa”}: q^I = 1599 \text{ W/m}^2; q^{II} = 1544 \text{ W/m}^2; q^{III} = 1461 \text{ W/m}^2$$

– Mật độ dòng nhiệt trung bình. Kết quả này cho thấy, mật độ dòng nhiệt truyền qua ống “đại hòa” và “tiểu hòa” trong giai đoạn III là bé nhất. Vì vậy chúng ta sẽ lấy mật độ dòng nhiệt trung bình q_{tb} của giai đoạn này làm cơ sở tính bề mặt truyền nhiệt:

$$q_{tb} = 0,5(2294 + 1461) = 1877 \text{ W/m}^2$$

– Diện tích bề mặt truyền nhiệt của calorifer F.

$$F = Q_{cđ}/q_{tb} = 16000/1877 = 9 \text{ m}^2$$

Trong đó:

$$F^{dh} = \pi D_{ib}^{dh} L = \pi \cdot 0,430 \cdot 3,2 = 4 \text{ m}^2$$

$$F^{th} = \pi d_{ib}^{th} l = \pi \cdot 0,115 \cdot 15 = 5 \text{ m}^2$$

10. Nhiên liệu tiêu hao. Buồng đốt trong HTS này như hình 6.2 được đặt ngay dưới buồng sấy trước khi vào ống “đại hòa” nên có thể lấy hiệu suất nhiệt buồng đốt $\eta_{bd} = 0,85$. Do đó suất tiêu hao nhiên liệu b tính cho 1kg sản phẩm bằng:

$$b = \frac{Q}{Q_c \eta_{bd} G_2} = \frac{4960670}{14850 \cdot 0,85 \cdot 100} \approx 4 \frac{\text{kgnl}}{\text{kgsp}}$$

11. Nhận xét chung

Trong các tính toán trên đây thì tính tổn thất nhiệt và đặc biệt tổn thất nhiệt ra môi trường là khá phức tạp. Tổn thất nhiệt ra môi trường trung bình bằng:

$$q_{mt} = \frac{q_{mt}^I \tau^I + q_{mt}^{II} \tau^{II} + q_{mt}^{III} \tau^{III}}{\tau^I + \tau^{II} + \tau^{III}} = \frac{5.28 + 9.35 + 46.18}{28 + 35 + 18} = 15\%$$

Do đó, khi tính toán sơ bộ cho các HTS buồng đối lưu tự nhiên để sấy sơ chế thuốc lá độc giả không cần tính chính xác như ví dụ trên đây mà có thể lấy gần đúng tổn thất này khoảng 15%.

Thuốc lá chỉ thu hoạch trong khoảng hai tháng trước, sau Tết. Vì vậy, có thể sử dụng HTS buồng đối lưu tự nhiên trên đây để sấy các VLS khác, chẳng hạn sấy vài thiếu (thu hoạch khoảng tháng 5, tháng 6) hoặc các nông sản khác như khoai lát hay sắn lát v.v...

6.3. CHẾ ĐỘ SẤY MỘT SỐ NÔNG - LÂM - HẢI SẢN TRONG CÁC HỆ THỐNG SẤY BUỒNG

Chế độ sấy trong HTS buồng được hiểu là cách tổ chức quá trình trao đổi nhiệt-ẩm giữa TNS và VLS. Nó phụ thuộc vào nhiều yếu tố như trao đổi nhiệt-ẩm đối lưu tự nhiên hay cưỡng bức, hồi lưu hay không hồi lưu, tốc độ và nhiệt độ TNS, năng suất và chiều dày lớp vật liệu trên TBTT v.v... Nói chung nó chỉ được xác định cho một HTS cụ thể. Dưới đây giới thiệu một số chế độ sấy có tính chất định hướng để bạn đọc tham khảo khi thiết kế một HTS buồng cụ thể.

6.3.1. Chế độ sấy gỗ trong hệ thống sấy buồng của Nga

Chế độ sấy gỗ phụ thuộc vào loại gỗ, độ ẩm ban đầu, kích thước cũng như phương thức tổ chức quá trình sấy. Hơn nữa, yêu cầu cơ bản của sấy gỗ là tránh nứt nẻ, cong vênh nên trong sấy gỗ người ta cần khống chế tốc độ thoát ẩm qua thể sấy $\varepsilon = t - t_w$, trong đó t và t_w là nhiệt độ nhiệt kế khô và nhiệt độ nhiệt kế ướt của TNS.

– Quan hệ giữa nhiệt độ TNS và độ ẩm ban đầu của VLS. Bảng 6.2 dưới đây giới thiệu một số chế độ nhiệt độ TNS phụ thuộc độ ẩm ban đầu của VLS trong các HTSB để sấy gỗ.

Bảng 6.2. (xem trang 85)

– Quan hệ giữa chế độ nhiệt độ sấy với kích thước và chủng loại gỗ

Bảng 6.3.

Loại gỗ	Chế độ nhiệt độ với chiều dày VLS (mm)							
	>22	20÷30	30÷40	40÷50	50÷60	60÷70	70÷85	85÷100
Thông	2E	3D	3C	4C	4B	5B	6C	7B
Dẻ	4D	5C	6C	6B	7B	8B	9B	–
Sồi	5D	6C	6B	7B	7C	8B	8B	–

– Tốc độ TNS và thời gian sấy tương ứng

Bảng 6.4.

v (m/s)	0,5	0,75	1	1,5
τ (h)	1000	300 ÷ 1000	80 ÷ 300	80

6.3.2. Một số chế độ sấy gỗ ở Việt Nam

a) Nhóm gỗ

Ở Việt Nam gỗ được phân theo 5 nhóm như bảng 6.5.

Bảng 6.2.

Độ ẩm gỗ ω_1 (%)		Chế độ sấy																			
		1		2		3		4		5		6		7		8		9		10	
		t°C	ϵ	t°C	ϵ	t°C	ϵ	t°C	ϵ	t°C	ϵ	t°C	ϵ	t°C	ϵ	t°C	ϵ	t°C	ϵ	t°C	ϵ
A	> 30	90	4	82	3	75	3	69	3	63	2	57	2	52	2	-	-	-	-	-	-
	20 ÷ 30	95	7	87	6	80	6	73	6	67	5	61	5	55	4	-	-	-	-	-	-
	< 20	120	32	108	27	100	26	91	24	83	22	77	21	70	20	-	-	-	-	-	-
B	> 30	90	5	82	4	75	4	69	4	63	3	57	3	52	3	47	2	42	2	38	2
	20 ÷ 30	95	9	87	8	80	8	73	7	67	6	61	6	55	5	50	5	45	4	41	4
	< 20	120	34	108	29	100	28	91	25	83	23	77	22	70	21	62	18	57	17	52	16
C	> 30	90	7	82	6	75	5	69	5	63	4	57	4	52	4	47	3	42	3	38	3
	20 ÷ 30	95	11	87	10	80	9	73	8	67	7	61	7	55	7	50	6	45	5	41	5
	< 20	120	36	108	31	100	29	91	26	83	24	77	23	70	22	62	19	57	18	52	17
D	> 30	90	9	82	8	75	7	69	6	63	5	57	5	52	5	47	4	42	4	38	4
	20 ÷ 30	95	13	87	12	80	11	73	10	67	9	61	9	55	8	50	7	45	6	41	6
	< 20	120	37	108	33	100	31	91	28	83	25	77	25	70	23	62	20	57	19	52	18
E	> 30	90	11	82	10	75	9	69	8	63	7	57	6	52	6	-	-	-	-	-	-
	20 ÷ 30	95	15	87	14	80	13	73	12	67	11	61	10	55	9	-	-	-	-	-	-
	< 20	120	38	108	35	100	33	91	30	83	27	77	26	70	24	-	-	-	-	-	-

Bảng 6.5. Bảng phân loại nhóm gỗ Việt Nam

Nhóm gỗ sấy	Chủng loại gỗ
I	Cẩm lai, Giáng hương, Gỗ đỏ (Cà te), Gụ (Gỗ mật), Tắc, Huỳnh đường, Hoàng đàn
II	Cẩm xe, Đinh, Lim xanh, Sến, Kiền Kiền, Nghiến, Sao, Săng mã, Xương cá
III	Bằng lăng, Dầu gió, Chò các loại, Bạch đàn, Cẩm, Gáo vàng
IV	Vên vên, Tràm bông vàng, Dầu rái, Trám, Thông nhựa
V	Gia tỵ (Teech), Thông ba lá, Cao su, Mồ cua, Bạch tùng, Công, Lòng mức, Thị rừng, Điều, Xoài vườn.

b) Một số chế độ sấy gỗ ở Việt Nam

– Chế độ sấy các loại gỗ nhóm I:

Độ ẩm gỗ sấy ω_1 (%)	Nhiệt độ TNS t_1 (°C)	ε	Độ ẩm cân bằng ω_{cb} (%)	Dốc sấy $U = \omega/\omega_{cb}$	Dự kiến thời gian sấy (ngày)
Nº1. Đối với ván 55 – 60 – 65 mm					
> 30	40	2	18		
30 ÷ 25	40	4	14	20	25
25 ÷ 20	40	5	12		35
20 ÷ 15	45	7	10,5		
15 ÷ 10	45	10	8,5	2,0	10
10 ÷ 8	45	15	6		
Nº2. Đối với ván 40 – 45 – 50 mm					
> 30	45	2	18		
30 ÷ 25	45	4	14	20	20
25 ÷ 20	45	5	12,5		28
20 ÷ 15	50	7	10,5		
15 ÷ 10	50	10	8,5	2,0	8
10 ÷ 8	50	20	4		

N ^o 3. Đối với ván 25 – 30 – 55 mm					
> 30	50	2	18		
30 ÷ 25	50	4	14	2,0	13
25 ÷ 20	50	5	13		20
20 ÷ 15	50	7	10,5		
15 ÷ 10	50	10	8,5	2,0	7
10 ÷ 8	50	20	4,5		
N ^o 4. Đối với ván 10 – 15 – 20 mm					
> 30	50	2	18		
30 ÷ 25	50	4	14	2,0	7
25 ÷ 20	50	5	13		11
20 ÷ 15	60	7	10,5		
15 ÷ 10	60	10	9	2,0	4
10 ÷ 8	60	20	5		

– Chế độ sấy các loại gỗ nhóm II:

Độ ẩm gỗ sấy ω_1 (%)	Nhiệt độ TNS t_1 (°C)	ε	Độ ẩm cân bằng ω_{cb} (%)	Dốc sấy $U = \omega/\omega_{cb}$	Dự kiến thời gian sấy (ngày)
N ^o 1. Đối với ván 55 – 60 – 65 mm					
> 30	45	2	18		
30 ÷ 25	45	4	14	2,0	20
25 ÷ 20	45	5	12,5		30
20 ÷ 15	50	13	7		
15 ÷ 10	50	16	6	2,4	10
10 ÷ 8	50	20	4,5		
N ^o 2. Đối với ván 40 – 45 – 50 mm					
> 30	50	2	18		
30 ÷ 25	50	4	14	2,0	15
25 ÷ 20	50	5	13		22
20 ÷ 15	55	13	7		

15 ÷ 10	55	16	6	2,4	7
10 ÷ 8	55	24	3,5		
N ^o 3. Đối với ván 25 – 30 – 55 mm					
> 30	55	2	18		
30 ÷ 25	55	4	14	2,0	10
25 ÷ 20	55	5	13		15
20 ÷ 15	60	13	7		
15 ÷ 10	60	16	6	2,4	5
10 ÷ 8	60	24	4		
N ^o 4. Đối với ván 10 – 15 – 20 mm					
> 30	55	2	18		
30 ÷ 25	55	4	14	2,0	5
25 ÷ 20	55	5	13		8
20 ÷ 15	65	13	7		
15 ÷ 10	65	16	6	2,4	3
10 ÷ 8	65	24	4		

– Chế độ sấy các loại gỗ nhóm III:

Độ ẩm gỗ sấy ω_1 (%)	Nhiệt độ TNS t_1 (°C)	ϵ	Độ ẩm cân bằng ω_{cb} (%)	Đốc sấy $U = \omega/\omega_{cb}$	Dự kiến thời gian sấy (ngày)
N ^o 1. Đối với ván 55 – 60 – 65 mm					
> 30	50	2	18		
30 ÷ 25	50	4	14	2,0	20
25 ÷ 20	50	5	13		27
20 ÷ 15	55	13	7		
15 ÷ 10	55	16	6	2,4	7
10 ÷ 8	55	24	3		

N ^o 2. Đối với ván 40 – 45 – 50 mm					
> 30	55	2	18		
30 ÷ 25	55	4	14	2,0	15
25 ÷ 20	55	5	13		20
20 ÷ 15	60	13	7		
15 ÷ 10	60	16	6	2,4	5
10 ÷ 8	60	24	3,5		
N ^o 3. Đối với ván 25 – 30 – 55 mm					
> 30	60	2	17,5		
30 ÷ 25	60	4	14	2,0	10
25 ÷ 20	60	5	12,5		14
20 ÷ 15	65	13	7		
15 ÷ 10	65	16	6	2,4	4
10 ÷ 8	65	24	4		
N ^o 4. Đối với ván 10 – 15 – 20 mm					
> 30	60	2	17,5		
30 ÷ 25	60	4	14	2,0	4
25 ÷ 20	60	5	12,5		7
20 ÷ 15	70	13	7		
15 ÷ 10	70	16	6	2,4	3
10 ÷ 8	70	24	4		

– Chế độ sấy các loại gỗ nhóm IV:

Độ ẩm gỗ sấy ω_1 (%)	Nhiệt độ TNS t_1 (°C)	ϵ	Độ ẩm cân bằng ω_{cb} (%)	Đốc sấy $U = \omega/\omega_{cb}$	Dự kiến thời gian sấy (ngày)
N ^o 1. Đối với ván 55 – 60 – 65 mm					
> 30	55	3	15,5		
30 ÷ 25	55	5	13	2,4	23
25 ÷ 20	55	7	11		30

20 ÷ 15	60	15	6,5		
15 ÷ 10	60	20	4,5	3,0	7
10 ÷ 8	60	28	3		
N^o2. Đối với ván 40 – 45 – 50 mm					
> 30	60	3	15		
30 ÷ 25	60	5	12,5	2,4	18
25 ÷ 20	60	7	10,5		23
20 ÷ 15	65	15	6,5		
15 ÷ 10	65	20	5	3,0	5
10 ÷ 8	65	28	3		
N^o3. Đối với ván 25 – 30 – 55 mm					
> 30	65	3	15		
30 ÷ 25	65	5	12	2,4	12
25 ÷ 20	65	7	10,5		16
20 ÷ 15	70	15	6,5		
15 ÷ 10	70	20	5	3,0	4
10 ÷ 8	70	28	3		
N^o4. Đối với ván 10 – 15 – 20 mm					
> 30	65	3	15		
30 ÷ 25	65	5	12	2,4	4
25 ÷ 20	65	7	10,5		7
20 ÷ 15	75	15	6,5		
15 ÷ 10	75	20	5	3,0	3
10 ÷ 8	75	28	3		

– Chế độ sấy các loại gỗ nhóm V:

Độ ẩm gỗ sấy ω_1 (%)	Nhiệt độ TNS t_1 (°C)	ϵ	Độ ẩm cân bằng ω_{cb} (%)	Dốc sấy $U = \omega/\omega_{cb}$	Dự kiến thời gian sấy (ngày)
N^o1. Đối với ván 55 – 60 – 65 mm					
> 30	60	4	14		

30 ÷ 25	60	6	11,5	3,0	10
25 ÷ 20	60	9	9		15
20 ÷ 15	65	25	6,5		
15 ÷ 10	65	24	4	4,0	5
10 ÷ 8	65	30	2,5		
N⁰2. Đối với ván 40 – 45 – 50 mm					
> 30	45	4	13,5		
30 ÷ 25	45	6	11	3,0	7
25 ÷ 20	45	9	9		11
20 ÷ 15	50	25	6,5		
15 ÷ 10	50	24	4	4,0	4
10 ÷ 8	50	30	3		
N⁰3. Đối với ván 25 – 30 – 55 mm					
> 30	50	4	13		
30 ÷ 25	50	6	11	3,0	5
25 ÷ 20	50	9	9		8
20 ÷ 15	50	25	5		
15 ÷ 10	50	24	4	4,0	3
10 ÷ 8	50	30	3		
N⁰4. Đối với ván 10 – 15 – 20 mm					
> 30	50	4	13		
30 ÷ 25	50	6	11	3,0	5
25 ÷ 20	50	9	9		5
20 ÷ 15	60	25	5		
15 ÷ 10	60	24	4	4,0	2
10 ÷ 8	60	30	3		

6.3.3. Chế độ sấy một số nông sản trong hệ thống sấy buồng

a) Chế độ sấy khoai tây

– Khoai tây đã gọt vỏ được chần trong nước có nhiệt độ $t_n = (80 \div 85)^{\circ}\text{C}$ trong vòng $\tau_c = (15 \div 30)$ phút.

- Thái lát có chiều dày $\delta \approx 5$ mm hoặc dạng quân cờ có kích thước $(8 \times 8 \times 8)$ mm.
- Sunfit hóa trong dung dịch SO_2 có nồng độ $(0,2 \div 1)\%$
- Chế độ sấy cho trên bảng 6.6

Bảng 6.6.

Giai đoạn	ω_1 (%)	ω_2 (%)	Tốc độ TNS (v/s)	Nhiệt độ TNS t_1 (°C)	Thời gian sấy (phút)
1	75 ÷ 88	—	0,1 ÷ 0,5	47 ÷ 50	90 ÷ 120
2	—	—	0,1 ÷ 0,5	64 ÷ 65	45 ÷ 60
3	—	—	0,1 ÷ 0,5	60	30 ÷ 45
4	—	11 ÷ 14	0,1 ÷ 0,5	50 ÷ 57	30 ÷ 45

b) Chế độ sấy cải bắp

- Thái thành sợi $(3 \div 5)$ mm
- Chần trong nước có $t_n = 90^\circ\text{C}$ hoặc trong dung dịch natri 0,1% trong thời gian $\tau_c = (2 \div 3)$ phút.
- Chế độ sấy cho trên bảng 6.7

Bảng 6.7.

Giai đoạn	ω_1 (%)	ω_2 (%)	Tốc độ TNS (v/s)	Nhiệt độ TNS t_1 (°C)	Thời gian sấy (phút)
1	89 ÷ 94	—	0,1 ÷ 0,5	50 ÷ 60	60 ÷ 90
2	—	—	0,1 ÷ 0,5	64 ÷ 65	40 ÷ 55
3	—	—	0,1 ÷ 0,5	60	30 ÷ 40
4	—	7 ÷ 9	0,1 ÷ 0,5	50 ÷ 57	30 ÷ 40

c) Chế độ sấy cà rốt

- Cà rốt sau khi gọt vỏ chần trong nước có $t_n = (87 \div 88)^\circ\text{C}$ trong thời gian $\tau_c = (6 \div 8)$ phút.
- Sunfit hóa trong dung dịch $(0,2 \div 1)\%$ SO_2 .
- Thái lát có chiều dày $\delta \approx 5$ mm hoặc dạng quân cờ có kích thước $(8 \times 8 \times 8)$ mm.
- Chế độ sấy cho trên bảng 6.8.

Bảng 6.8.

ω_1 (%)	ω_2 (%)	Tốc độ TNS (v/s)	Nhiệt độ TNS $t_1(^{\circ}\text{C})$	Thời gian sấy (phút)
90	7	0,1 ÷ 0,5	70 ÷ 71	180 ÷ 240

d) Chế độ sấy hành tỏi

- Rửa sạch và cắt nhỏ với chiều dài $\delta = (3 \div 5)$ mm
- Chế độ sấy cho trên bảng 6.9.

Bảng 6.9.

Giai đoạn	ω_1 (%)	ω_2 (%)	Tốc độ TNS (v/s)	Nhiệt độ TNS $t_1(^{\circ}\text{C})$	Thời gian sấy (phút)
1	80 ÷ 90	–	0,1 ÷ 0,5	80 ÷ 90	60 ÷ 90
2	–	–	0,1 ÷ 0,5	64 ÷ 65	90

e) Chế độ sấy ớt

- Rửa sạch và thái nhỏ với chiều dài $\delta = (5 \div 10)$ mm
- Chế độ sấy cho trên bảng 6.10.

Bảng 6.10.

Giai đoạn	ω_1 (%)	ω_2 (%)	Tốc độ TNS (v/s)	Nhiệt độ TNS $t_1(^{\circ}\text{C})$	Thời gian sấy (phút)
1	80	–	0,1 ÷ 0,5	70 ÷ 75	60 ÷ 90
2	–	5	0,1 ÷ 0,5	60 ÷ 65	90

g) Chế độ sấy nấm

- Sau khi rửa sạch nấm được chần trong nước với nhiệt độ $t_n = (90 \div 100)^{\circ}\text{C}$ trong thời gian $\tau_c = (2 \div 3)$ phút
- Chế độ sấy cho trong bảng 6.11.

Bảng 6.11.

ω_1 (%)	ω_2 (%)	Tốc độ TNS (v/s)	Nhiệt độ TNS $t_1(^{\circ}\text{C})$	Thời gian sấy (phút)
80 ÷ 90	12 ÷ 14	0,1 ÷ 0,5	60 ÷ 80	120

h) Chế độ sấy chuối

– Chuối sau khi bóc vỏ được sunfit hóa với nồng độ SO_2 (0,2 ÷ 1)% trong thời gian $\tau_s = (5 \div 20)$ phút.

– Chế độ sấy cho trong bảng 6.12.

Bảng 6.12.

Giai đoạn	ω_1 (%)	ω_2 (%)	Tốc độ TNS (v/s)	Nhiệt độ TNS t_1 (°C)	Thời gian sấy (phút)
1	80 ÷ 90	–	0,1 ÷ 0,5	90 ÷ 100	60 ÷ 120
2	–	–	0,1 ÷ 0,5	80 ÷ 55	400 ÷ 420
3	–	–	0,1 ÷ 0,5	60 ÷ 65	400 ÷ 420
4	–	16 ÷ 22	0,1 ÷ 0,5	50 ÷ 57	200 ÷ 240

i) Chế độ sấy vải thiều

– Vải lá và buộc túm, mỗi túm khoảng (2 ÷ 2,5)kg và xếp vào khay sấy.

– Chế độ sấy cho trong bảng 6.13.

Bảng 6.13.

Giai đoạn	ω_1 (%)	ω_2 (%)	Tốc độ TNS (v/s)	Nhiệt độ TNS t_1 (°C)	Thời gian sấy (phút)
1	70 ÷ 80	–	0,1 ÷ 0,5	90 ÷ 100	120
2	–	–	0,1 ÷ 0,5	100 ÷ 120	300 ÷ 360
3		25 ÷ 30	0,1 ÷ 0,5	65 ÷ 70	1200 ÷ 1800

k) Chế độ sấy cùi nhãn

Bảng 6.14.

Giai đoạn	ω_1 (%)	ω_2 (%)	Tốc độ TNS (v/s)	Nhiệt độ TNS t_1 (°C)	Thời gian sấy (phút)
1	70 ÷ 80	–	0,2 ÷ 0,25	95 ÷ 105	180 ÷ 240
2	–	–	0,1 ÷ 0,15	80 ÷ 90	240 ÷ 360
3		18 ÷ 20	0,1 ÷ 0,15	65 ÷ 75	180 ÷ 300

l) Chế độ sấy hồng quả

– Hồng đã chín được gọt vỏ rồi xếp một lớp lên khay sấy có đục lỗ.

– Chế độ sấy cho ở bảng 6.15.

Bảng 6.15.

Giai đoạn	ω_1 (%)	ω_2 (%)	Tốc độ TNS (v/s)	Nhiệt độ TNS $t_1(^{\circ}\text{C})$	Thời gian sấy (phút)
1	80 ÷ 85	–	0,1 ÷ 0,5	95 ÷ 100	45 ÷ 60
2	–	25 ÷ 30	0,1 ÷ 0,5	60 ÷ 65	2820 ÷ 2880

m) Chế độ sấy ngô giống

Gồm 4 giai đoạn:

- Sấy ngô bắp (bảng 6.16a).
- Tách hạt.
- Sấy ngô hạt (bảng 6.16b).

Bảng 6.16a.

ω_1 (%)	ω_2 (%)	Tốc độ TNS (v/s)	Nhiệt độ TNS $t_1(^{\circ}\text{C})$	Thời gian sấy (phút)
30 ÷ 32	17 ÷ 18	0,1 ÷ 0,5	35 ÷ 40	500 ÷ 600

Bảng 6.16b.

ω_1 (%)	ω_2 (%)	Tốc độ TNS (v/s)	Nhiệt độ TNS $t_1(^{\circ}\text{C})$	Thời gian sấy (phút)
17 ÷ 18	9 ÷ 10	0,1 ÷ 0,5	40 ÷ 45	4200 ÷ 4300

– Nhuộm màu.

n) Chế độ sấy thóc trong máy sấy tĩnh vi ngang

Bảng 6.17.

ω_1 (%)	ω_2 (%)	Tốc độ TNS (v/s)	Nhiệt độ TNS $t_1(^{\circ}\text{C})$	Thời gian sấy (phút)
30 ÷ 35	12 ÷ 14	0,1 ÷ 0,5	60 ÷ 100	480 ÷ 600

o) Chế độ sấy thức ăn dạng viên cho tôm cá

Bảng 6.18.

Giai đoạn	ω_1 (%)	ω_2 (%)	Tốc độ TNS (v/s)	Nhiệt độ TNS $t_1(^{\circ}\text{C})$	Thời gian sấy (phút)
1	34 ÷ 35	—	0,1 ÷ 0,5	45 ÷ 50	120 ÷ 180
2	—	12 ÷ 14	0,1 ÷ 0,5	60 ÷ 70	180 ÷ 240

p) Chế độ sấy tôm và cá con

Bảng 6.18.

ω_1 (%)	ω_2 (%)	Tốc độ TNS (v/s)	Nhiệt độ TNS $t_1(^{\circ}\text{C})$	Thời gian sấy (phút)
60 ÷ 85	12 ÷ 14	0,1 ÷ 0,5	60 ÷ 70	420 ÷ 480

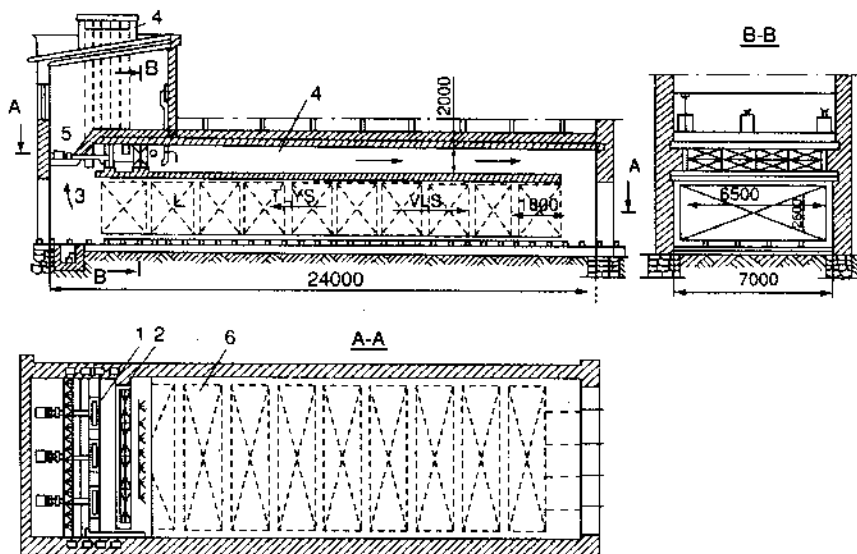
CHƯƠNG 7 THIẾT KẾ HỆ THỐNG SẤY HẦM

7.1. CẤU TẠO HỆ THỐNG SẤY HẦM

Cũng như HTS buồng, HTS hầm là một trong những HTS đối lưu phổ biến nhất. Nếu HTS buồng là sấy từng mẻ với năng suất bé thì HTS hầm có thể sấy liên tục hoặc bán liên tục với năng suất lớn. Tuy nhiên, khác với HTS buồng có thể tổ chức trao đổi nhiệt–ấm đối lưu tự nhiên, trong HTS hầm chỉ có thể là đối lưu cưỡng bức, nghĩa là bắt buộc phải dùng quạt.

TBTT trong HTS hầm có thể là băng tải hoặc gồm nhiều xe goòng. Băng tải trong HTS hầm dạng xích kim loại có nhiệm vụ chứa và vận chuyển VLS, đồng thời cho TNS đi qua băng tải để xuyên qua VLS thực hiện quá trình trao đổi nhiệt–ấm.

Cấu tạo chủ yếu của HTS hầm là hầm sấy dài từ 10 đến 20, 30m, trong đó VLS và TNS thực hiện quá trình trao đổi nhiệt–ấm. Các HTS hầm khác nhau chủ yếu ở cách tổ chức cho TNS và VLS đi cùng chiều, ngược chiều nhau hoặc dích dắc, hồi lưu hay không hồi lưu. Hình 7.1 là kết cấu TBS hầm Shnimod–56 để sấy gỗ có hồi lưu một phần TNS, trong đó gỗ và TNS đi ngược chiều nhau.



Hình 7.1. Cấu tạo hệ thống sấy hầm Shnimod–56

1. Quạt gió; 2. Calorifer; 3. Cửa hút khí; 4. Kênh dẫn gió nóng; 5. Động cơ điện; 6. Vật liệu sấy

7.2. CÁC BƯỚC TÍNH TOÁN HTS HẦM

1. Tính năng suất sấy trong 1 giờ

Năng suất sấy trong HTS hầm là sản lượng thành phẩm trong một năm. Năng suất sấy có thể là G (kg/năm) hoặc V (m^3 /năm). Nếu gọi T là thời gian làm việc trong 1 năm của hầm sấy thì năng suất sấy trong 1 giờ G_2 hoặc V_2 tương ứng bằng:

$$G_2 = \frac{G(1+P)}{T} \text{ kg/h hay } V_2 = \frac{V(1+P)}{T} m^3/h \quad (7.1)$$

Trong đó, P là hệ số tổn thất VLS, có thể lấy $P = (2 \div 3)\%$.

2. Tính lượng ẩm bay hơi trong 1 giờ

$$W = G_1 \frac{\omega_1 - \omega_2}{1 - \omega_2} = G_2 \frac{\omega_1 - \omega_2}{1 - \omega_2} = G_1 - G_2 \quad (7.2)$$

3. Chọn chế độ sấy

Cũng như trong các HTS khác, trong HTS hầm chế độ sấy được hiểu là nhiệt độ TNS vào hầm sấy t_1 và ra khỏi hầm sấy t_2 , sấy một hay nhiều giai đoạn, mật độ VLS trên $1m^2$ khay sấy, hồi lưu hay không hồi lưu, tốc độ TNS, thời gian sấy v.v... Trong đó, nhiệt độ t_1 do khả năng chịu nhiệt của VLS quyết định, còn t_2 phải đảm bảo sao cho TNS đủ xa trạng thái không khí ẩm bão hòa để tránh hiện tượng đọng sương trên bề mặt VLS đã khô. Cũng như các HTS khác, chế độ sấy hầm thường được xác định bằng kinh nghiệm.

4. Xác định thông số TNS trước và sau calorifer

$$d_0 = 0,621 \frac{\varphi_0 P_{bh0}}{p - \varphi_0 P_{bh0}}, I_0 = C_{pk} t_0 + d_0(r + C_{ph} t_0) \quad (7.3)$$

$$d_1 = d_0, I_1 = C_{pk} t_1 + d_1(r + C_{ph} t_1) \quad (7.4)$$

5. Tính toán quá trình sấy lý thuyết

Cũng như trong HTS buồng nội dung cơ bản của bước này là xác định trạng thái TNS sau quá trình sấy lý thuyết với điều kiện φ_{20} đủ xa 100%, chẳng hạn $80\% \leq \varphi_{20} \leq 90\%$. Tiếp đó tính lượng không khí khô lý thuyết cần thiết lưu chuyển trong TBS. Lưu lượng không khí khô lý thuyết cần thiết là một trong hai cơ sở để giả định tốc độ TNS đi trong hầm sấy. Giả định này sẽ được kiểm tra lại sau khi đã tính xong quá trình sấy thực.

Với HTS không hồi lưu, không đốt nóng trung gian thì:

$$L_0 = \frac{W}{d_{20} - d_0} = \frac{W}{d_{20} - d_1} \quad (7.5)$$

Trong đó:

$$d_{20} = d_1 + \frac{C_{dx}(d_1)(t_1 - t_2)}{r + C_{ph}t_2} \quad (7.6)$$

Nếu có hồi lưu một phần TNS với hệ số hồi lưu n thì:

$$L_0 = \frac{W}{d_{20} - d_M} \quad (7.7)$$

$$d_{20} = \frac{\frac{C_{ph}(t_1 - t_2)}{r + C_{ph}t_2} + \frac{d_0(r + C_{ph}t_1)}{(1+n)(r + C_{ph}t_2)}}{1 - \frac{n(r + C_{ph}t_1)}{(1+n)(r + C_{ph}t_2)}} \quad (7.8)$$

$$d_M = \frac{d_0 + nd_{20}}{1 + n} \quad (7.9)$$

6. Xác định các kích thước của hầm sấy

Kích thước hầm sấy được xác định theo năng suất, thời gian sấy, mật độ trên $1m^2$ hầm sấy hoặc khay sấy và kích thước TBTT. Khi xác định kích thước hầm sấy cần lưu ý đến điều kiện lao động của công nhân.

Khi TBTT là xe goòng trên đó chứa các khay sấy thì mỗi xe nên đặt $(10 \div 15)$ khay, mỗi khay chứa không quá $(5 \div 10)kg$ VLS. Nếu gọi G_x là khối lượng VLS của một xe và thời gian sấy là τ thì:

– Số xe goòng thường xuyên có mặt trong hầm sấy n bằng:

$$n = \frac{G_1 \tau}{G_x} \quad (7.10)$$

Khi đó:

– Số hầm sấy cần thiết Z bằng:

$$Z = \frac{n}{(10 \div 15)} \quad (7.11)$$

– Chiều dài hầm sấy L_h :

$$L_h = \frac{n}{Z} L_x + 2L_{bs} \quad (7.12)$$

Trong đó, L_x là chiều dài xe; L_{bs} là chiều dài bổ sung thêm để bố trí TNS vào và ra khỏi TBS. Có thể lấy $L_{bs} = (1000 \div 1500)$ mm.

– Chiều rộng hầm sấy B_h . Để đảm bảo xe goòng chuyển động dễ dàng từ đầu này đến đầu kia của hầm sấy, đồng thời để TNS phân bố đều trong tiết diện hầm ta nên để khe hở giữa tường hầm sấy và xe goòng (hay khay sấy) khoảng 50 mm. Do đó, nếu chiều rộng xe goòng là B_x thì:

$$B_h = B_x + 2.50 = B_x + 100 \quad (7.13)$$

– Chiều cao hầm sấy H_h . Tương tự, nếu H_x là chiều cao xe goòng thì:

$$H_h = H_x + 50 \quad (7.14)$$

– Kích thước phủ bì của hầm sấy. Tùy theo hầm sấy được xây bằng gạch hoặc bằng thép mà ta dễ dàng tính được kích thước phủ bì hầm sấy.

7. Tính tất cả các tổn thất có thể có

Trong HTS hầm thường gồm các tổn thất sau đây:

– Tổn thất do VLS mang đi q_v .

$$q_v = \frac{G_2 C_v (\omega_2) (t_2 - t_0)}{W} \text{ kJ / kg ẩm} \quad (7.15)$$

– Tổn thất do TBTT. Nếu TBTT gồm n_x xe goòng với n_k khay sấy trên đó thì:

$$q_{ct} = q_x + q_k = \frac{n_x G_x C_x (t_{x2} - t_0)}{\tau W} + \frac{n_k G_k (t_{k2} - t_0)}{\tau W} \text{ kJ / kg ẩm} \quad (7.16)$$

– Tổn thất ra môi trường q_{mt} . Tổn thất này tính hoàn toàn như trong HTS buồng. Tuy nhiên, khi tính hệ số trao đổi nhiệt giữa TNS với mặt trong của tường buồng sấy ta phải giả thiết tốc độ TNS trên cơ sở tiết diện tự do của hầm và lượng không khí lý thuyết đã tính trên kia. Khi tính xong quá trình sấy thực ta phải kiểm tra lại giả thiết này.

8. Tính cân bằng nhiệt-ẩm cho quá trình sấy thực

Khi đã xác định được tất cả các tổn thất ta tính được

$\Delta = C_a t_{v1} - q_v - q_{ct} - q_{mt}$ và qua đó xác định:

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

$$\varphi_2 = \frac{pd_2}{p_{bh2} (0,621 + d_2)} \quad (7.17)$$

$$L = \frac{W}{d_2 - d_0} = \frac{W}{d_2 - d_1} \quad (7.18)$$

$$Q = L(I_1 - I_0) \quad (7.19)$$

9. Thiết lập bảng cân bằng nhiệt và tính hiệu suất nhiệt HTS

10. Thiết kế calorifer

Thiết kế calorifer là tính bề mặt truyền nhiệt cần thiết để calorifer cung cấp đủ nhiệt lượng mà TNS cần có, tính theo (7.18).

11. Bố trí thiết bị và chọn quạt

12. Tính kinh tế-kỹ thuật của HTS

Ví dụ 7.1

Thiết kế HTS hầm sấy nấm với năng suất $G_2 = 20$ kg/h. Biết: độ ẩm của nấm trước và sau khi sấy tương ứng bằng: $\omega_1 = 75\%$ và $\omega_2 = 14\%$; năng lượng là hơi nước có áp suất $p = 2$ at.

Giải

1. Lượng ẩm cần bay hơi trong 1 giờ

$$W = G_2 \frac{1 - \omega_2}{1 - \omega_1} = 20 \frac{1 - 0,14}{1 - 0,75} = 68,8 \text{ kg/h}$$

2. Khối lượng nấm đưa vào hầm sấy

$$G_1 = G_2 + W = 20 + 68,8 = 88,8 \text{ kg/h}$$

3. Chọn chế độ sấy. Nấm có thể sấy theo chế độ sau đây:

– TNS và VLS đi ngược chiều nhau với nhiệt độ $t_1 = 65^\circ\text{C}$; $t_2 = 40^\circ\text{C}$.

– Không hồi lưu với thời gian sấy $\tau = 3$ giờ.

4. Tính toán quá trình sấy lý thuyết

– Các thông số không khí ngoài trời. Lấy thông số không khí ngoài trời (t_0 , φ_0) = (20°C , 85%) ta tìm được:

$$d_0 = 0,621 \frac{\varphi_0 p_{\text{bh0}}}{p - \varphi_0 p_{\text{bh0}}} = 0,621 \frac{0,85 \cdot 0,0233}{\frac{745}{750} - 0,85 \cdot 0,0233} = 0,0124 \text{ kg/kgh}$$

$$I_0 = 1,004t_0 + d_0(2500 + 1,842t_0)$$

$$= 1,004 \cdot 20 + 0,0124(2500 + 1,842 \cdot 20) = 51,587 \text{ kJ/kgkk}$$

– Thông số TNS sau calorifer hay trước khi vào hầm sấy:

$$d_1 = d_0 = 0,0124 \text{ kg/kgh}$$

$$C_{dx}(d_1) = 1,004 + 1,842d_1 = 1,004 + 1,842 \cdot 0,0124 = 1,027 \text{ kJ/kgkk}$$

$$I_1 = 1,004 \cdot t_1 + d_1(2500 + 1,842t_1)$$

$$= 1,004 \cdot 65 + 0,0124(2500 + 1,842 \cdot 65) = 97,745 \text{ kJ/kgkk}$$

$$\varphi_1 = \frac{p d_1}{p_{\text{bh1}}(0,621 + d_1)} = \frac{\frac{745}{750} \cdot 0,0124}{0,247(0,621 + 0,0124)} \approx 8\%$$

– Thông số TNS sau quá trình sấy lý thuyết:

$$d_{20} = d_1 + \frac{C_{dx}(d_1)(t_1 - t_2)}{i_2} = 0,0124 + \frac{1,027(65 - 40)}{2573,68} = 0,0224$$

$$\varphi_{20} = \frac{p d_{20}}{p_{\text{bh2}}(0,621 + d_{20})} = \frac{\frac{745}{750} \cdot 0,0224}{0,0732(0,621 + 0,0224)} = 47\%$$

Độ ẩm $\varphi_{20} = 47\%$ còn quá bé. Để giảm tổn thất do TNS mang đi ta có thể chọn lại $t_2 = 32^\circ\text{C}$. Khi đó:

$$d_{20} = d_1 + \frac{C_{dx}(d_1)(t_1 - t_2)}{i_2}$$

$$= 0,0124 + \frac{1,027(65 - 32)}{2558,944} = 0,0256 \text{ kgk/kgk}$$

$$\varphi_{20} = \frac{p d_{20}}{p_{bh2}(0,621 + d_{20})} = \frac{\frac{745}{750} 0,0256}{0,0473(0,621 + 0,0256)} = 83\%$$

Độ ẩm này thỏa mãn điều kiện kinh tế - kỹ thuật: $80\% \leq \varphi_{20} \leq 90\%$.

- Lượng không khí khô lý thuyết cần thiết L_0 :

$$L_0 = \frac{W}{d_{20} - d_1} = \frac{68,8}{0,0256 - 0,0124}$$

$$= 5212 \text{ kgk/h}$$

Thể tích của không khí ẩm ở trạng thái (t_1, φ_1) ứng với 1kg không khí khô theo phụ lục cuối sách $v_0 = 1,001 \text{ m}^3/\text{kgk}$. Do đó, lưu lượng thể tích của TNS bằng:

$$V_0 = 1,001.5212 = 5217 \text{ m}^3/\text{h}$$

5. Xác định kích thước của hầm sấy

- Chọn xe goòng có kích thước $(B_x \times L_x \times H_x) = (1000 \times 800 \times 1200) \text{ mm}$. Mỗi xe đặt 12 khay với kích thước mỗi khay là:

$$(B_k \times L_k \times H_k) = (1000 \times 750 \times 50) \text{ mm}.$$

Trên mỗi khay chứa 2kg nấm tươi. Khi đó, khối lượng VLS trong một xe G_{vlsx} bằng:

$$G_{vlsx} = 2.12 = 24 \text{ kg}$$

- Số xe goòng cần thiết n:

$$n = \frac{G_1 \tau}{G_{vlsx}} = \frac{88,8.3}{24} \approx 12$$

- Kích thước trong hầm sấy:

+ Chiều rộng: $B_h = B_x + 2.50 = 1100 \text{ mm}$

+ Chiều dài hầm sấy: $L_h = nL_x + 2.1000 = 12800 + 2000 = 14800 \text{ mm}$

+ Chiều cao hầm sấy: $H_h = h_x + 50 = 1200 + 50 = 1250 \text{ mm}$

- Kích thước phủ bì hầm sấy. Hầm sấy sẽ được xây bằng gạch có $\delta_1 = 250 \text{ mm}$. Nền hầm sấy sau khi đặt đường ray (sắt chữ L) sẽ được láng xi măng; trần hầm sấy được đổ bê tông xốp, nhẹ có chiều dày $\delta_2 = 70 \text{ mm}$ và trên

đó rải một lớp cách nhiệt bằng bông thủy tinh có chiều dày $\delta_3 = 150$ mm. Như vậy, kích thước phù bì của hầm sấy bằng:

$$+ \text{Chiều rộng B: } B = B_h + 2\delta_1 = 1100 + 500 = 1600 \text{ mm}$$

$$+ \text{Chiều cao H: } H = H_h + \delta_2 + \delta_3 = 1250 + 70 + 150 = 1470 \text{ mm}$$

6. Tính toán nhiệt hầm sấy

- Tổn thất do VLS mang đi q_v

Để tính tổn thất này ta lấy $t_{v2} = (t_1 - 5)^{\circ}\text{C} = 65 - 5 = 60^{\circ}\text{C}$ và nhiệt dung riêng $C_v(\omega_2) = C_k + (C_a - C_k)\omega_2 = 1,46 + (4,18 - 1,46) = 1,841 \text{ kJ/kgK}$. Khi đó:

$$q_v = \frac{G_2 C_v(\omega_2)(t_{v2} - t_{v1})}{W} = \frac{50 \cdot 1,841(60 - 20)}{68,8} = 53,525 \text{ kJ/kgảm}$$

- Tổn thất do TBTT q_{ct} :

+ Tổn thất do xe goòng mang đi: Xe goòng được làm bằng thép CT3 với khối lượng $G_x = 45$ kg, $C_x = 0,5 \text{ kJ/kgK}$. Do đó:

$$q_x = \frac{n G_x C_x (t_{x2} - t_{x1})}{W\tau} = \frac{12 \cdot 45 \cdot 0,5(65 - 20)}{68,8 \cdot 3} = 58,866 \text{ kJ/kgảm}$$

+ Tổn thất do khay mang đi q_k . Khay làm bằng nhôm có đục lỗ với $G_k = 2$ kg, $C_k = 0,86 \text{ kJ/kg}$. Như vậy:

$$q_k = \frac{12 \cdot n G_k C_k (t_{k2} - t_{k1})}{W\tau} = \frac{12 \cdot 12 \cdot 2 \cdot 0,86(65 - 20)}{68,8 \cdot 3} = 54 \text{ kJ/kgảm}$$

+ Tổn thất do TBTT $q_{ct} = q_x + q_k = 58,866 + 54 = 112,886 \text{ kJ/kgảm}$

- Tổn thất ra môi trường:

+ Giả thiết tốc độ TNS trong hầm sấy. Để có cơ sở giả thiết ta tính tốc độ TNS theo quá trình sấy lý thuyết v_0 :

$$v_0 = \frac{V_0}{(B_h H_h - 12 B_k H_k)} = \frac{5217}{(1,1 \cdot 1,25 - 12 \cdot 1,0,05)3600} = 1,9 \text{ m/s}$$

Do lưu lượng thể tích của TNS trong quá trình thực V bao giờ cũng lớn hơn V_0 . Do đó ta giả thiết tốc độ TNS trong quá trình sấy thực $v = 2 \text{ m/s}$. Ta sẽ kiểm tra lại giả thiết này sau khi đã tìm được V .

+ Hệ số trao đổi nhiệt giữa TNS và tường bên k_b : Theo kinh nghiệm, hệ số TĐN đối lưu giữa TNS và tường hầm sấy α_1 và giữa mặt ngoài của tường hầm với môi trường α_2 tương ứng tính theo các công thức:

$$\alpha_1 = 6,15 + 4,17v = 14,48 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$\alpha_2 = 1,715(t_{w2} - t_{t2})^{1/3}$$

Từ đây bằng phương pháp lập theo công thức:

$$q_{bb} = \alpha_1 (t_{t1} - t_{w1}) = (\lambda/\delta_1)(t_{w1} - t_{w2}) = \alpha_2 (t_{w2} - t_{t2})$$

Trong đó: $t_{f1} = 0,5(t_1 + t_2) = 0,5(65 + 32) = 48,5^\circ\text{C}$ và $t_{f2} = t_0 = 20^\circ\text{C}$. Kết quả cho ta: $\alpha_1 = 14,48 \text{ W/m}^2\text{K}$ và $\alpha_2 = 4 \text{ W/m}^2\text{K}$ với sai số của dòng nhiệt không quá 10%. Do đó:

$$k_{ib} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{14,48} + \frac{0,250}{0,77} + \frac{1}{4}} = 1,553 \text{ W/m}^2\text{K}$$

+ Tổn thất qua hai tường bên:

$$q_{ib} = \frac{3,6 \cdot k_{ib} \cdot F_{ib} (t_{f1} - t_{f2})}{W} = \frac{3,6 \cdot 1,553 \cdot 34 (48,5 - 20)}{68,8} = 77,743 \text{ kJ/kg}$$

+ Hệ số trao đổi nhiệt giữa TNS và trần k_{tr} :

$$k_{tr} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{\delta_3}{\lambda_3} + \frac{1}{1,3\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{14,48} + \frac{0,07}{1,55} + \frac{0,15}{0,058} + \frac{1}{1,3 \cdot 4}} = 0,346$$

+ Tổn thất qua trần q_{tr} :

$$q_{tr} = \frac{3,6 \cdot k_{tr} \cdot F_{tr} (t_{f1} - t_{f2})}{W} = \frac{3,6 \cdot 0,346 \cdot 18,56 (48,5 - 20)}{68,8} = 9,577 \text{ kJ/kg}$$

+ Tổn thất qua 2 cửa hầm sấy. Cửa hầm sấy được làm bằng thép có chiều dày $\delta_a = 4 \text{ mm}$ và hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 0,5 \text{ W/m}^2\text{K}$. Do đó:

$$k_c = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_a}{\lambda_a} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{14,48} + \frac{0,005}{0,5} + \frac{1}{4}} = 3,039 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$\begin{aligned} q_c &= \frac{3,6 \cdot k_c \cdot F_c \{ (t_1 - t_0) + (t_2 - t_0) \}}{W} \\ &= \frac{3,6 \cdot 3,039 \cdot 2,352 \{ (65 - 20) + (32 - 20) \}}{68,8} = 21,319 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

+ Tổn thất qua nền. Giả thiết hầm sấy xây cách tường bao 2m. Khi đó với $t_1 = 52,5^\circ\text{C}$ ta tìm được:

$$q_n = \frac{3,6 \cdot 18,56 \cdot 34,866}{68,8} = 33,858 \text{ kJ/kg}$$

Vậy, tổng tổn thất ra môi trường q_{mt} :

$$\begin{aligned} q_{mt} &= q_{ib} + q_{tr} + q_c + q_n \\ &= 77,743 + 9,577 + 21,319 + 33,858 = 142,499 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

-- Tổng tổn thất Δ :

$$\begin{aligned} \Delta &= C_a t_{v1} - q_v - q_{ct} - q_{mt} \\ &= 4,18 \cdot 20 - 53,525 - 112,866 - 142,499 = - 225,3 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

7. Tính toán quá trình sấy thực

– Thông số trạng thái TNS sau quá trình sấy thực:

$$d_2 = d_1 + \frac{C_{ax}(d_1)(t_1 - t_2)}{i_2 - \Delta} = 0,0124 + \frac{1,027(65 - 32)}{2558,944 + 225,3} = 0,0246$$

$$I_2 = I_1 + \Delta(d_2 - d_1) = 97,745 - 225,3(0,0246 - 0,0124)$$

$$I_2 = 95,003 \text{ kJ/kgkk}$$

$$\varphi_2 = \frac{p_{d_2}}{p_{bh2}(0,621 + d_2)} = \frac{745 \cdot 0,0246}{750(0,621 + 0,0246)} = 80\%$$

– Lượng không khí khô thực tế:

$$L = \frac{W}{d_2 - d_1} = \frac{68,8}{0,0246 - 0,0124} = 5639,344 \text{ kgkk/h}$$

$$V = 1,001.L = 1,001.5639,344 = 5645 \text{ m}^3/\text{h}$$

– Kiểm tra lại tốc độ giả thiết:

$$v = \frac{V}{F_{td}} = \frac{5645}{0,775.3600} \approx 2 \text{ m/s.}$$

Tốc độ này xấp xỉ tốc độ đã giả thiết 2 m/s nên mọi tính toán có thể chấp nhận được.

8. Thiết lập bảng cân bằng nhiệt

– Nhiệt lượng có ích q_1 (kJ/kggh):

$$q_1 = i_2 - C_{atv} = 2558,944 - 4,18.20 = 2475,344 \text{ kJ/kggh}$$

– Tổn thất nhiệt do TNS mang đi q_2 (kJ/kggh):

$$q_2 = (L/W)C_{ax}(d_2)(t_2 - t_0) \\ = (5983/68,8).1,027(32 - 20) = 1071,722 \text{ kJ/kggh}$$

– Tổng nhiệt lượng theo tính toán q' (kJ/kggh):

$$q' = q_1 + q_2 + q_v + q_{ct} + q_{m} \\ = 2475,344 + 1071,722 + 53,525 + 112,866 + 142,499 \\ = 3856 \text{ kJ/kggh}$$

– Nhiệt lượng calorifer cần cung cấp q (kJ/kggảm)

$$q = (L/W)(I_1 - I_0) = (5639,344/68,8)(97,745 - 51,587) \\ = 3783 \text{ kJ/kggảm}$$

$$\text{Sai số } \epsilon = \frac{|q - q'|}{q} = \frac{|3783 - 3856|}{3783} \approx 2\%$$

Bảng cân bằng nhiệt

TT	Đại lượng	Ký hiệu	kJ/kg	%
1	Nhiệt lượng có ích	q_1	2475	64
2	Tổn thất do TNS	q_2	1072	28
3	Tổn thất do VLS	q_v	54	1
4	Tổn thất do TBFI	q_{ct}	113	3
5	Tổn thất ra môi trường	q_{mt}	142	4
6	Tổng nhiệt theo tính toán	q'	3856	100
7	Tổng nhiệt lượng tiêu hao	q	3783	100
8	Sai số tương đối	ϵ		2

Nhận xét:

Qua bảng cân bằng nhiệt cho thấy:

– Tổn thất nhiệt do VLS mang đi chỉ chiếm 1%, tổn thất ra môi trường 4% và tổn thất do TBFI mang đi 3%. Tổng các tổn thất này tuy tính rất phức tạp nhưng cũng chỉ chiếm 8%. Trong thực tế, khi thiết kế HTS hầm có thể lấy gần đúng tổng ba tổn thất này khoảng trên dưới 10%.

– Hiệu suất nhiệt của hầm sấy $\eta_h = q_1/q' = 64\%$.

9. Năng suất quạt cần thiết V (m^3/h). Năng suất quạt tùy thuộc vào vị trí đặt quạt. Thường quạt đặt sau calorifer, trước hầm sấy như trong ví dụ này, khi đó năng suất quạt $V = 5645 m^3/h$. Để chọn quạt ta phải tính tổng tất cả các tổn thất cột áp từ trước calorifer đến ống thải ẩm ở cuối hầm sấy. Với HTS hầm như ví dụ này có thể chọn các loại quạt trung áp từ N_4 đến N_6 theo ký hiệu của Nga.

10. Công suất nhiệt của calorifer và lượng hơi cần thiết

– Công suất calorifer Q_c (kW):

$$Q_c = \frac{qW}{\eta_c} = \frac{3856.68,8}{0,75.3600} = 98kW$$

Căn cứ vào Q_c ta có thể chọn được calorifer.

– Lưu lượng hơi cần thiết D (kg/h):

$$D = \frac{Q_c}{r} = \frac{98}{2202} 3600 = 161 \text{ kg/h}$$

Từ lưu lượng hơi cần thiết D (kg/h) kết hợp với các nhu cầu dùng hơi khác như hơi để chần, để sát trùng v.v... ta có thể chọn lò hơi thích hợp.

7.3. CHẾ ĐỘ SẤY CỦA HỆ THỐNG SẤY HẦM VỚI MỘT SỐ NÔNG - LÂM - HẢI SẢN

Cũng như HTS buồng, chế độ sấy trong HTS hầm cũng phụ thuộc nhiều yếu tố như năng suất sấy, mật độ VLS trên 1m^2 TBTT, nhiệt độ và tốc độ TNS v.v... Dưới đây giới thiệu chế độ sấy trong HTS hầm một số nông - lâm - hải sản để độc giả tham khảo khi thiết kế một HTS hầm cụ thể.

7.3.1. Chế độ sấy gỗ trong HTS hầm

a) Thời gian sấy

Thời gian sấy gỗ trong HTS hầm cũng như trong HTS buồng phụ thuộc rất nhiều vào chiều dày, độ ẩm ban đầu, tốc độ TNS, chế độ nhiệt độ v.v... Có thể tham khảo quy luật thời gian sấy theo tốc độ TNS trong hầm sấy sau:

v (m/s)	$\leq 0,5$	0,75	1 m	1,75
τ (h)	> 1000	$1000 \div 300$	$300 \div 80$	≤ 80

b) Chế độ nhiệt độ trong HTS hầm

Chiều dày VLS (mm)	ω_2 (%)				ω_1 (%)	
	(10 ÷ 12)%		(18 ÷ 25)%		$> 50\%$	$\leq 50\%$
	t_1	ϵ	t_1	ϵ	ϵ	ϵ
≤ 22	58	18	55	15	4	6
$22 \div 30$	55	15	53	13	4	6
$30 \div 40$	53	13	51	11	3	5
$40 \div 50$	52	12	50	10	3	5
$50 \div 65$	51	11	49	9	2	4
$65 \div 75$	50	10	48	8	2	4
≤ 22	100	35	92	25	7	10
$22 \div 30$	95	28	88	21	6	9
$30 \div 40$	92	25	85	18	5	8
$40 \div 50$	88	21	83	16	5	8

Chiều dày VLS (mm)	ω_2 (%)				ω_1 (%)	
	(10 ÷ 12)%		(18 ÷ 25)%		> 50%	
	t_1	ϵ	t_1	ϵ	ϵ	ϵ
50 ÷ 65	85	18	81	14	4	7
65 ÷ 75	83	16	79	12	4	6

7.3.2. Chế độ sấy một số nông sản thực phẩm trong hệ thống sấy hầm

a) Sấy khoai tây

- Chân khoai tây bằng nước hoặc hơi ở nhiệt độ (80 ÷ 85)⁰C
- Làm nguội nhanh đến nhiệt độ phòng (30⁰C)
- Thái thành lát dày 5 mm hoặc dạng quân cờ (8 × 8 × 8) mm
- Sunfit hóa trong dung dịch SO₂ nồng độ (02 ÷ 1)%
- Chế độ sấy băng tải: Gồm 4 giai đoạn

$\omega_1 = (75 \div 88)\%$ $\omega_2 = (11 \div 14)\%$ $\phi_2 = (36 \div 40)\%$	t_1 (°C)	Tốc độ TNS (m/s)	Tốc độ băng tải (m/ph)	G_1 (kg/ph)	Thời gian sấy chung τ (phút)
Băng tải I	47 ÷ 50	≥ 0,5	0,16 ÷ 0,31	1,5 ÷ 10,5	185 ÷ 300
Băng tải II	64 ÷ 65	≥ 0,5	0,08 ÷ 0,24		
Băng tải III	60	≥ 0,5	0,05 ÷ 0,16		
Băng tải IV	50 ÷ 57	≥ 0,5	0,05 ÷ 0,12		

b) Chế độ sấy bắp cải

- Thái thành sợi rộng (3 ÷ 5) mm.
- Chân bằng nước hoặc hơi ở nhiệt độ 90⁰C khoảng (2 ÷ 3) phút.
- Có thể sunfit ở nồng độ 0,1% natri.
- Chế độ sấy băng tải: Gồm 4 giai đoạn.

$\omega_1 = (89 \div 94)\%$ $\omega_2 = (7 \div 9)\%$ $\phi_2 = (35 \div 7)\%$	t_1 (°C)	Tốc độ TNS (m/s)	Tốc độ băng tải (m/ph)	G_1 (kg/ph)	Thời gian sấy chung τ (phút)
Băng tải I	50 ÷ 60	≥ 0,5	0,16 ÷ 0,31		160 ÷ 235
Băng tải II	52 ÷ 65	≥ 0,5	0,11 ÷ 0,28		
Băng tải III	50 ÷ 60	≥ 0,5	0,07 ÷ 0,19		
Băng tải IV	40 ÷ 50	≥ 0,5	0,06 ÷ 0,16		

– Chế độ sấy hãm

$\omega_1 = (89 \div 94)\%$ $\omega_2 = (7 \div 9)\%$	$t_1 (^{\circ}\text{C})$	$\phi_2 (\%)$	Tốc độ TNS (m/s)	Thời gian sấy* chung τ (phút)
Giai đoạn I	80	(35 ÷ 37)%	$\geq 0,5$	160 ÷ 235
Giai đoạn II	63			

c) Chế độ sấy các loại rau mùi

– Rửa sạch, để ráo nước và đưa vào sấy (sau thu hoạch không quá 15 giờ).

– Chế độ sấy băng tải:

$\omega_1 = (89 \div 94)\%$ $\omega_2 = (13 \div 14)\%$ $\phi_2 = (40 \div 45)\%$	$t_1 (^{\circ}\text{C})$	Tốc độ TNS (m/s)	Tốc độ băng tải (m/ph)	G_1 (kg/ph)	Thời gian sấy chung τ (phút)
Băng tải I	50 ÷ 60	$\geq 0,5$	0,2	0,8 ÷ 0,9	140 ÷ 160
Băng tải II	50 ÷ 55	$\geq 0,5$	0,13		
Băng tải III	45 ÷ 50	$\geq 0,5$	0,1		
Băng tải IV	40 ÷ 45	$\geq 0,5$	0,1		

d) Chế độ sấy nấm

- Cắt gốc, phân loại kích thước và đem rửa sạch
- Chần bằng hơi nước ở 100°C trong vòng (2 ÷ 3) phút
- Làm nguội và xếp vào khay sấy
- Chế độ sấy hãm: TNS và VLS đi ngược chiều

$\omega_1 (\%)$	$\omega_2 (\%)$	v (m/s)	$t_1 (^{\circ}\text{C})$	τ (h)
70 ÷ 80	12 ÷ 14	0,4 ÷ 0,6	60 ÷ 65	2 ÷ 4

e) Chế độ sấy chuối

– Sau khi bóc vỏ được xử lý hóa chất trong dung dịch canxi clorua (2 ÷ 4)%, natri cacbonat (5%) hoặc sunfit hóa trong dung dịch SO_2 (0,2 ÷ 1)% trong vòng (5 ÷ 20) phút.

– Chế độ sấy: Giai đoạn đầu nhiệt độ TNS $t_1 = (95 \div 100)^{\circ}\text{C}$ để diệt men trong vòng (1 ÷ 2)h, rồi hạ nhiệt độ xuống $t_1 = (80 \div 85)^{\circ}\text{C}$ và khi chuối còn độ ẩm

(30 ÷ 40)% lại tiếp tục giảm nhiệt độ xuống $t_1 = (60 \div 65)^{\circ}\text{C}$. Do đó, có thể tổ chức chế độ sấy hầm cùng chiều với các thông số sau đây:

ω_1 (%)	ω_2 (%)	v (m/s)	$t_1(^{\circ}\text{C})$	τ (h)
80 ÷ 90	18 ÷ 22	0,4 ÷ 0,6	95 ÷ 100	18 ÷ 20

g) Chế độ sấy vải quả

– Vải quả được phân loại và buộc thành từng túm. Xếp một lớp trên khay sấy có đục lỗ.

– TNS và VLS đi ngược chiều nhau.

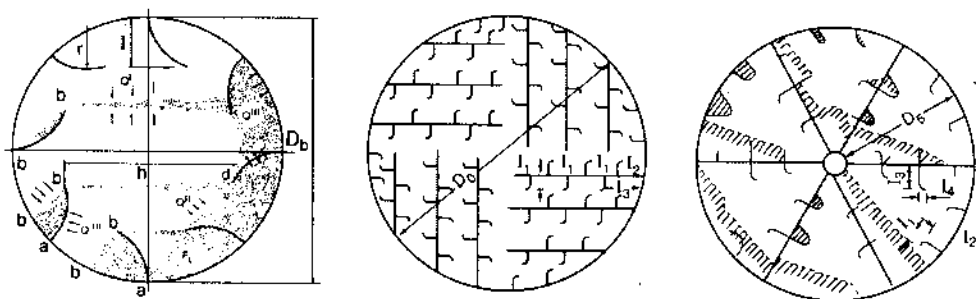
ω_1 (%)	ω_2 (%)	v (m/s)	$t_1(^{\circ}\text{C})$	τ (h)
70 ÷ 80	18 ÷ 22	0,5 ÷ 2	95 ÷ 120	5 ÷ 8

h) Chế độ sấy củ, quả thái lát

ω_1 (%)	ω_2 (%)	v (m/s)	$t_1(^{\circ}\text{C})$	τ (h)
60 ÷ 70	12 ÷ 15	2 ÷ 3	100 ÷ 120	6 ÷ 8

8.1. CẤU TẠO CỦA HỆ THỐNG SẤY THÙNG QUAY

HTS thùng quay là một trong các HTS chuyên dùng để sấy các VLS dạng hạt hoặc mảnh nhỏ như hạt ngũ cốc, mùi chính v.v... Cấu tạo chính của HTS thùng quay là thùng sấy. Thùng sấy là một hình trụ tròn trong đó có đặt các cánh xáo trộn để phân vùng hoặc không. Hình ảnh bên trong của một thùng sấy với các dạng cánh khuấy và hình ảnh trao đổi nhiệt – ẩm trong thùng sấy cho trên hình 8.1.



Hình 8.1. Các dạng cánh khuấy trong thùng sấy

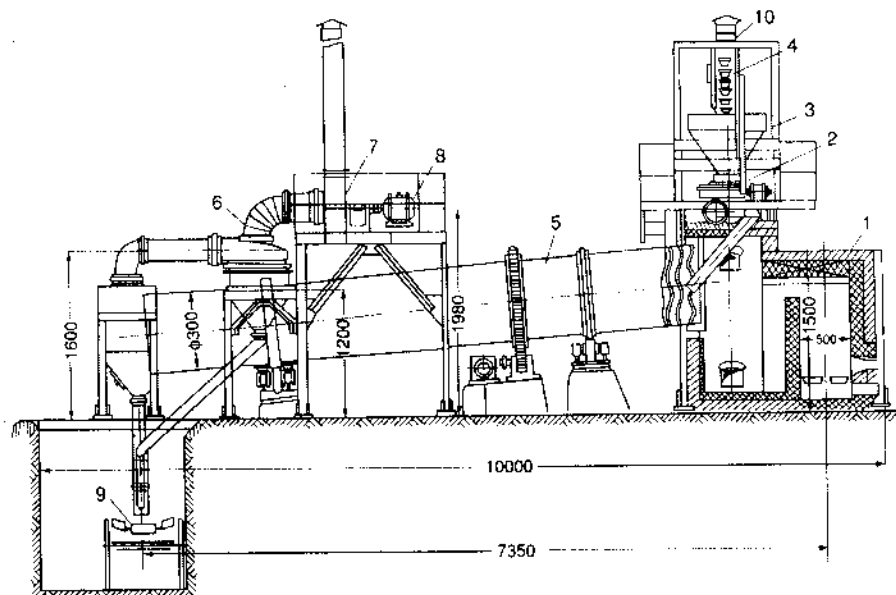
Thùng sấy được đặt nghiêng với mặt phẳng nằm ngang theo tỷ lệ $(1/15 \div 1/50)$ trên hai ổ lăn với một cơ cấu chuyển động nhờ bánh răng. HTS thùng quay dùng để sấy thóc hoặc lúa mỳ ở Mỹ với thùng sấy có đường kính có thể lên đến $(1 \div 2)$ m và chiều dài thùng sấy có thể đến $(15 \div 30)$ m. Nhiệt độ TNS vào TBS có thể bằng $(120 \div 280)^{\circ}\text{C}$ và thời gian sấy nằm trong khoảng $(10 \div 20)$ phút.

HTS thùng quay dùng khối lò làm TNS để sấy lúa mỳ cho trên hình 8.2.

8.2. TÍNH TOÁN HỆ THỐNG SẤY THÙNG QUAY**8.2.1. Các đặc trưng của hệ thống sấy thùng quay**

HTS thùng quay cũng là một HTS đối lưu. Do đó, tính toán nhiệt cho HTS thùng quay cũng tương tự như tính toán nhiệt cho các HTS đối lưu khác, chẳng hạn HTS buồng, HTS hầm v.v... đã trình bày trong các chương trước. Tuy nhiên, quá trình trao đổi nhiệt – ẩm trong TBS thùng quay có những đặc thù riêng. Hơn nữa,

nếu như trong TBS buồng và TBS hầm kích thước TBS được xác định trên cơ sở mật độ VLS trên TBTT và thời gian sấy thì trong TBS thùng quay thể tích thùng sấy được xác định trên cơ sở cường độ bay hơi ẩm trong một đơn vị thời gian sấy. Khi biết được thể tích thùng sấy chúng ta chọn tỷ lệ giữa chiều dài L và đường kính D của thùng sấy thì kích thước TBS hoàn toàn xác định. Dưới đây giới thiệu các đặc trưng của một TBS thùng quay:



Hình 8.2. Cấu tạo của HTS thùng quay

1. Buồng đốt; 2. Đĩa phân phối hạt; 3. Phễu nạp VLS; 4. Gầu tải VLS; 5. Thùng sấy; 6. Xyclon; 7. Ống thải TNS; 8. Động cơ kéo quạt; 9. Băng tải; 10. Ống khói

– *Đặc trưng hình học* là đặc trưng thứ nhất của TBS thùng quay. Theo kinh nghiệm, quan hệ giữa chiều dài L và đường kính D của thùng sấy nằm trong khoảng:

$$\frac{L}{D} = (3,5 \div 7) \quad (8.1)$$

– *Độ điền đầy* hay hệ số điền đầy β là đặc trưng thứ hai của TBS thùng quay. Độ điền đầy β là tỷ số giữa thể tích VLS chiếm chỗ V_{VLS} so với thể tích toàn bộ thùng sấy V:

$$\beta = \frac{V_{VLS}}{V}, \% \quad (8.2)$$

Trong các HTS thùng quay để sấy các loại hạt ngũ cốc (thóc, ngô v.v...) độ điền đầy β có thể lấy từ $(30 \div 40)\%$.

– Cường độ bay hơi ẩm A là đặc trưng thứ ba của TBS thùng quay. Cường độ bay hơi ẩm của thùng sấy A là tỷ số giữa khối lượng ẩm bay hơi trong một đơn vị thời gian sấy W và thể tích thùng sấy:

$$A = \frac{W}{V}, \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \cdot \text{h}} \quad (8.3)$$

Cường độ bay hơi ẩm A ứng với chế độ sấy của một vài loại VLS cho trong bảng 8.1.

Bảng 8.1. Cường độ bay hơi ẩm và chế độ sấy của một số VLS

VLS	ω_1 (%)	ω_2 (%)	t_1 (°C)	t_2 (°C)	A (kg/m ³ h)
Lúa mì	20	14	150 ÷ 200	50 ÷ 80	20 ÷ 30
Ngô	68	12	100 ÷ 300	60 ÷ 100	40 ÷ 50
Gỗ dăm	40	15	350	50 ÷ 80	30 ÷ 40
Đường cát	3	0,15	100	40	8 ÷ 9
Cải củ	84	12	750	100 ÷ 120	185

– Thể tích thùng sấy. Theo các tài liệu tham khảo hiện có, thể tích thùng sấy có thể xác định theo một trong ba phương pháp sau đây:

+ Xác định thể tích thùng sấy theo số liệu thực nghiệm về cường độ bay hơi ẩm cho trong bảng 8.1. Chẳng hạn, khi sấy ngô nếu nhiệt độ TNS vào ra thùng sấy tương ứng bằng (100 ÷ 300)°C và (60 ÷ 100)°C và độ ẩm của VLS giảm từ 68% xuống 12% thì cường độ bay hơi ẩm A = (40 ÷ 50) kg/m³h. Do đó, thể tích thùng sấy V bằng:

$$V = AW = (40 \div 50) W, \quad \text{m}^3$$

Trong đó:

$$W = G_1 \frac{\omega_1 - \omega_2}{1 - \omega_2} = G_2 \frac{\omega_1 - \omega_2}{1 - \omega_1}, \text{kg/h}$$

+ Thể tích thùng sấy còn có thể xác định theo thời gian sấy τ , độ dốc đáy β và khối lượng riêng của khối hạt ρ_{kh} :

$$V = \frac{G_1 \tau}{\rho_{kh} \beta} \quad (8.4)$$

+ Phương pháp do Mykhailov đề xuất: Thể tích thùng sấy được xác định theo công thức sau đây:

$$V = 1,2 \frac{Q}{\alpha_v \Delta t} \quad (8.5)$$

Trong (8.5), Q (kJ) là nhiệt lượng mà TNS đã truyền cho VLS. Nhiệt lượng này gồm: nhiệt lượng truyền bằng đối lưu Q_I giữa dòng VLS và dòng TNS, nhiệt lượng truyền bằng đối lưu Q_{II} giữa TNS và bề mặt lớp VLS và nhiệt lượng do dẫn nhiệt Q_{III} giữa các cánh và vách thùng sấy cho VLS (hình 8.1). α_v (kJ/m³K) là hệ số trao đổi nhiệt đối lưu thể tích và độ chênh nhiệt độ Δt giữa TNS và VLS. Như vậy:

$$Q = Q_I + Q_{II} + Q_{III} \quad (8.6)$$

và

$$\alpha_v = \alpha_{vI} + \alpha_{vII} + \alpha_{vIII} \quad (8.7)$$

Hệ số trao đổi nhiệt đối lưu thể tích α_v cũng chỉ được xác định bằng thực nghiệm và nói chung là khá phức tạp. Hơn nữa, cho đến nay chưa đủ số liệu thực nghiệm để có thể khái quát thành công thức khả dĩ có thể dùng chung cho các loại VLS khác nhau với một số chế độ sấy gặp trong thực tế. Vì vậy, trong cuốn sách này không sử dụng phương pháp này.

8.2.2. Phương pháp tính hệ thống sấy thùng quay để sấy hạt

Thực nghiệm chứng tỏ rằng chất lượng của các hạt ngũ cốc sau khi sấy trong các TBS đối lưu nói chung, trong TBS thùng quay nói riêng phụ thuộc vào thời gian sấy, độ ẩm trước và sau quá trình sấy và nhiệt độ tối đa mà hạt có thể chịu. Dưới đây giới thiệu một phương pháp giải quyết vấn đề đó.

a) Hệ số trao đổi nhiệt khối lượng α_k (kJ/kgK)

Trong truyền nhiệt hệ số trao đổi nhiệt đối lưu được tính cho 1m² bề mặt vật. Trong tính toán HTS thùng quay nói chung Mikhailov đã đưa ra hệ số trao đổi nhiệt thể tích α_v (như đã giới thiệu trong tiết trước) được tính cho 1m³ vật. Khi tính toán HTS thùng quay chuyên dùng để sấy hạt ngũ cốc, Ptisun sử dụng khái niệm hệ số trao đổi nhiệt khối lượng α_k – là nhiệt lượng mà 1kg hạt nhận được trong một đơn vị thời gian khi độ chênh nhiệt độ giữa TNS và VLS bằng một độ. Do đó, cân bằng nhiệt cho 1kg hạt ta có:

$$\alpha_k(t - t_v) = W_g r + C_v(t_{v2} - t_{v1}) \quad (8.8)$$

Trong đó: t – nhiệt độ trung bình của TNS, W_g – lượng ẩm mà 1kg hạt bay hơi, r – nhiệt ẩn hóa hơi, C_v – nhiệt dung riêng của khối hạt, $t_v = 0,5(t_{v1} + t_{v2})$ với t_{v1} và t_{v2} là nhiệt độ VLS trước và sau quá trình đốt nóng.

Xử lý số liệu thí nghiệm khi sấy lúa mỳ với tốc độ TNS $v = 0,5$ m/s cho kết quả sau:

Bảng 8.2. Hệ số trao đổi nhiệt khối lượng khi sấy hạt mỳ

Chiều dày lớp hạt (mm)	200	150	100	50
α_k (kJ/kgK)	117,23	125,604	146,538	221,900

b) Nhiệt độ cho phép của hạt

Theo lý thuyết TNTC, nhiệt độ đốt nóng hạt càng lớn thì tốc độ sấy càng lớn. Tuy nhiên, để đảm bảo chất lượng của hạt sau khi sấy thì nhiệt độ đốt nóng hạt không được vượt một giá trị nào đó. Nhiệt độ cho phép đốt nóng hạt nói chung phụ thuộc vào độ ẩm và thời gian sấy: Độ ẩm càng lớn và thời gian sấy càng dài thì nhiệt độ cho phép càng bé. Có thể tính nhiệt độ cho phép đốt nóng hạt t_h theo công thức thực nghiệm sau:

$$t_h = 20 - 10 \lg \tau + \frac{2350}{0,37(100 - \omega_{th}) + \omega_{th}} \quad (8.9a)$$

Trong đó: τ – thời gian sấy tính bằng phút; ω_{th} – độ ẩm trung bình của vật liệu sấy tính bằng %. Nếu thời gian sấy τ tính bằng giờ và độ ẩm trung bình ω_{th} viết dạng số thập phân và chuyển logarit cơ số 10 sang cơ số e thì (8.9a) sẽ lấy dạng:

$$t_h = 2,218 - 4,343 \ln \tau + \frac{23,5}{0,37 + 0,63\omega_{th}} \quad (8.9b)$$

c) Thời gian sấy hạt

Trong HTS thấp hoặc HTS thùng quay có thể tính thời gian sấy hạt τ (giờ) theo độ ẩm trước ω_1 và sau ω_2 viết dạng thập phân bởi công thức kinh nghiệm dưới đây:

$$\tau = \frac{\omega_1 - \omega_2}{11,1M} - 0,270 \quad (8.10)$$

Hệ số M phụ thuộc vào đường kính trung bình d của hạt cho trong bảng 8.3.

Bảng 8.3. Quan hệ giữa hệ số M trong (8.10) với đường kính hạt d (mm)

d (mm)	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
M10²	1,43	1,25	1,00	0,83	0,70	0,60	0,53	0,47	0,43	0,38

Ví dụ 8.1

Trong một HTS thùng quay dùng để sấy thóc với $\omega_1 = 20\%$, $\omega_2 = 14\%$. Hãy xác định thời gian sấy và nhiệt độ tối đa cho phép đốt nóng vật t_h .

Giải

– Xác định hệ số M: Theo phụ lục ở cuối sách thóc có đường kính trung bình $d = 2,76$ mm. Do đó, hệ số M bằng:

$$M = \left\{ 1 + \frac{1,25 - 1}{(3 - 1)} (3 - 2,76) \right\} 10^{-2} = 1,06 \cdot 10^{-2}$$

– Thời gian sấy τ :

$$\tau = \frac{0,20 - 0,14}{11,11,06 \cdot 10^{-2}} - 0,270 = 0,24 \text{ h} \approx 14 \text{ phút}$$

– Độ ẩm trung bình của thóc:

$$\omega_{tb} = \frac{\omega_1 + \omega_2}{2} = \frac{0,20 + 0,14}{2} = 0,17$$

– Nhiệt độ t_h :

$$t_h = 2,218 - 4,343 \ln 0,24 + \frac{23,5}{0,37 + 0,630,17} = 58^\circ \text{C}$$

d) *Xác định nhiệt độ tác nhân sấy*

Trong HTS thùng quay, TNS và VLS chuyển động cùng chiều. Do đó, nếu gọi t_{v1} , t_{v2} , t_1 và t_2 tương ứng là nhiệt độ VLS và TNS vào và ra khỏi thùng sấy thì độ chênh nhiệt độ trung bình giữa VLS và TNS Δt bằng:

$$\Delta t = \frac{(t_1 - t_{v1}) - (t_2 - t_{v2})}{\ln \frac{(t_1 - t_{v1})}{(t_2 - t_{v2})}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad (8.11)$$

Hoặc gần đúng:

$$\Delta t = \frac{(t_1 + t_2)}{2} - \frac{(t_{v1} + t_{v2})}{2} = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2} \quad (8.12)$$

Trong đó:

– Nhiệt độ TNS ra khỏi thùng sấy t_2 được xác định theo nhiệt độ t_{v2} . Mặt khác, nhiệt độ VLS ra khỏi thùng sấy cũng chính là nhiệt độ tối đa cho phép đốt nóng hạt t_h , xác định theo (8.9). Do đó:

$$t_2 = t_{v2} + (5 \div 10)^\circ \text{C} = t_h + (5 \div 10)^\circ \text{C} \quad (8.13)$$

Như vậy, khi t_2 xác định theo (8.13) thì Δt_2 cũng hoàn toàn được xác định.

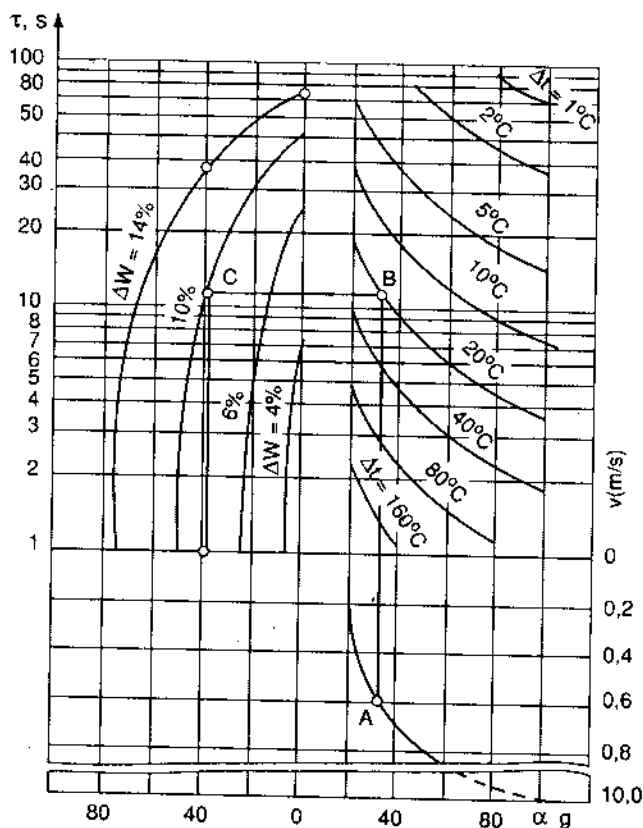
– Nhiệt độ TNS vào thùng sấy t_1 sẽ được xác định nhờ công thức xác định độ chênh nhiệt độ trung bình Δt theo (8.11) hoặc (8.12) và Δt_2 . Khi đó, để chọn nhiệt độ TNS vào thùng sấy t_1 ta phải xác định độ chênh nhiệt độ trung bình Δt .

– Xác định độ chênh nhiệt độ trung bình Δt . Độ chênh nhiệt độ trung bình giữa TNS và VLS phụ thuộc vào tốc độ TNS v (m/s), độ chênh độ ẩm trước và sau quá trình sấy $\Delta \omega$, thời gian tác động trực tiếp τ_r của TNS với nhiệt độ t_1 . Bằng thực nghiệm người ta đã xây dựng được biểu đồ cho phép tính toán Δt khi tính đến các nhân tố kể trên (hình 8.3). Trên biểu đồ đó có các đường cong biểu diễn các quan hệ sau đây:

Quan hệ $\alpha_g = f(v)$ cho ở phía dưới biểu đồ

Quan hệ $\tau_{tr} = f(\Delta\omega)$ được vẽ ở phía trên bên phải biểu đồ

Quan hệ $\Delta t = f(\alpha_g, \tau_{tr})$ cho ở phía trên bên trái của biểu đồ.



Hình 8.3. Biểu đồ xác định độ chênh nhiệt độ trung bình khi sấy hạt

Ví dụ 8.2

Một HTS thùng quay có: tốc độ TNS trong thùng sấy $v = 0,6$ m/s, độ chênh độ ẩm trước và sau quá trình sấy $\Delta\omega = 10\%$ và thời gian đốt nóng trực tiếp $\tau_{tr} = 11,5$ s. Hãy xác định độ chênh nhiệt độ trung bình giữa TNS và VLS Δt .

Giải

- Từ $v = 0,6$ m/s ta tìm được điểm A trên đường $\alpha_g = f(v)$ và được $\alpha_g = 32$ kcal/kgK.
- Từ $\tau_{tr} = 11,5$ s và $\Delta\omega = 10\%$ ta tìm được điểm C.
- Từ A và C vẽ hai đường song song với hai trục tọa độ. Hai đường này cắt nhau tại điểm B có độ chênh nhiệt độ trung bình $\Delta t = 20^\circ\text{C}$.

8.2.3. Tính trở lực và chọn quạt

Trở lực các đường ống từ calorifer đến thùng sấy và từ thùng sấy qua ống thải ẩm được tính bình thường như trong các giáo trình thủy khí động học nói chung. Thông thường trở lực này gồm trở lực ma sát và trở lực cục bộ. Trở lực TNS đi trong thùng sấy Δp_{ts} có những đặc thù riêng. Có thể tính Δp_{ts} theo công thức kinh nghiệm sau đây:

$$\Delta p_{ts} = \frac{a \cdot L \cdot v^2 \rho_k \cdot C}{2g \cdot d} \quad (8.14)$$

Trong đó: L – chiều dài thùng sấy, (m); v – tốc độ TNS, (m/s); ρ_k – khối lượng riêng của TNS tính theo nhiệt độ trung bình $t_{tb} = 0,5(t_1 + t_2)$, (kg/m^3); g – gia tốc trọng trường, (m/s^2); d – đường kính hạt và a – hệ số thủy động được tính theo tiêu chuẩn Re:

$$a = 5,85 + \frac{490}{\text{Re}} + \frac{100}{\sqrt{\text{Re}}} \quad (8.15)$$

C – hệ số đặc trưng cho chế độ chặt của lớp hạt:

$$C = \frac{1 - \xi}{\xi^2} \text{ với } \xi = \frac{\rho_v - \rho_{dx}}{\rho_v} \text{ và } \rho_{dx} = \frac{0,25(G_1 + G_2)\beta}{0,75 \cdot 2 \cdot V} \quad (8.16)$$

Trong (8.16): G_1, G_2 tương ứng là khối lượng VLS vào và ra khỏi thùng sấy, β là hệ số diện đầy và V là thể tích thùng sấy.

Ví dụ 8.3

Hãy thiết kế HTS thùng quay để sấy ngô với năng suất $G_2 = 100 \text{ kg/h}$. Biết: Độ ẩm của ngô: $\omega_1 = 18\%$, $\omega_2 = 12\%$; nhiên liệu là than có các thành phần: $C = 85,2\%$; $H = 11,5\%$; $O = 0,6\%$; $S = 0,6\%$; $A = 2\%$ và $Tr = 0,1\%$; không khí ngoài trời có các thông số $(t_0, \varphi_0) = (25^\circ\text{C}, 85\%)$.

Giải

1. Xác định thời gian sấy: Theo phụ lục 7 cuối sách ngô có đường kính trung bình $d = 7,5 \text{ mm}$. Theo bảng 8.2 ta có $M = 0,5 \cdot 10^{-2}$. Do đó thời gian sấy bằng:

$$\tau = \frac{0,18 - 0,12}{11,10 \cdot 5 \cdot 10^{-2}} - 0,270 \approx 0,8 \text{ h}$$

2. Khối lượng ẩm cần bay hơi trong 1 giờ W :

$$W = G_2 \frac{\omega_1 - \omega_2}{1 - \omega_1} = 100 \frac{0,18 - 0,12}{1 - 0,18} = 7,320 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

3. Khối lượng VLS vào TBS G_1 :

$$\begin{aligned} G_1 &= G_2 + W = 100 + 7,320 \\ &= 107,320 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

4. Xác định các kích thước của thùng sấy:

– Thể tích thùng sấy V_{ts} . Khối lượng riêng của ngô có thể lấy gần đúng như lúa mì. Theo phụ lục cuối sách $\rho_v = 795 \text{ kg/m}^3$. Hệ số giãn đầy β , theo kinh nghiệm lấy $\beta = 0,3$. Khi đó:

$$V_{ts} = \frac{G_1 \tau}{\rho_v \beta} = \frac{107,320,0,8}{795,0,3} = 0,36 \text{ m}^3$$

– Xác định đường kính và chiều dài thùng sấy. Chọn tỷ lệ $L/D = 6$, khi đó đường kính thùng sấy D bằng:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V_{ts}}{6\pi}} = \sqrt[3]{\frac{0,36}{6\pi}} = 0,45 \text{ m}$$

$$L = 6D = 6,0,45 = 2,7 \text{ m}$$

5. Xác định nhiệt độ TNS vào và ra TBS

– Xác định độ chênh nhiệt độ trung bình Δt . Chọn tốc độ quay của thùng sấy $n = 5$ vòng/phút và giả thiết rằng lớp VLS nằm trên bề mặt thùng sấy chỉ trong khoảng $1/4$ vòng quay. Do đó, thời gian khu trú τ_{kt}

$$\tau_{kt} = \frac{60}{5,4} = 3 \text{ s}$$

Từ $\tau_{kt} = 3 \text{ s}$ và $\Delta\omega = \omega_1 - \omega_2 = 0,18 - 0,12 = 0,06 = 6\%$ ta tìm được điểm C (biểu đồ 8.3). Mặt khác, giả thiết tốc độ TNS $v = (0,8 + 5) \text{ m/s}$ từ biểu đồ trên hình 8.3 ta tìm được hệ số trao đổi nhiệt $\alpha_g = 50 \text{ kcal/kgK}$. Tiếp đó, từ điểm A có $\alpha_g = 50 \text{ kcal/kgK}$ ta kẻ đường song song với trục tung gặp đường kẻ qua điểm C song song với trục hoành ta xác định được $\Delta t = 50^\circ\text{C}$.

Nhiệt độ cho phép đốt nóng hạt t_h . Theo (8.9b) ta có:

$$t_h = 2,218 - 4,343 \ln \tau + \frac{23,5}{0,37 + 0,63\omega_{th}}$$

$$t_h = 2,218 - 4,343 \ln 0,8 + \frac{23,5}{0,37 + 0,63 \frac{(0,18 + 0,12)}{2}} = 54^\circ\text{C}$$

– Xác định nhiệt độ TNS ra, vào TBS t_2 và t_1 . Nhiệt độ TNS ra khỏi TBS t_2 lấy theo (8.13):

$$t_2 = t_h + (5 - 10) = 54 + 6 = 60^\circ\text{C}$$

Để đơn giản ta xác định nhiệt độ TNS vào TBS theo độ chênh nhiệt độ trung bình số học, khi đó:

$$\frac{(t_1 - t_{v1}) + (t_2 - t_{v2})}{2} = \frac{(t_1 - 25) + (60 - 54)}{2} = 50$$

Do đó:

$$t_1 = 119^{\circ}\text{C} \approx 120^{\circ}\text{C}$$

Như vậy, chế độ sấy sẽ được xác định như sau: Nhiệt độ TNS vào, ra thùng sấy: $t_1 = 120^{\circ}\text{C}$, $t_2 = 60^{\circ}\text{C}$; thời gian sấy $\tau = 0,8$ h và thùng sấy quay 5 vòng/phút.

6. Tính toán quá trình cháy

– Nhiệt trị nhiên liệu:

$$\begin{aligned} Q_c &= 33858C + 125400H - 10868(O - S) \\ &= 33858.0,852 + 125400.0,115 - 10868(0,006 - 0,006) \\ &= 43268 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

– Không khí khô lý thuyết cần thiết để đốt cháy 1kg nhiên liệu L_0 :

$$\begin{aligned} L_0 &= 11,6C + 34,8H + 4,3(S - O) \\ &= 11,6.0,852 + 34,8.0,115 + 4,3(0,006 - 0,006) \\ &= 13,858 \text{ kgkk/kgnl} \end{aligned}$$

– Tính hệ số không khí thừa chung cho cả buồng đốt và buồng hòa trộn α . Để tính hệ số α ta lấy hiệu suất buồng đốt $\eta_{bd} = 0,75$. Mặt khác, các tính toán trước đây đã cho ta thông số không khí ngoài trời khi $(t_0, \varphi_0) = (25^{\circ}\text{C}, 85\%)$ có: $d_0 = 0,017$ kgám/kgkk; $l_0 = 68,383$ kJ/kgkk; $i_{a0} = 2546$ kJ/kg.

Ứng với $t_1 = 120^{\circ}\text{C}$ ta có $i_a = 2500 + 1,842.120 = 2721$.

Khi đó:

$$\alpha = \frac{Q_c \eta_{bd} + C_{nl} t_{nl} - (9H + A) i_a - [1 - (9H + A + Tr)] C_{pk} t_1}{L_0 [d_0 (i_a - i_{a0}) + C_{pk} (t_1 - t_0)]}$$

Thay số được: $\alpha \approx 15$

– Độ chứa hơi của khối lò trước TBS d_1 :

$$\begin{aligned} d_1 &= \frac{9H + A + \alpha L_0 d_0}{(\alpha L_0 + 1) - [Tr + (9H + A)]} \\ &= \frac{9.0,115 + 0,02 + 15.13,858.0,017}{(15.13,858 + 1) - [0,001 + (9.0,115 + 0,02)]} = 0,022 \end{aligned}$$

– Độ ẩm tương đối của TNS trước khi vào TBS φ_1 :

$$\varphi_1 = \frac{\frac{p}{750} d_1}{p_{bhl} (0,621 + d_1)} \frac{745}{1,982(0,621 + 0,022)} \approx 2\%$$

– Entanpy của khối lò trước TBS I_1 :

$$I_1 = 1,004.t_1 + d_1(2500 + 1,842.t_1) \\ = 1,004.120 + 0,022(2500 + 1,842.120) = 180 \text{ kJ/kgkk}$$

7. Tính toán quá trình sấy lý thuyết

– Độ chứa hơi của TNS sau quá trình sấy lý thuyết d_{20} :

$$d_{20} = \frac{I_1 - C_{pk}t_2}{i_2} = \frac{180 - 1,004.60}{2500 + 1,842.60} = 0,093 \text{ kgám/kgkk}$$

– Độ ẩm tương đối của TNS sau TBS φ_{20} :

$$\varphi_{20} = \frac{\frac{p}{750} d_{20}}{p_{bho}(0,621 + d_{20})} = \frac{\frac{745}{750} 0,093}{0,197(0,621 + 0,093)} \approx 66\%$$

– Lượng khối khô cần thiết l_0 và L_0 :

$$l_0 = \frac{1}{d_{20} - d_1} = \frac{1}{0,093 - 0,022} = 14 \text{ kgkk/kgám}$$

$$L_0 = Wl_0 = 7,320.14 = 103 \text{ kgkk/h}$$

Lưu lượng thể tích trung bình. Theo phụ lục 5 cuối sách ứng với trạng thái TNS trước TBS (t_1, φ_1) = (120°C, 2%) và sau TBS (t_2, φ_{20}) = (60°C, 66%) ta tìm được thể tích không khí ẩm ứng với 1kg không khí khô tương ứng bằng: $v_1 = 1,14 \text{ m}^3\text{kkám/kgkk}$ và $v_{20} = 1,11 \text{ m}^3\text{kkám/kgkk}$. Do đó, lưu lượng thể tích tương ứng bằng:

$$V_1 = v_1 L_0 = 1,14.103 = 118 \text{ m}^3/\text{h} = 0,033 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V_{20} = v_{20} L_0 = 1,11.103 = 114 \text{ m}^3/\text{h} = 0,032 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V_{tho} = 0,5(V_1 + V_{20}) = 0,5(0,033 + 0,032) = 0,0325 \text{ m}^3/\text{s}$$

Tiết diện tự do của thùng sấy:

$$F_{td} = (1 - \beta)F_{ls} = (1 - 0,3) \frac{\pi D^2}{4} = 0,111 \text{ m}^2$$

Tốc độ trung bình TNS trong quá trình sấy lý thuyết:

$$v_0 = \frac{V_{tho}}{F_{td}} = \frac{0,0325}{0,111} \approx 0,3 \text{ m/s}$$

8. Xác định quá trình sấy thực

– Tổn thất nhiệt do VLS mang đi q_v . Nhiệt dung riêng của ngô khô tuyệt đối có thể lấy bằng $C_{vk} = 1,5 \text{ kJ/kgK}$. Do đó:

$$C_{v2} = C_{vk}(1 - \omega_2) + C_a \omega_2 = 1,5(1 - 0,12) + 4,18.0,12 = 1,82 \text{ kJ/kgK}$$

$$q_v = \frac{G_2 C_{v2} (t_{v2} - t_{v1})}{W} = \frac{100.1,82(54 - 25)}{7,32} = 721 \text{ kJ/kg ám}$$

- Tổn thất ra môi trường q_m

+ Hệ số trao đổi nhiệt đối lưu giữa TNS và mặt trong thùng sấy α_1 . Do lưu lượng không khí trong quá trình sấy thực $V_{th} > V_{th0}$ nên ta giả thiết tốc độ TNS trong quá trình sấy thực trên cơ sở $v > v_0$. Với $v_0 = 0,3$ m/s ta giả thiết $v = 1$ m/s. Chúng ta sẽ kiểm tra lại giả thiết này sau khi quá trình sấy thực đã được xác định. Với giả thiết này hệ số trao đổi nhiệt đối lưu giữa TNS và thành thùng sấy α_1 bằng:

$$\alpha_1 = 6,15 + 4,17 \cdot 1 = 6,15 + 4,17 \cdot 1 \approx 10 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Thép dùng làm thùng sấy có chiều dày $\delta = 3$ mm. Thùng sấy sẽ được bọc một lớp cách nhiệt dày 50 mm với hệ số dẫn nhiệt $\lambda_{cn} = 0,2$ W/mK. Do đó đường kính ngoài cùng của thùng sấy $D_3 = (0,45 + 2 \cdot 0,003 + 2 \cdot 0,05) = 0,556$ m. Khi đó, $D_3/D = 0,556/0,45 = 1,235 < 2$ nên có thể tính tổn thất nhiệt qua thùng sấy như qua vách phẳng.

+ Hệ số trao đổi nhiệt giữa mặt ngoài của thùng sấy với không khí xung quanh α_2 . Giả thiết nhiệt độ mặt ngoài của thùng sấy:

$$t_{w,3} = t_0 + 10 = 25 + 10 = 35^\circ\text{C}$$

Khi đó hệ số trao đổi nhiệt đối lưu α_2 bằng:

$$\alpha_2 = 1,715(t_{w,3} - t_0)^{1/3} = 1,715(10)^{1/3} \approx 4 \text{ W/m}^2\text{K}$$

+ Hệ số truyền K bằng:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{10} + \frac{0,003}{50} + \frac{0,05}{0,2} + \frac{1}{4}} \approx 1,7 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Diện tích bao quanh thùng sấy bằng:

$$F = \pi \frac{(D_3 + D)}{2} \cdot L + 2 \frac{\pi \left[\frac{(D_3 + D)}{2} \right]^2}{4}$$

$$= \pi \cdot 0,556 \cdot 2,7 + 2 \frac{\pi (0,556)^2}{4} = 5,2 \text{ m}^2$$

$$q_m = 3,6 \frac{kF \left[\frac{t_1 + t_2}{2} - t_0 \right]}{W}$$

$$= 3,6 \frac{1,7 \cdot 5,2 \left[\frac{120 + 60}{2} - 25 \right]}{7,32} = 283 \text{ kJ/kg ẩm}$$

Tính giá trị Δ :

$$\begin{aligned}\Delta &= C_a t_{a1} - (q_v + q_{m1}) \\ &= 4,18.25 - (721 + 283) = -900 \text{ kJ/kgg}\end{aligned}$$

– Các thông số sau quá trình sấy thực:

$$C_{dx}(d_1) = 1,004 + 1,842.0,022 = 1,045 \text{ kJ/kgK}$$

$$\begin{aligned}d_2 &= d_1 + \frac{C_{dx}(d_1)(t_1 - t_2)}{i_2 - \Delta} \\ &= 0,022 + \frac{1,045(120 - 60)}{2611 + 900} = 0,040 \text{ kgg/kgkk}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}I_2 &= C_{pk}t_2 + d_2(2500 + 1,842t_2) \\ &= 1,004.60 + 0,040(2500 + 1,842.60) = 165 \text{ kJ/kgkk}\end{aligned}$$

$$\varphi_2 = \frac{pd_2}{p_{bh2}(0,621 + d_2)} = \frac{745 \cdot 0,040}{0,197(0,621 + 0,040)} = 31\%$$

– Lưu lượng không khí thực tế:

$$l = \frac{1}{d_2 - d_1} = \frac{1}{0,040 - 0,022} = 56 \text{ kgkk/kgg}$$

$$L = Wl = 7,32.56 = 410 \text{ kg/h} = 0,114 \text{ kg/s}$$

Theo phụ lục 5 cuối sách với thông số $(t_2, \varphi_2) = (60^\circ\text{C}, 31\%)$ ta tìm được $v_2 = 1,02$. Khi đó $V_{th} = 0,5L(v_1 + v_2) = 0,5.0,114(1,14 + 1,02) = 0,123 \text{ m}^3/\text{s}$. Do đó tốc độ TNS trong quá trình sấy thực bằng: $v = \frac{V_{th}}{F_{td}} = \frac{0,123}{0,111} = 1 \text{ m/s}$. Như vậy, giả

trên đây hoàn toàn có thể chấp nhận được.

Để thiết lập bảng cân bằng nhiệt ta tính thêm:

– Nhiệt lượng tiêu hao q :

$$\begin{aligned}q &= l(I_1 - I_0) \\ &= 56(180 - 81) = 5544 \text{ kJ/kgg}\end{aligned}$$

– Nhiệt lượng có ích q_1 :

$$\begin{aligned}q_1 &= i_2 - C_a t_{v1} \\ &= 2611 - 4,18.25 = 2507 \text{ kJ/kgg}\end{aligned}$$

– Tổn thất nhiệt do TNS mang đi q_2 :

$$\begin{aligned}q_2 &= lC_{dx}(d_1)(t_2 - t_0) \\ &= 56.1,045(60 - 25) = 2048 \text{ kJ/kgg}\end{aligned}$$

Bảng cân bằng nhiệt

TT	Các đại lượng	Ký hiệu	kJ/kg ẩm	%
1	Nhiệt lượng có ích	q_1	2057	37
2	Tổn thất do TNS	q_2	2507	45
3	Tổn thất do VLS	q_v	721	13
4	Tổn thất ra môi trường	q_{mt}	283	5
5	Tổng nhiệt lượng theo t.t	q'	5568	100
6	Tổng nhiệt lượng tiêu hao	q	5544	100
7	Sai số	$\varepsilon = (q' - q)/q$	24/5544	0,4

Qua bảng cân bằng nhiệt có thể thấy, hiệu suất nhiệt TBS thùng quay đã tính $\eta_{tbs} = 37\%$. Trong các tổn thất thì tổn thất nhiệt do TNS mang đi q_2 là lớn nhất. Tổn thất này chiếm tới 45%. Để giảm tổn thất này có thể chọn lại nhiệt độ TNS ra khỏi TBS thấp xuống hoặc sử dụng sơ đồ tái tuần hoàn.

9. Tính nhiên liệu tiêu hao

– Lượng nhiên liệu tiêu hao để bay hơi 1kg ẩm b:

$$b = \frac{q}{Q_{\eta_{bd}}} = \frac{5544}{43268.0,75} = 0,17 \text{ kgnl/kg ẩm}$$

– Lượng nhiên liệu tiêu hao trong 1 giờ B:

$$B = b.W = 0,17.7,32 = 1,2 \text{ kgnl/h}$$

10. Tính trở lực và chọn quạt

– Trở lực qua lớp hạt trong thùng sấy Δp_{th} :

$$Re = \frac{\omega d}{\nu} = \frac{1,7.5.10^{-3}}{22.1.10^{-6}} = 339$$

$$a = 5,85 + \frac{490}{Re} + \frac{100}{\sqrt{Re}} = 5,85 + \frac{490}{339} + \frac{100}{\sqrt{339}} = 13$$

$$\rho_{dx} = \frac{0,25(G_1 + G_2)}{0,75V} = \frac{0,25(107,32 + 100)}{0,75.0,36} = 192 \text{ kg/m}^3$$

$$\xi = \frac{\rho_v - \rho_{dx}}{\rho_v} = \frac{795 - 192}{795} = 0,76$$

$$C_t = \frac{1 - \xi}{\xi^2} = \frac{1 - 0,76}{(0,76)^2} = 0,42$$

$$\Delta p_{is} = \frac{aLv^2 \rho_k C_l}{2g.d} = \frac{13.2.7.1^2.0.972.0.42}{2.9.81.7.5.10^{-3}} = 97 \text{ mmH}_2\text{O}$$

– Trở lực qua xyclon và buồng đốt. Theo kinh nghiệm lấy trở lực qua xyclon $\Delta p_x = 20 \text{ mmH}_2\text{O}$, trở lực buồng đốt $\Delta p_{bd} = 3 \text{ mmH}_2\text{O}$, trở lực cục bộ và các tổn thất phụ lấy thêm 5%.

– Tổng trở lực quạt phải khắc phục Δp_i :

$$\Delta p_i = 1.05(\Delta p_{is} + \Delta p_x + \Delta p_{bd}) = 1.05(97 + 20 + 3) = 126 \text{ mmH}_2\text{O}$$

– Giáng áp động. Giả sử tốc độ TNS ra khỏi quạt $v_q = 8 \text{ m/s}$, khi đó giáng áp động Δp_d bằng:

$$\Delta p_d = \frac{v_q^2 \rho_k}{2.g} = \frac{(8)^2.0.972}{2.9.81} = 3 \text{ mmH}_2\text{O}$$

– Cột áp của quạt Δp :

$$\Delta p = \Delta p_i + \Delta p_d = 126 + 3 = 129 \text{ mmH}_2\text{O}$$

– Chọn quạt. Căn cứ vào năng suất quạt $V_{th} = 0.123.3600 = 443 \text{ m}^3/\text{h}$, $\Delta p = 129 \text{ mmH}_2\text{O}$ và biểu đồ chọn quạt ở cuối sách có thể chọn quạt N_4 với hiệu suất quạt $\eta_q = 0.45$, $A = 6000$. Do đó, số vòng quay của quạt n bằng:

$$n = \frac{A}{N^0} = \frac{60000}{4} = 1500 \text{ vòng/phút}$$

8.3. CHIẾ ĐỘ SẤY TRONG HỆ THỐNG SẤY THÙNG QUAY ĐỐI VỚI MỘT SỐ SẢN PHẨM

1. Chế độ sấy các hạt ngũ cốc

$\omega_1 (\%)$	$\omega_2 (\%)$	$t_1 (^\circ\text{C})$	$t_2 (^\circ\text{C})$	$v (\text{m/s})$	$\tau (\text{phút})$
20 ÷ 25%	14 ÷ 16	150 ÷ 200	80 ÷ 100	0,5 ÷ 2	50 ÷ 90

2. Chế độ sấy đường cát

$\omega_1 (\%)$	$\omega_2 (\%)$	$t_1 (^\circ\text{C})$	$t_2 (^\circ\text{C})$	$v (\text{m/s})$	$\tau (\text{phút})$
0,5 ÷ 1	0,03 ÷ 0,1	70 ÷ 100	50 ÷ 70	1 ÷ 2	1 ÷ 2

3. Chế độ sấy tinh bột

$\omega_1 (\%)$	$\omega_2 (\%)$	$t_1 (^\circ\text{C})$	$t_2 (^\circ\text{C})$	$v (\text{m/s})$	$\tau (\text{phút})$
40 ÷ 45	8 ÷ 10	120 ÷ 150	65 ÷ 70	1 ÷ 2	10 ÷ 20

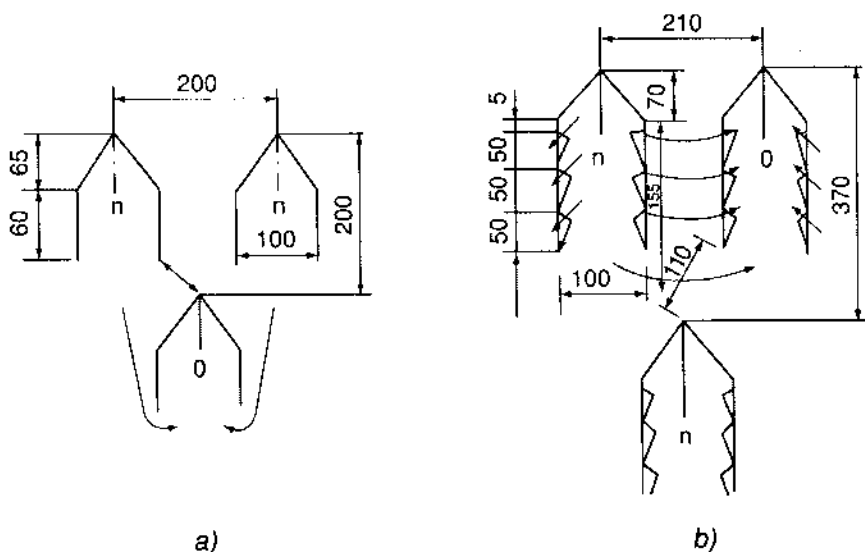
CHƯƠNG 9 THIẾT KẾ HỆ THỐNG SẤY THÁP

9.1. CẤU TẠO VÀ NGUYÊN LÝ LÀM VIỆC CỦA HỆ THỐNG SẤY THÁP

9.1.1. Nguyên lý làm việc của hệ thống sấy tháp

Cũng như HTS thùng quay, HTS tháp là HTS chuyên dụng để sấy các sản phẩm dạng hạt như ngô, thóc, lúa mỳ... Nếu như HTS thùng quay năng suất bé, có thể để trên xe chuyên dụng di chuyển từ cơ sở sản xuất này đến cơ sở sản xuất khác thì HTS tháp có năng suất lớn hơn và thường dùng để sấy bảo quản ở các kho, các nhà máy xay hoặc ở những cơ sở sản xuất lớn, tập trung.

Cấu tạo chính của HTS tháp là tháp sấy. Tháp sấy là một khối hình hộp hoặc là một khối hình hộp được chia nhỏ thành các khối con. Trong tháp đặt các dây hình chóp để dẫn và thải TNS. Thường các dây kênh dẫn và kênh thải đặt xen kẽ nhau. Kênh dẫn và kênh thải có thể có kết cấu đơn giản như hình 9.1a hay dạng cửa chóp như hình 9.1b.



Hình 9.1. Kết cấu và cách bố trí kênh dẫn và kênh thải

HTS tháp có thể hoạt động liên tục hoặc bán liên tục tùy dạng VLS và trạng thái ẩm của nó. VLS được gầu hoặc băng tải đưa lên đỉnh tháp và dịch chuyển từ trên xuống dưới, còn TNS chuyển động ngược lại từ dưới đi lên từ các kênh dẫn xuyên qua dòng VLS thực hiện quá trình trao đổi nhiệt - ẩm và đi

vào các kênh thải qua ống thải ẩm và thải vào môi trường. Có thể tổ chức cho VLS di chuyển từ trên xuống dưới theo ba hình thức:

– VLS rơi tự do trong tháp liên tục nhờ trọng lực. Đây là HTS tháp làm việc liên tục. Nếu VLS chỉ di chuyển một lần thì HTS đó thường dùng để sấy các VLS có độ ẩm bề mặt. Để sấy các loại hạt có độ ẩm lớn dưới dạng mao dẫn và hấp phụ người ta tổ chức cho VLS di chuyển liên tục từ trên đỉnh tháp xuống đáy tháp nhiều lần để giảm từ độ ẩm ban đầu ω_1 đến độ ẩm cuối theo yêu cầu bảo quản ω_2 . Khi đó, tuy VLS rơi liên tục từ trên xuống nhưng được quay vòng lại nhiều lần nên có thể xem HTS tháp loại này là HTS tháp hoạt động theo chu kỳ. Nhiều HTS tháp để sấy hạt ngũ cốc hiện nay hoạt động theo hình thức này.

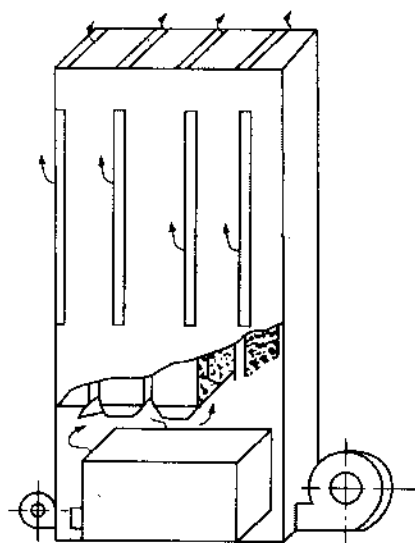
VLS được đưa vào tháp với tốc độ dịch chuyển được khống chế để hạt lấy ra và đưa vào định kỳ.

– VLS di chuyển từ trên xuống dưới liên tục với tốc độ nhanh, chậm tùy ý nhờ một cơ cấu chuyên dụng. Nhờ cơ cấu này mà HTS có thể hoạt động liên tục hoặc bán liên tục.

9.1.2. Cấu tạo của HTS tháp

HTS tháp có nhiều loại phụ thuộc vào năng suất và kết cấu tạo sự dịch chuyển của dòng hạt. Dưới đây giới thiệu kết cấu của một số HTS tháp thường gặp.

a) HTS tháp dạng thùng



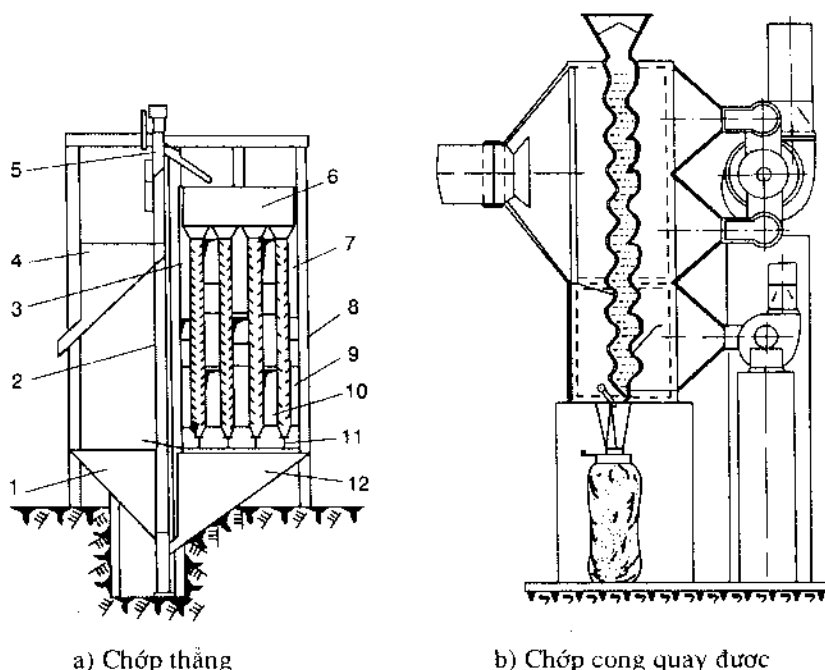
Hình 9.2. Cấu tạo của hệ thống sấy tháp dạng thùng

Cấu tạo của HTS tháp dạng thùng cho trên hình 9.2. Tháp sấy có tiết diện hình chữ nhật được ngăn bởi nhiều hộp thép tấm có đục lỗ tạo thành các kênh dẫn TNS. Hạt nằm giữa các hộp thép tấm có chiều dày khoảng 110 mm. TNS có nhiệt độ thích hợp từ kênh dẫn đi xuyên qua lớp hạt và thải ra môi trường ở phía trên tháp.

HTS tháp dạng thùng có năng suất nhỏ. Chẳng hạn, HTS tháp dạng thùng của hãng Kenvey có 10 thùng con với diện tích bề mặt các tấm thép khoảng $(9 \div 10)m^2$. HTS này có năng suất trên dưới 0,5 t/h khi độ chênh độ ẩm trước và sau khi sấy $\Delta\omega = \omega_1 - \omega_2 = (6 \div 7)\%$ và nhiệt độ TNS vào tháp sấy $t_1 = (50 \div 60)^\circ C$. HTS tháp dạng thùng có nhược điểm là các lỗ trên các tấm thép dễ bị tắc nghẽn.

b) HTS tháp dạng chóp

Để khắc phục hiện tượng tắc nghẽn các lỗ dẫn TNS trong HTS tháp dạng thùng người ta chế tạo HTS dạng chóp. Chóp cũng có nhiều dạng khác nhau, có thể thẳng hoặc cong và quay được. Chóp bố trí theo chiều thẳng đứng cách nhau một lớp VLS dày (100 ÷ 150)mm. Chóp dạng cong quay được cho phép dễ dàng điều chỉnh lượng TNS đi qua lớp hạt theo chiều cao nền VLS khô đều hơn. Hình 9.3 biểu diễn cấu tạo của HTS dạng chóp thẳng (a) và dạng chóp cong quay được (b).



Hình 9.3. Cấu tạo của hệ thống sấy tháp dạng chóp

1. Phễu chứa nguyên liệu; 2. Băng gàu; 3. Kênh thái TNS; 4. Phễu phân phối; 5. Ống lấy hạt khô; 6. Phễu cấp liệu; 7. Các cánh chóp; 8. Kênh phân phối TNS; 9. Kênh thái TNS; 10. Kênh lấy không khí ngoài trời; 11. Thiết bị tháo hạt; 12. Phễu chứa vật liệu khô.

Mô hình HTS dạng chóp thẳng cho trên hình 9.3a là mô hình BIME -1259 do Viện Cơ khí nông nghiệp Liên bang Xô Viết chế tạo. Mô hình này có các đặc trưng cấu tạo sau:

- TNS được đưa vào từ hai phía khác nhau của lớp VLS và tăng dần từ trên xuống dưới nên có khả năng tăng cường tốc độ sấy.
- HTS có hai vùng: vùng sấy và vùng làm mát.
- Buồng đốt có thể dùng than, củi hoặc các loại nhiên liệu khác.

– HTS được chia làm 4 tháp con có hệ thống phân phối và thải TNS cũng như không khí làm mát.

– HTS dùng một quạt thấp áp N_05 .

Đặc trưng kỹ thuật của model BIME-1259 cho trong bảng 9.1.

Bảng 9.1. Đặc trưng kỹ thuật của máy sấy BIME-1259

Năng suất	4 t/h
Độ ẩm VLS	$\omega_1 = 21\%$, $\omega_2 = 15\%$
Kích thước phủ bì (không kể buồng đốt)	
Chiều dài	8000 mm
Chiều rộng	6000 mm
Chiều cao	12000 mm
Số lượng động cơ	1
Công suất động cơ	7 kW
Số lượng và số hiệu quạt	1 cái, N_05
Nhiên liệu (gỗ) tiêu hao	130 kg/h

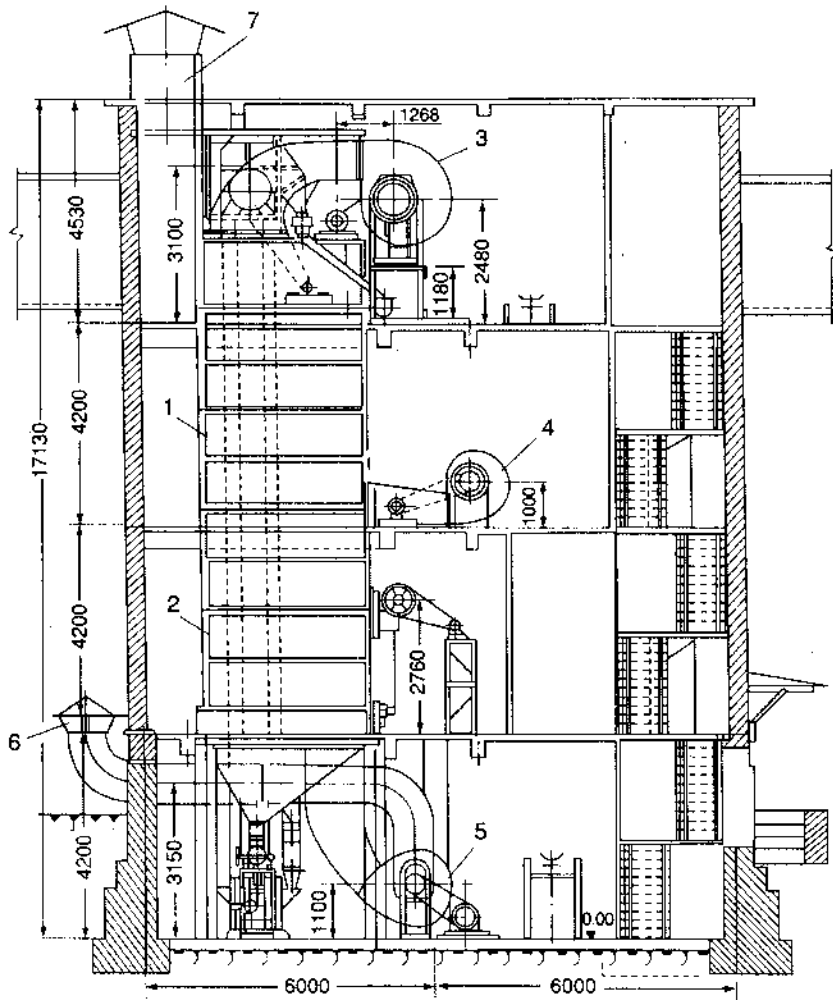
Hình 9.3b biểu diễn cấu tạo của HTS tháp với các chớp cong quay được của hãng Eger CHLB Đức. Nhờ cơ cấu quay mà HTS không những có thể điều chỉnh lượng TNS đi qua các lớp hạt mà VLS cũng được xáo trộn. Đặc trưng kỹ thuật của hai model của HTS tháp dạng chớp cong quay được cho trong bảng 9.2

Bảng 9.2. Đặc trưng kỹ thuật của HTS tháp có chớp cong quay được

Đặc trưng kỹ thuật	Model I	Model II
Năng suất (kg/h)	600	1200
Độ chênh độ ẩm $\Delta\omega$ (%)	6	6
Kích thước phủ bì (mm)		
– Chiều dài	2750	3000
– Chiều rộng	2200	3200
– Chiều cao	2400	3400
Công suất (kW)	3	4
Nhiên liệu (than cốc) tiêu hao (kg/h)	6 ÷ 8	12 ÷ 15

c) HTS tháp DCP của CHLB Nga

HTS tháp DCP của CHLB Nga có thể xem là sự kết hợp của hai dạng HTS tháp kiểu thùng và kiểu chóp. Trong buồng sấy người ta đặt các kênh dẫn và kênh thải TNS xen kẽ nhau như hình 9.1b. Tháp chia làm hai vùng: vùng trên là vùng sấy và vùng dưới là vùng làm mát. Vùng sấy có thể chia ra làm một, hai hoặc ba vùng sấy khác nhau với nhiệt độ TNS vào khác nhau. Thông thường nhiệt độ TNS vào các vùng sấy tăng dần từ trên xuống. Trên hình 9.4 biểu diễn kết cấu của một model HTS tháp dạng DCP-24. HTS tháp DCP có các model khác nhau và đặc tính kỹ thuật cho trong bảng 9.3.



Hình 9.4. Cấu tạo của HTS tháp DCP-24

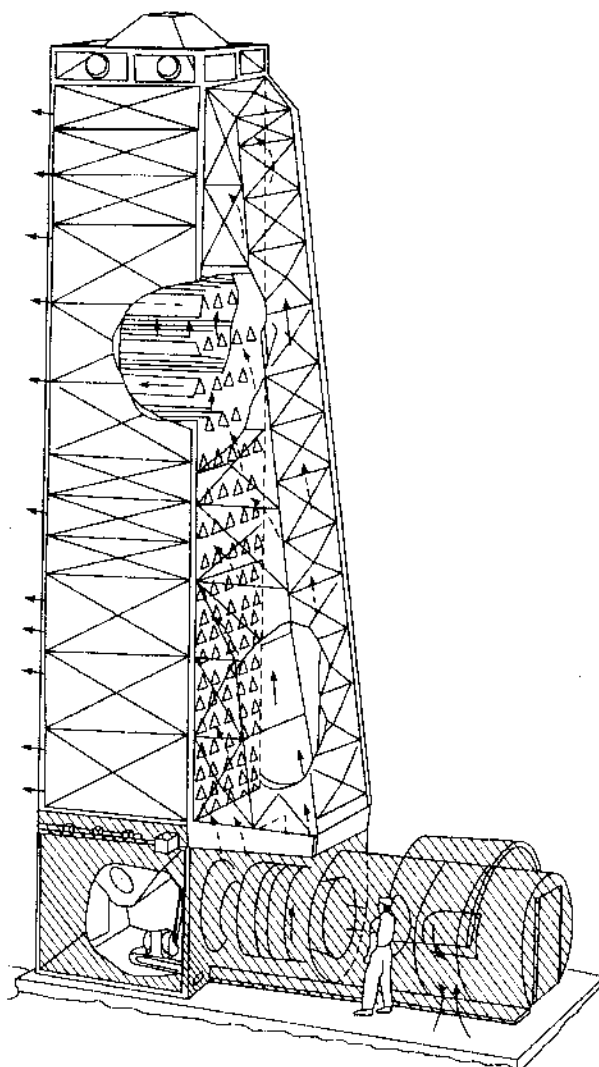
1. Buồng sấy; 2. Buồng làm mát; 3,4,5. Các quạt gió N_{02} , N_{08} và N_{010} ;
6. Ống thải không khí làm mát; 7. Ống thải TNS

Bảng 9.3. Đặc trưng kỹ thuật của các model DCP

Model	DCP-12	DCP-16	DCP-24	DCP-32
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)
Năng suất (t/h)	12	16	24	32
Độ chênh độ ẩm $\Delta\omega$ (%)	6	6	6	6
Kích thước tháp (m)				
– Chiều dài	3,25	3,25	3,25	3,25
– Chiều rộng	1,00	1,00	2	2
– Chiều cao	12,6	12,23	12,6	12,1
Thời gian sấy (phút)				
– Sấy	59	52	60	50
– Làm mát	32	24	32	24
Khoảng cách các hộp (mm)				
– Theo chiều đứng	200	200	200	200
– Theo chiều ngang	200	200	200	200
– Khoảng cách tối thiểu	90	88	90	90
Công suất động cơ (kW)	45,4	54,4	66,6	98,6
Trong đó:				
– Quạt	33	43	48	80
– Lấy sản phẩm	1,7	1,7	3,4	3,5
– Lò đốt	1,7	1,7	2,8	2,8
– Vận chuyển	9	9	12,4	12,4
Suất tiêu hao điện năng (kWh/1 tấn sp)	3,78	3,46	2,77	3,08
Diện tích gi lò (m ²)	2,9	2,9	5,8	5,8
Thể tích buồng đốt (m ³)	8	8	16	16
Nhiên liệu tiêu hao (kgnl/1 tấn sp)	12,2	12,2	12,2	12,2
Cường độ bay hơi (kg/m ³ h)	20,5	28,1	24,2	28,4

d) Hệ thống sấy tháp Kampben

Hãng Kampben chế tạo các HTS tháp có năng suất từ $(6 \div 64)$ t/h. Độ ẩm của hạt trước và sau quá trình sấy tương ứng bằng $\omega_1 = 17\%$ và $\omega_2 = 13\%$. Nhiệt độ TNS $t_1 = 77^\circ\text{C}$. Buồng đốt của HTS tháp kiểu Kampben dùng nhiên liệu lỏng hoặc khí và tự động điều chỉnh nhiệt độ TNS. HTS này có thể đặt ngoài trời. Hình 9.5 biểu diễn cấu tạo của một loại HTS tháp kiểu Kampben.



Hình 9.5. Cấu tạo của HTS tháp Kampben

Các đặc tính kỹ thuật của HTS tháp Kampben với các model khác nhau cho trên bảng 9.4.

Bảng 9.4. Đặc trưng kỹ thuật của HTS thấp Kampben C

Model	A-25	B-30	C-50	D-60
Năng suất (t/h)	10	16	25,5	32
Thể tích (m ³)	17,7	26,8	39,7	48,9
Công suất (mã lực)	25	30	50	40
Công suất nhiệt (10 ⁻³ kcal/h)	1,32	1,8	2,85	3,8
TNS (10 ⁻³ m ³ /h)	67,9	92,7	177	195
Dài (m)	6,6	7,5	8,4	9
Rộng (m)	2,2	2,2	2,2	2,2
Cao (m)	9,5	13,2	18	22

Model	AA-50	BB-60	CC-100	DD-125
Năng suất (t/h)	31,3	32	46,8	63,8
Thể tích (m ³)	34,7	53,3	78,5	98
Công suất (mã lực)	50	60	100	125
Công suất nhiệt (10 ⁻³ kcal/h)	2,85	3,8	5,37	7,25
TNS (10 ⁻³ m ³ /h)	147,7	166,5	276	374
Dài (m)	7,7	9	9	9,6
Rộng (m)	4,3	4,3	4,3	4,3
Cao (m)	9,5	13,6	18	22

9.2. TÍNH TOÁN HỆ THỐNG SẤY THẤP

9.2.1. Chọn chế độ sấy

Trong HTS thấp VLS và TNS trao đổi nhiệt - ẩm cho nhau bằng phương pháp đối lưu. Vì vậy, tính toán HTS thấp cũng tương tự như các HTS đối lưu khác như HTSB, HTSH hay HTS thùng quay. Tuy nhiên, cũng như HTS thùng quay, quá trình trao đổi nhiệt - ẩm trong HTS thấp có những đặc điểm riêng so với HTS buồng và HTS hầm. Trong HTS thấp người ta tổ chức quá trình trao đổi nhiệt - ẩm giữa hai dòng: dòng VLS và dòng TNS có thể chuyển động cùng chiều, ngược chiều có cắt nhau nhưng thường là ngược chiều và cắt nhau. Ngoài ra, trong HTS thấp người ta chia ra hai hoặc ba vùng sấy có nhiệt độ TNS khác nhau và một vùng làm mát trước khi kết thúc quá trình sấy. Vì vậy, một trong

những đặc trưng tính toán nhiệt quá trình sấy trong HTS thấp là tính cho từng vùng sấy và vùng làm mát.

Đặc tính thứ hai của tính toán nhiệt HTS thấp là phải chọn chế độ sấy cho từng vùng. Trong đó, phân chia giăng ẩm cho từng vùng phải được xác định trước. Thường phân chia độ giăng ẩm cho từng vùng được chọn trước theo kinh nghiệm. Dòng VLS chuyển động từ đỉnh thấp xuống dưới qua vùng sấy thứ nhất, thứ hai... và vào vùng làm mát. Vì vậy, nếu ký hiệu ω_{1i} và ω_{2i} tương ứng là độ ẩm của VLS vào, ra vùng sấy thứ i thì ta luôn có:

$$\omega_{21} = \omega_{12} \text{ và } \omega_{22} = \omega_{13}$$

Nhiệt độ TNS vào t_{1i} và ra t_{2i} của từng vùng được chọn theo kinh nghiệm. Trong đó, nhiệt độ ra các vùng sấy của TNS t_{2i} có thể xác định qua nhiệt độ cho phép đốt nóng hạt. Nhiệt độ cho phép đốt nóng vật đã được xác định trong chương trước.

Thời gian sấy τ trong các HTS thấp phụ thuộc vào độ ẩm ban đầu ω_1 của VLS và nhiệt độ TNS vào t_1 . Thông thường $\tau = (0,75 \div 1,5)h$. Nếu thời gian sấy $\tau = 1h$ và độ ẩm tương đối trung bình của VLS $\omega_{tb} = 0,185$ thì nhiệt độ đốt nóng hạt cho phép t_h bằng:

$$\begin{aligned} t_h &= 2,218 - 4,343 \ln \tau + \frac{23,5}{0,37 + 0,63\omega_{tb}} \\ &= 2,218 - 4,343 \ln(1) + \frac{23,5}{0,37 + 0,63 \cdot 0,185} = 51^\circ C \end{aligned}$$

Khi đó, nhiệt độ TNS ra khỏi vùng sấy được xác định theo quan hệ:

$$t_2 \leq (5 \div 10) + t_h = (5 \div 10) + 51 = (56 \div 61)^\circ C$$

Cũng như các HTS đối lưu khác, tốc độ TNS đi qua lớp hạt cũng là một trong các thông số quan trọng. Theo kinh nghiệm, tốc độ TNS trong các HTS thấp nằm trong khoảng $(0,2 \div 0,5) \text{ m/s}$. Ngoài ra, để hạt không bị cuốn theo TNS vào các kênh thải tốc độ TNS trong các kênh này không nên vượt quá 6 m/s .

Sau vùng sấy cuối cùng VLS sẽ đi qua vùng làm mát. Trong vùng này VLS được không khí ngoài trời có nhiệt độ t_0 làm mát và thải nốt ẩm còn lại. Ẩm còn lại này là ẩm có liên kết tương đối bền vững. Nếu $t_0 = (24 \div 32)^\circ C$ thì tốc độ TNS trong vùng làm mát nằm trong khoảng $(0,03 \div 0,06) \text{ m/s}$.

9.2.2. Tính trở lực và chọn quạt

Trở lực TNS trong HTS thấp ngoài trở lực chiều dài trong các ống, trong kênh dẫn, kênh thải và trở lực cục bộ qua các đoạn uốn cong, đột thu, đột mở... còn có trở lực TNS đi qua dòng hạt. Trong đó, trở lực chiều dài và trở lực cục bộ tính bình thường như trong giáo trình *Bơm quạt và máy nén*. Trở lực của TNS qua dòng hạt Δp_h có những đặc thù riêng và có thể tính theo công thức sau:

$$\Delta p_h = 2\zeta \frac{h \cdot \rho_k \omega_k^2}{2g d_{td}} \quad (9.1)$$

Trong đó:

ζ là hệ số trở lực của TNS đi qua lớp hạt. Hệ số này tính theo tiêu chuẩn Re:

$$\text{Khi } Re < 4 \text{ thì } \zeta = \frac{34}{Re} \quad (9.2)$$

$$\text{Khi } 4 < Re < 80 \text{ thì } \zeta = 0,8 + \frac{27,8}{Re} \quad (9.3)$$

h (m) – chiều cao lớp hạt

ρ_k (kg/m³) – khối lượng riêng của TNS

ω (m/s) – tốc độ TNS

g (m/s²) – gia tốc trọng trường

d_{td} (m) – đường kính tương đương thủy lực. Đường kính này xác định như sau:

$$d_{td} = \frac{2y_0 \cdot f \cdot d_{th}}{3(1 - y_0)} \quad (9.4)$$

Trong (9.4):

y_0 – độ rỗng của lớp hạt bằng:

$$y_0 = 1 - \frac{\rho_{kh}}{\rho_h} \quad (9.5)$$

Ở đây, ρ_{kh} và ρ_h tương ứng là khối lượng riêng của khối hạt và khối lượng riêng của một hạt.

d_{th} (m) – đường kính trung bình của một hạt

f – hệ số hình dáng được xác định bằng:

$$f = \sqrt{\frac{0,205F}{V^{1,5}}} \quad (9.6)$$

Trong (9.6), F và V tương ứng là diện tích bề mặt và thể tích của khối hạt.

Như vậy, để tính trở lực qua lớp hạt theo công thức (9.1) ngoài các đại lượng khác, chúng ta cần biết diện tích bề mặt F và thể tích của khối hạt V . Đây là những đại lượng rất khó xác định chính xác. Khi đó, trở lực qua lớp hạt có thể tính theo phương pháp Barch và Essen đã giới thiệu trong chương 8 thuận tiện và dễ dàng hơn.

9.3. THỨ TỰ THIẾT KẾ HỆ THỐNG SẤY THÁP

Có thể tính toán HTS tháp theo 5 bước sau đây:

1. Chọn dạng HTS. Căn cứ vào năng suất sấy ta chọn trước dạng HTS tháp với các kích thước cơ bản đã biết.
2. Chọn chế độ sấy. Theo kinh nghiệm chúng ta quyết định độ giáng ẩm và nhiệt độ TNS vào và ra các vùng.
3. Tính cân bằng nhiệt cho các vùng: Xác định lượng các tổn thất có thể có và lưu lượng TNS thực tế cần thiết.
4. Chọn dạng và bố trí các kênh dẫn, kênh thải. Căn cứ vào dạng HTS đã biết và điều kiện gia công cụ thể ta chọn dạng và bố trí kênh dẫn, kênh thải.
5. Tính trở lực và chọn quạt.

Ví dụ 9.1

Thiết kế HTS tháp để sấy thóc với công suất $G_1 = 10.000 \text{ kg/h}$. Biết: Độ ẩm của thóc trước và sau quá trình sấy $\omega_1 = 22\%$ và $\omega_2 = 14\%$; thời gian sấy $\tau = 1 \text{ h}$. Nhiên liệu là dầu có các thành phần $C = 86\%$, $H = 13,7\%$, $S = 0,2\%$, $O = 0,05\%$, $N = 0,05\%$. Không khí ngoài trời có $p = 745 \text{ mmHg}$, $(t_0, \varphi_0) = (20^\circ\text{C}, 85\%)$.

Giải

1. Chọn dạng HTS: Theo năng suất cũng như độ ẩm vào, ra của VLS và đặc trưng kỹ thuật của HTS tháp kiểu DCP cho trong bảng trên ta chọn sơ bộ HTS có các thông số sau đây:

- HTS tháp có dạng của model DCP-12.
- HTS có hai vùng sấy có nhiệt độ TNS khác nhau và một vùng làm mát.
- HTS tháp có kích thước:
 $\text{dài} \times \text{rộng} \times \text{cao} = (L \times B \times H) = (3,25 \times 1 \times 12,6) \text{ m}$.
- Bên trong tháp sấy có các kênh dẫn và kênh thải bố trí xen kẽ nhau, sắp xếp so le như hình 9.1a.

2. Chọn chế độ sấy

– Phân bố giáng ẩm. Theo kinh nghiệm ta phân bố giáng ẩm cho hai vùng sấy và một vùng làm mát như sau:

Vùng sấy 1: $\omega_{11} = 22\%$, $\omega_{21} = 18\%$, $\omega_{m1} = 20\%$

Vùng sấy 2: $\omega_{12} = 18\%$, $\omega_{22} = 15\%$, $\omega_{m2} = 16,5\%$

Vùng làm mát: $\omega_{13} = 15\%$, $\omega_{23} = 14\%$, $\omega_{m3} = 14,5\%$

– Nhiệt độ TNS vào các vùng:

Vùng sấy 1: $t_{11} = 110^\circ\text{C}$

Vùng sấy 2: $t_{12} = 140^{\circ}\text{C}$

Vùng làm mát: $t_{13} = 20^{\circ}\text{C}$

– Nhiệt độ cho phép đốt nóng hạt t_h . Ta xem thời gian sấy của hai vùng sấy bằng nhau. Do đó:

$$\tau_1 = \tau_2 = 0,5\tau = 0,5.1 = 0,5\text{h}$$

Do đó, nhiệt độ cho phép đốt nóng hạt t_h của từng vùng tương ứng bằng:

$$t_{h_1} = 2,218 - 4,343\ln(0,5) + \frac{23,5}{0,37 + 0,63.0,2} = 53^{\circ}\text{C}$$

$$t_{h_2} = 2,218 - 4,343\ln(0,5) + \frac{23,5}{0,37 + 0,63.0,165} = 55^{\circ}\text{C}$$

– Nhiệt độ TNS ra khỏi hai vùng sấy t_2 : Theo điều kiện nhiệt độ TNS ra t_2 phải thỏa mãn bất đẳng thức $t_2 \leq (5 + 10) + t_h$, ta chọn nhiệt độ TNS ra khỏi các vùng tương ứng bằng:

Vùng sấy 1: $t_{21} = 45^{\circ}\text{C}$

Vùng sấy 2: $t_{22} = 60^{\circ}\text{C}$

Vùng làm mát: $t_{23} = 25^{\circ}\text{C}$

– Nhiệt độ VLS vào, ra các vùng: Theo nguyên tắc nhiệt độ VLS nhỏ hơn nhiệt độ TNS $(5 + 10)^{\circ}\text{C}$ ta lấy:

Vùng sấy 1: $t_{v11} = 20^{\circ}\text{C}$, $t_{v21} = 40^{\circ}\text{C}$

Vùng sấy 2: $t_{v12} = 40^{\circ}\text{C}$, $t_{v22} = 55^{\circ}\text{C}$

Vùng làm mát: $t_{v13} = 55^{\circ}\text{C}$, $t_{v23} = 30^{\circ}\text{C}$

3. Tính toán quá trình cháy

– Nhiệt trị cao của nhiên liệu:

$$\begin{aligned} Q_c &= 33858C + 125400H - 10868(O - S) \\ &= 33858.0,86 + 125400.0,137 - 10868(0,0005 - 0,002) \\ &= 46314 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

– Lượng không khí lý thuyết cần thiết để đốt cháy 1kg nhiên liệu L_0 :

$$\begin{aligned} L_0 &= 11,6C + 34,8H + 4,3(S - O) \\ &= 11,6.0,86 + 34,8.0,137 + 4,3(0,002 - 0,0005) = 15 \text{ kgkk/kgnl} \end{aligned}$$

– Thông số khối lò sau buồng đốt: Có thể lấy hệ số không khí thừa của buồng đốt $\alpha_{bd} = 1,2$; hiệu suất buồng đốt $\eta_{bd} = 0,9$ và nhiệt dung riêng của dầu $C_{nl} = 2,2 \text{ kJ/kgK}$. Hơn nữa, trong các ví dụ trước với không khí ngoài trời xác định bởi cặp thông số $(t_0, \phi_0) = (20^{\circ}\text{C}, 85\%)$ ta đã tính được $d_0 = 0,01242 \text{ kgđm/kgkk}$; $I_0 = 51,587 \text{ kJ/kgkk}$. Khi đó lượng chứa ẩm d' và entanpy của khối lò sau buồng đốt tương ứng bằng:

$$d' = \frac{(9H + A) + \alpha_{bd} L_0 d_0}{(\alpha_{bd} L_0 + 1) - [Tr + (9H + A)]} = \frac{(9.0,137 + 0) + 1,2.15.0,01242}{(1,2.15 + 1) - [0 + (9.0,137 + 0)]}$$

$$= 0,08198 \text{ kg ẩm/kgkk}$$

$$I' = \frac{Q_c \eta_{bd} + C_{nl} t_{nl} + \alpha_{bd} L_0 I_0}{(\alpha_{bd} L_0 + 1) - [Tr + (9H + A)]} = \frac{46314.0,9 + 2,2.20 + 1,2.51,587}{(1,2.15 + 1) - [0 + (9.0,137 + 0)]}$$

$$= 2401 \text{ kJ/kgkk}$$

4. Tính toán quá trình hòa trộn

– Hệ số không khí thừa sau buồng hòa trộn của giai đoạn thứ i ($i = 1, 2$) tính theo công thức:

$$\alpha_i = \frac{Q_c \eta_{bd} + C_{nl} t_{nl} - (9H + A) i_{ai} - [1 - (9H + A + Tr)] C_{pk} t_{li}}{L_0 [d_0 (i_{ai} - i_{a0}) + C_{pk} (t_{li} - t_0)]}$$

Trong đó:

$$i_{a1} = 2500 + 1,842.110 = 27023 \text{ kJ/kg}$$

$$i_{a2} = 2500 + 1,842.140 = 2758 \text{ kJ/kg}$$

Thay các đại lượng đã biết tương ứng cho hai giai đoạn sấy ta được: $\alpha_1 = 28$ và $\alpha_2 = 21$.

– Lượng chứa ẩm của khối lò sau buồng hòa trộn hay trước quá trình sấy cho từng giai đoạn tính theo công thức:

$$d_{li} = \frac{(9H + A) + \alpha_i L_0 d_0}{\alpha_i L_0 + [1 - Tr(9H + A)]}$$

Thay hệ số không khí thừa của từng giai đoạn và các đại lượng đã biết ta tìm được: $d_{11} = 0,01536 \text{ kg ẩm/kgkk}$; $d_{12} = 0,01654 \text{ kg ẩm/kgkk}$.

Entanpy của khối lò sau buồng hòa trộn hay trước quá trình sấy cho từng giai đoạn I_{li} . Entanpy I_{li} hoàn toàn có thể xác định bằng đồ thị I - d khi trạng thái khối lò trước các giai đoạn được xác định bởi cặp thông số (t_{li} , d_{li}). Tuy nhiên, I_{li} còn có thể xác định bằng công thức cân bằng nhiệt sau:

$$I_{li} = \frac{Q_c \eta_{bd} + C_{nl} t_{nl} + \alpha_i L_0 I_0}{\alpha_i L_0 + [1 - Tr - (9H + A)]}$$

Thay các đại lượng đã biết được: $I_{11} = 151 \text{ kJ/kgkk}$, $I_{12} = 191 \text{ kJ/kgkk}$.

– Độ ẩm tương đối của khối lò sau buồng hòa trộn của từng giai đoạn φ_{li} . Để xác định φ_{li} ta xác định phân áp suất hơi nước bão hòa p_{bi} ứng với nhiệt độ từng giai đoạn t_{li} theo công thức:

$$p_{bi} = \exp \left\{ 12 - \frac{4026,42}{235,5 + t_{li}} \right\}$$

Khi đó ứng với $t_{11} = 110^{\circ}\text{C}$ và $t_{12} = 140^{\circ}\text{C}$ ta tìm được: $p_{b1} = 1,413$ bar và $p_{b2} = 3,589$ bar.

Tiếp đó, thay p_{bi} và d_{1i} vào công thức:

$$\varphi_{1i} = \frac{p d_{1i}}{p_{bi}(0,621 + d_{1i})}$$

Ta được: $\varphi_{11} = 2\%$ và $\varphi_{12} = 1\%$.

5. Tính cân bằng ẩm cho từng vùng

– Lượng ẩm cần bốc hơi trong 1 giờ:

Với vùng sấy thứ nhất:

$$W_1 = G_{11} \frac{\omega_{11} - \omega_{21}}{1 - \omega_{21}} = 10000 \frac{0,22 - 0,18}{1 - 0,18} = 488 \text{ kg/h}$$

Khi đó khối lượng VLS ra khỏi vùng sấy thứ nhất G_{21} :

$$G_{21} = G_{11} - W_1 = 10000 - 488 = 9512 \text{ kg/h}$$

Do $G_{21} = G_{12} = 9512 \text{ kg/h}$ nên với vùng sấy thứ hai:

$$W_2 = G_{11} \frac{\omega_{12} - \omega_{22}}{1 - \omega_{22}} = 9512 \frac{0,18 - 0,15}{1 - 0,15} = 336 \text{ kg/h}$$

Khối lượng VLS ra khỏi vùng sấy thứ hai hay khối lượng VLS đi vào buồng làm mát G_{22} bằng:

$$G_{22} = G_{12} - W_2 = 9512 - 336 = 9176 \text{ kg/h}$$

Lượng ẩm cần bốc hơi trong vùng làm mát W_3 :

$$W_3 = G_{13} \frac{\omega_{13} - \omega_{23}}{1 - \omega_{23}} = 9176 \frac{0,15 - 0,14}{1 - 0,14} = 107 \text{ kg/h}$$

Lượng VLS ra khỏi buồng làm mát G_{23} :

$$G_{23} = G_{13} - W_3 = 9176 - 107 = 9069 \text{ kg/h}$$

6. Quá trình sấy lý thuyết

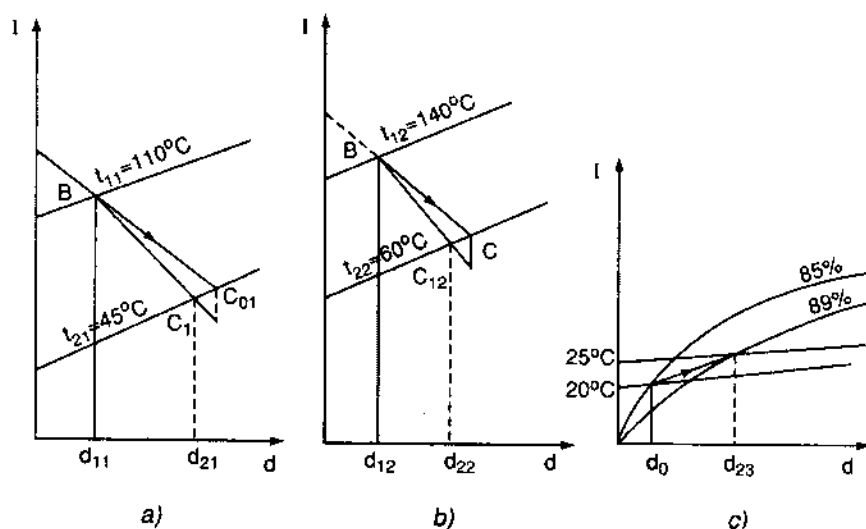
Quá trình sấy lý thuyết được đặc trưng bởi entanpy trước I_1 và sau quá trình sấy I_2 bằng nhau hay $I_1 = I_2 = \text{const}$. Do đó, để xác định trạng thái TNS sau quá trình sấy lý thuyết ta phải chọn trước nhiệt độ t_2 . Như vậy, trạng thái TNS sau quá trình sấy lý thuyết được xác định bởi cặp thông số (I_2, t_2) , trong đó $I_2 = I_1$. Trong ví dụ này trạng thái TNS sau quá trình sấy lý thuyết của giai đoạn 1 được xác định bởi điểm $C_{01}(151 \text{ kJ/kgkk}, 45^{\circ}\text{C})$ và của giai đoạn 2 $C_{02}(191 \text{ kJ/kgkk}, 60^{\circ}\text{C})$ (xem hình 9.6).

– Lượng chứa ẩm của TNS sau quá trình sấy lý thuyết d_{210} . Lượng chứa ẩm d_{210} đương nhiên có thể xác định trực tiếp trên đồ thị I - d . Tuy nhiên, d_{210} cũng có thể xác định theo quan hệ sau đây:

$$d_{210} = \frac{I_{11} - C_{pk} t_{21}}{i_{21}}$$

Trong đó: $i_{21} = 2500 + 1,842t_{21}$

Thay t_{21} tương ứng bằng 45°C và 60°C ta tìm được $i_{21} = 2583 \text{ kJ/kg}$ và $i_{22} = 2611 \text{ kJ/kg}$. Tiếp đó, thay I_{11} , i_{21} , C_{pk} và t_{21} vào công thức xác định lượng chứa ẩm ta được: $d_{210} = 0,04098 \text{ kg ẩm/kgkk}$; $d_{220} = 0,05002 \text{ kg ẩm/kgkk}$.



Hình 9.6. Đồ thị I-d của quá trình sấy

Độ ẩm tương đối của TNS sau quá trình sấy lý thuyết φ_{210} . Cũng như các thông số khác, độ ẩm tương đối φ_{210} có thể xác định trực tiếp bằng đồ thị I-d hoặc xác định bằng giải tích theo công thức:

$$\varphi_{210} = \frac{pd_{210}}{p_{bhi}(0,621 + d_{210})}$$

Trong đó: $p_{bhi} = \exp \left\{ 12 - \frac{4026,42}{235,5 + t_{21}} \right\}$

Thay $t_{21} = 45^{\circ}\text{C}$ và $t_{22} = 60^{\circ}\text{C}$ ta tìm được $p_{bhi} = 0,0946 \text{ bar}$ và $p_{bh2} = 0,1967 \text{ bar}$. Khi đó thay các giá trị đã biết ta tìm được: $\varphi_{210} = 65\%$ và $\varphi_{220} = 37\%$.

- Lượng TNS lý thuyết cần thiết của các vùng sấy l_{01} :

$$l_{01} = \frac{1}{d_{210} - d_{11}} = \frac{1}{0,04098 - 0,01536} = 39 \text{ kg kk/kg ẩm}$$

$$L_{01} = W_1 l_{01} = 39.488 = 19032 \text{ kg/h}$$

$$\text{Và: } l_{02} = \frac{1}{d_{220} - d_{12}} = \frac{1}{0,05002 - 0,0654} = 30 \text{ kg kk/kg ẩm}$$

$$L_{02} = W_2 \cdot l_{02} = 336 \cdot 30 = 10080 \text{ kg/h}$$

7. Tính toán các tổn thất nhiệt

Tổn thất nhiệt do TNS mang đi. Tổn thất này bằng:

$$Q_{v1} = G_{21} C_{v1} (t_{v21} - t_0)$$

Trong đó: $t_{v21} = t_{21} - (5 \div 10)^\circ\text{C}$. Trong ví dụ này ta lấy $t_{v21} = (t_{21} - 5)^\circ\text{C}$ và nhiệt dung riêng của thóc ra khỏi từng vùng sấy C_{v1} bằng:

$$C_{v1} = C_k + (C_a - C_k) \omega_{21}$$

Ở đây, $C_k = 1,55 \text{ kJ/kgK}$ và $C_a = 4,18 \text{ kJ/kgK}$ tương ứng là nhiệt dung riêng của thóc khô và của nước. Khi đó:

$$C_{v1} = 1,55 + (4,18 - 1,55) \cdot 0,18 = 2,025 \text{ kJ/kgK}$$

$$C_{v2} = 1,55 + (4,18 - 1,55) \cdot 0,15 = 1,945 \text{ kJ/kgK}$$

Khi đó tổn thất nhiệt của hai vùng sấy tương ứng bằng:

$$Q_{v1} = G_{21} C_{v1} (t_{v21} - t_0) = 9512 \cdot 2,025 (40 - 20) = 385236 \text{ kJ/h}$$

$$q_{v1} = \frac{Q_{v1}}{W_1} = \frac{385236}{488} = 789 \text{ kJ/kg ẩm}$$

$$\text{Và: } Q_{v2} = G_{22} C_{v2} (t_{v22} - t_0) = 9176 \cdot 1,945 (40 - 20) = 356946 \text{ kJ/h}$$

$$q_{v2} = \frac{Q_{v2}}{W_2} = \frac{356946}{336} = 1062 \text{ kJ/kg ẩm}$$

– Tổn thất ra môi trường Q_{mtr} . Để tính tổn thất này ta cần xác định diện tích bao quanh tháp sấy F:

$$F = 2(L + B)H = 2(3,25 + 1)12,6 = 107 \text{ m}^2$$

Theo kinh nghiệm, ta chia chiều cao của tháp theo các vùng với tỷ lệ: Vùng sấy 1/vùng sấy 2/vùng làm mát = 1,5/1/1. Do đó, diện tích xung quanh của ba vùng tương ứng bằng: $F_1 = 46 \text{ m}^2$; $F_2 = F_3 = 30,5 \text{ m}^2$.

Chúng ta quyết định tháp xây bằng gạch đỏ có chiều dày $\delta = 250 \text{ mm}$ với hệ số dẫn nhiệt của gạch đỏ $\lambda = 0,77 \text{ W/mK}$. Nhiệt độ trung bình TNS của hai vùng sấy tương ứng bằng:

$$t_{v1} = 0,5(t_{11} + t_{21}) = 0,5(110 + 45) = 77,5^\circ\text{C}$$

$$t_{v2} = 0,5(t_{12} + t_{22}) = 0,5(140 + 60) = 100^\circ\text{C}$$

Nhiệt độ không khí ngoài tháp của cả hai vùng lấy bằng nhiệt độ môi trường $t_0 = 20^\circ\text{C}$. Tốc độ TNS đi trong tháp, theo kinh nghiệm khoảng $(0,2 \div 0,5) \text{ m/s}$. Trong ví dụ này ta lấy $w = 0,3 \text{ m/s}$.

Như vậy, bài toán tính tổn thất nhiệt ra môi trường là bài toán xác định mật độ dòng nhiệt giữa dòng TNS chuyển động cưỡng bức với tốc độ $w = 0,3 \text{ m/s}$,

hiệt độ t_{vi} và bên kia là đối lưu tự nhiên có nhiệt độ t_0 . Tương tự như trong các ví dụ trước, sử dụng chương trình con được viết với ngôn ngữ Pascal hoặc tính lập bằng tay ta xác định được mật độ dòng nhiệt tương ứng với các vùng bằng:

$$q_{v1} = 85 \text{ W/m}^2 = 3,6.85 \text{ kJ/m}^2 = 306 \text{ kJ/m}^2$$

$$q_{v2} = 121 \text{ W/m}^2 = 3,6.121 \text{ kJ/h} = 436 \text{ kJ/h}$$

Do đó tổn thất ra môi trường ứng với từng vùng bằng:

$$Q_{v1} = q_{v1} \cdot F_1 = 306.46 = 14076 \text{ kJ/h}$$

$$q_{m1} = \frac{Q_{v1}}{W_1} = \frac{14076}{488} = 29 \text{ kJ/kg ẩm}$$

$$Q_{v2} = q_{v2} \cdot F_2 = 436.30,5 = 13298 \text{ kJ/h}$$

$$q_{m2} = \frac{Q_{v2}}{W_2} = \frac{13298}{336} = 40 \text{ kJ/kg ẩm}$$

8. Xây dựng quá trình sấy thực

- Tổng tổn thất của các vùng sấy Δ_i :

$$\Delta_i = C_a t_0 - (q_{vi} + q_{mi})$$

Do đó:

$$\Delta_1 = 4,18.20 - (789 + 29) = -734 \text{ kJ/kg ẩm}$$

$$\Delta_2 = 4,18.20 - (1328 + 40) = -1284 \text{ kJ/kg ẩm}$$

- Xác định các thông số của TNS sau quá trình sấy thực. Khi biết tổng tổn thất của các vùng Δ chúng ta có thể xây dựng quá trình sấy thực trên đồ thị I-d (xem hình 9.6) theo quan hệ:

$$C_{0i} E_{0i} = \Delta_i (C_{0i} D_{0i}) (M_i / M_d)$$

Khi đó trạng thái TNS sau quá trình sấy thực C_{2i} là giao điểm của đường $B_i E_{0i}$ và đường $t_{2i} = \text{const}$. Từ điểm C_{2i} ta dễ dàng tìm được I_{2i} , d_{2i} và φ_{2i} . Tuy nhiên, các thông số này cũng có thể tính bằng giải tích. Trước hết ta tính nhiệt dung riêng dẫn xuất $C_{dx i}$:

$$C_{dx1} = 1,004 + 1,842 d_{11}$$

$$= 1,004 + 1,842.0,01537 = 1,032 \text{ kJ/kgkkK}$$

$$C_{dx2} = 1,004 + 1,842 d_{12}$$

$$= 1,004 + 1,842.0,01654 = 1,034 \text{ kJ/kgkkK}$$

Khi đó:

$$d_{21} = d_{11} + \frac{C_{dx1} (t_{11} - t_{21})}{i_{21} - \Delta_1} = 0,01536 + \frac{1,032(110 - 45)}{2583 + 734} = 0,03496 \text{ kg ẩm/kgkk}$$

$$d_{22} = d_{12} + \frac{C_{dx2} (t_{12} - t_{22})}{i_{22} - \Delta_2} = 0,01654 + \frac{1,034(140 - 60)}{2611 + 1284}$$

$$= 0,03708 \text{ kg ẩm/kgkk}$$

$$\varphi_{21} = \frac{pd_{21}}{p_{bh21}(0,621 + d_{21})} = \frac{(745/750)0,03496}{0,0946(0,621 + 0,03496)} = 56\%$$

$$\varphi_{22} = \frac{pd_{22}}{p_{bh22}(0,621 + d_{22})} = \frac{(745/750)0,03708}{0,1967(0,621 + 0,03708)} = 28\%$$

Độ ẩm tương đối của TNS ra khỏi quá trình sấy còn tương đối bé, đặc biệt là giai đoạn 2. Để tiết kiệm nhiệt lượng chúng ta có thể chọn lại nhiệt độ t_{22} . Chẳng hạn, chọn lại $t_{22} = 45^{\circ}\text{C}$. Khi đó:

$$d_{22} = d_{12} + \frac{C_{dx2}(t_{12} - t_{22})}{i_{22} - \Delta_2} = 0,01654 + \frac{1,034(140 - 45)}{2584 + 1584} = 0,05081$$

Khi đó:

$$\varphi_{22} = \frac{pd_{22}}{p_{bh22}(0,621 + d_{22})} = \frac{(745/750)0,05081}{0,0946(0,621 + 0,05081)} = 79\%$$

- Lượng TNS thực tế:

$$l_1 = \frac{L}{d_{21} - d_{11}} = \frac{1}{0,03496 - 0,01536} = 51 \text{ kgkk/kggảm}$$

$$L_1 = l_1 W_1 = 51.488 = 23888 \text{ kgkk/h}$$

$$l_2 = \frac{1}{d_{22} - d_{12}} = \frac{1}{0,05081 - 0,01654} = 29 \text{ kgkk/kggảm}$$

$$L_2 = l_2 W_2 = 29.336 = 9744 \text{ kgkk/h}$$

- Thể tích trung bình của TNS trong các vùng sấy:

+ Vùng sấy 1:

Với $t_{11} = 110^{\circ}\text{C}$ và $\varphi_{11} = 2\%$ ta tìm được $v_{11} = 1,13 \text{ m}^3/\text{kgkk}$

Với $t_{21} = 45^{\circ}\text{C}$ và $\varphi_{21} = 77\%$ ta tìm được $v_{21} = 0,960 \text{ m}^3/\text{kgkk}$

+ Vùng sấy 2:

Với $t_{12} = 140^{\circ}\text{C}$ và $\varphi_{12} = 1\%$ ta có $v_{12} = 1,204 \text{ m}^3/\text{kgkk}$

Với $t_{22} = 45^{\circ}\text{C}$ và $\varphi_{22} = 79\%$ ta có $v_{22} = 0,984 \text{ m}^3/\text{kgkk}$

Do đó:

$$V_1 = 0,5L_1(v_{11} + v_{21}) = 0,5.23888(1,13 + 0,96) = 24963 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_2 = 0,5L_2(v_{12} + v_{22}) = 0,5.9744(1,204 + 0,984) = 10660 \text{ m}^3/\text{h}$$

9. Cân bằng nhiệt

- Tổng nhiệt lượng cần thiết của các vùng sấy q_i :

$$q_1 = l_1(I_{11} - I_0) = 51(151 - 52) = 5049 \text{ kJ/kggảm}$$

$$Q_1 = q_1 W_1 = 5049.488 = 2463912 \text{ kJ/h} = 684 \text{ kW}$$

$$q_2 = I_2(I_{12} - I_0) = 29(191 - 52) = 4031 \text{ kJ/kg ẩm}$$

$$Q_2 = q_{12}W_2 = 4031.336 = 1354416 \text{ kJ/h} = 376 \text{ kW}$$

– Nhiệt lượng có ích q_{1i} :

$$q_{11} = i_{21} - C_a t_{v11} = 2583 - 4,18.20 = 2494 \text{ kJ/kg ẩm}$$

$$q_{12} = i_{22} - C_a t_{v12} = 2583 - 4,18.40 = 2416 \text{ kJ/kg ẩm}$$

Nhiệt lượng TNS mang đi q_{2i} :

$$q_{21} = I_1 C_{dx1}(t_{21} - t_0) = 51.1,032(45 - 20) = 1316 \text{ kJ/kg ẩm}$$

$$q_{22} = I_2 C_{dx2}(t_{22} - t_0) = 29.1,034(45 - 20) = 750 \text{ kJ/kg ẩm}$$

Tổng nhiệt lượng theo tính toán q_i :

$$q_1 = q_{11} + q_{21} + q_{v1} + q_{m1}$$

$$= 2494 + 1316 + 798 + 29 = 4637 \text{ kJ/kg ẩm}$$

$$q_2 = q_{12} + q_{22} + q_{v2} + q_{m2}$$

$$= 2416 + 750 + 1062 + 40 = 4268 \text{ kJ/kg ẩm}$$

Về nguyên tắc, tổng nhiệt lượng theo tính toán q_i phải bằng nhiệt lượng tiêu hao q . Tuy nhiên, do nhiều lý do trong đó có việc làm tròn trong quá trình tính toán, tra bảng v.v... nên sai số giữa hai nhiệt lượng này trên dưới 10% là có thể chấp nhận được. Sai số đó cho tính toán các vùng như sau:

$$\varepsilon_1 = \frac{|q_i - q_1|}{q_1} = \frac{4637 - 5049}{5049} = 8\%$$

$$\varepsilon_2 = \frac{|q_2 - q_2|}{q_2} = \frac{4268 - 4031}{4031} = 6\%$$

Với sai số này có thể xem các tính toán trên đây đủ chính xác. Dưới đây ta thiết lập bảng cân bằng nhiệt cho từng vùng sấy:

Bảng cân bằng nhiệt vùng sấy 1

TT	Đại lượng	Ký hiệu	kJ/kg ẩm	%
1	Nhiệt lượng có ích	q_{1i}	2494	49
2	Tổn thất nhiệt do TNS	q_{2i}	1316	26
3	Tổn thất nhiệt do VLS	q_{v1}	798	16
4	Tổn thất ra môi trường	q_{m1}	29	1
5	Sai số	ε_1	412	8
6	Tổng nhiệt lượng tiêu hao	q_1	5049	100

Bảng cân bằng nhiệt vùng sấy 2

TT	Đại lượng	Ký hiệu	kJ/kg ẩm	%
1	Nhiệt lượng có ích	q_{12}	2416	60
2	Tổn thất nhiệt do TNS	q_{22}	750	19
3	Tổn thất nhiệt do VLS	q_{v2}	1062	26
4	Tổn thất ra môi trường	q_{m2}	40	1
5	Sai số	ε_2	503	6
6	Tổng nhiệt lượng tiêu hao	q_2	4031	100

Qua hai bảng cân bằng nhiệt trên đây có thể rút ra các nhận xét sau:

- Hiệu suất nhiệt của hai vùng sấy lần lượt bằng $\eta_{11} = 49\%$ và $\eta_{12} = 60\%$.

- Tổn thất nhiệt ra môi trường trong cả hai vùng sấy chỉ chiếm 1%. Như trên đã thấy, tính tổn thất này rất phức tạp. Vì vậy, trong tính toán cụ thể có thể bỏ qua tổn thất này.

- Nhiên liệu tiêu hao. Nhiên liệu tiêu hao trong 1 giờ cho từng vùng sấy tính theo công thức: $b_i = \frac{q_i W_i}{Q_c \eta_{hd}}$

$$\text{Do đó: } b_1 = \frac{5049.488}{46311.0,9} = 59 \text{ kg/h}$$

$$b_2 = \frac{4031.336}{46311.0,9} = 32 \text{ kg/h}$$

$$b = b_1 + b_2 = 59 + 32 = 91 \text{ kg/h}$$

10. Tính toán vùng làm mát

- Nhiệt lượng VLS tỏa ra cho không khí trong buồng làm mát q_3 (kJ/kg ẩm). Để tính nhiệt lượng này trước hết ta tính nhiệt dung riêng trung bình của VLS:

$$\begin{aligned} C_{v3} &= C_a \omega_{h3} + (1 - \omega_{h3}) C_k \\ &= 4,18.0,145 + (1 - 0,145)1,55 = 1,932 \text{ kJ/kgK} \end{aligned}$$

Nếu lấy $t_{v13} = (t_{22} - 50)C = (45 - 5) = 40^{\circ}C$ và nhiệt độ VLS ra khỏi buồng làm mát $t_{v23} = 30^{\circ}C$ thì nhiệt lượng VLS nhả cho không khí Q_3 bằng:

$$\begin{aligned} Q_3 &= G_{23} C_{v3} (t_{v13} - t_{v23}) = (G_{13} - W_3) C_{v3} (t_{v13} - t_{v23}) \\ &= (9176 - 107)1,932(40 - 30) = 175213 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

$$\text{Hay: } q_3 = \frac{Q_3}{W_3} = \frac{175213}{107} = 1638 \text{ kJ/kg ẩm}$$

Bỏ qua nhiệt lượng tỏa ra môi trường ta có:

$$\Delta_3 = q_3 = 1638 \text{ kJ/kgg}$$

– Thông số không khí sau buồng làm mát:

Nhiệt độ VLS ra khỏi buồng làm mát $t_{v23} = 30^\circ\text{C}$, do đó ta chọn nhiệt độ không khí ra khỏi buồng làm mát $t_{23} = 25^\circ\text{C}$. Như vậy, trong buồng làm mát không khí vào buồng làm mát có trạng thái $(t_0, \varphi_0) = (20^\circ\text{C}, 85\%)$ được đốt nóng đến $t_{23} = 30^\circ\text{C}$ với lượng chứa ẩm d_{23} bằng:

$$\begin{aligned} d_{23} &= d_0 + \frac{C_{dx}(d_0)(t_{23} - t_0)}{i_{23} - \Delta_3} \\ &= 0,01214 + \frac{1,0269(25 - 20)}{2546 - 1638} = 0,0181 \text{ kgg/kgkk} \end{aligned}$$

Khi đó:

$$\varphi_{23} = \frac{p_{d23}}{p_{bh2}(0,621 + d_{23})} = \frac{\frac{745}{760} 0,0181}{0,0315(0,621 + 0,0181)} = 89\%$$

– Lượng không khí cần đưa vào buồng làm mát :

$$l_3 = \frac{1}{d_{23} - d_0} = \frac{1}{0,0181 - 0,01214} = 176 \text{ kgkk/kgg}$$

$$L_3 = l_3 W_3 = 176.107 = 18838 \text{ kgkk/h}$$

– Lưu lượng thể tích trung bình trước và sau buồng làm mát V_3 . Theo phụ lục 5 cuối sách ứng với trạng thái $(t_0, \varphi_0) = (20^\circ\text{C}, 85\%)$ ta tìm được $v_0 = 0,864 \text{ m}^3/\text{kgkk}$ và trạng thái $(t_{23}, \varphi_{23}) = (25^\circ\text{C}, 89\%)$ ta có $v_{23} = 0,888 \text{ m}^3/\text{kgkk}$. Do đó:

$$V_3 = 0,5(v_0 + v_{23})L_3 = 0,5(0,864 + 0,888)18838 = 16502 \text{ m}^3/\text{h}$$

11. Chọn dạng, bố trí kênh dẫn và kênh thải

Chúng ta chọn dạng và kích thước của kênh dẫn và kênh thải như hình 9.1. Do đó, theo chiều ngang của tháp chúng ta bố trí 19×3 hàng và theo chiều cao là 38 hàng. Ở vùng sấy thứ nhất đặt 14 hàng theo chiều cao gồm 7 hàng kênh dẫn và 7 hàng kênh thải xen kẽ nhau. Ở vùng sấy thứ hai đặt 12 hàng, trong đó có 6 hàng kênh dẫn và 6 hàng kênh thải xen kẽ nhau. Trong buồng làm mát cũng đặt tương tự: đặt 12 hàng gồm 6 hàng kênh dẫn và 6 hàng kênh thải.

Từ cách bố trí và kích thước của các kênh dẫn và kênh thải như trên chúng ta tính tốc độ TNS đi trong kênh:

- Diện tích 30 kênh trên một tiết diện ngang F_h bằng:

$$F_h = 30\{0,5(65.100) + (60.100)\} = 277500 \text{ mm}^2 = 0,2775 \text{ m}^2$$

– Tổng diện tích các kênh dẫn hoặc kênh thải vùng sấy thứ nhất F_1 bằng:

$$F_1 = 7F_h = 7.0,2775 = 1,9425 \text{ m}^2$$

- Tổng diện tích các kênh dẫn hoặc kênh thải vùng sấy thứ hai F_2 và vùng làm mát F_3 bằng:

$$F_2 = F_3 = 6F_h = 6.0,2775 = 1,665 \text{ m}^2$$

- Tốc độ TNS trên các kênh trong các vùng tương ứng bằng:

$$\text{Vùng sấy thứ nhất: } \omega_1 = \frac{V_1}{F_1} = \frac{36000}{1,9425.3600} = 5,148 \text{ m/s}$$

$$\text{Vùng sấy thứ hai: } \omega_2 = \frac{V_1}{F_1} = \frac{14425}{1,665.3600} = 2,407 \text{ m/s}$$

$$\text{Vùng làm mát: } \omega_3 = \frac{V_3}{F_3} = \frac{16502}{1,665.3600} = 2,753 \text{ m/s}$$

Các tốc độ TNS tính được trên đây thỏa mãn điều kiện $\omega < 6 \text{ m/s}$.

12. Chọn quạt

Để chọn quạt chúng ta phải tính trở lực của TNS đi trong kênh dẫn, kênh thải và qua lớp hạt trong tháp. Các tính toán này, đặc biệt là tính trở lực qua lớp hạt rất phức tạp. Trong ví dụ này ta chọn quạt theo kinh nghiệm: chọn ba quạt cho ba vùng như sau:

Vùng sấy thứ nhất: hai quạt N_6 có năng suất $V = 18000 \text{ m}^3/\text{h}$.

Vùng sấy thứ hai: hai quạt N_6 có năng suất $V = 15000 \text{ m}^3/\text{h}$.

Vùng làm mát: một quạt N_6 có năng suất $v = 18000 \text{ m}^3/\text{h}$.

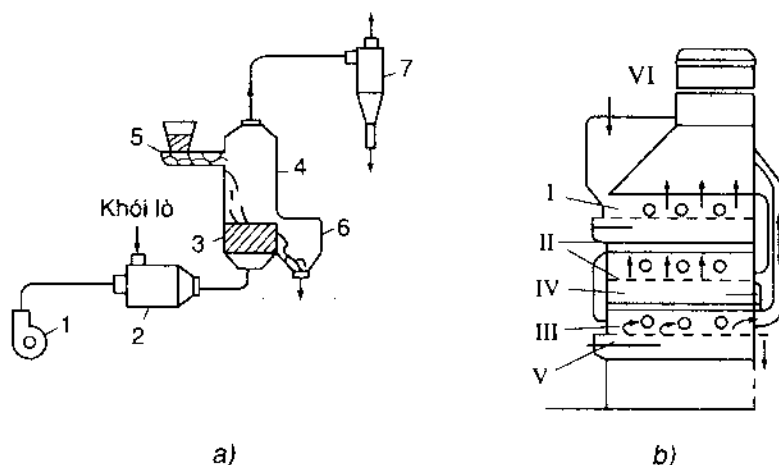
9.4 CHẾ ĐỘ SẤY THÁP CỦA NGÔ, ĐẬU

ω_1 (%)	ω_2 (%)	t_1 (°C)	t_2 (°C)	ω (m/s)	τ (h)
30 ÷ 35	12 ÷ 13	70 ÷ 80	45 ÷ 50	1 ÷ 2	8 ÷ 10

HTS tầng sôi và HTS khí động là những HTS chuyên dùng để sấy hạt. Cũng như HTS thùng quay và HTS tháp, HTS tầng sôi và HTS khí động được dùng rất phổ biến trong công nghệ sau thu hoạch. Chương này giới thiệu kết cấu, nguyên lý làm việc và tính toán nhiệt hai HTS này.

10.1. CẤU TẠO, NGUYÊN LÝ HOẠT ĐỘNG

HTS tầng sôi có thể hoạt động một hoặc nhiều tầng. Nguyên lý và sơ đồ cấu tạo của HTS tầng sôi cho ở hình 10.1. Trong đó, hình 10.1a là sơ đồ nguyên lý của HTS tầng sôi một tầng, hình 10.1b là sơ đồ nguyên lý HTS tầng sôi hai tầng và một tầng làm mát.



Hình 10.1. Sơ đồ nguyên lý của HTS tầng sôi

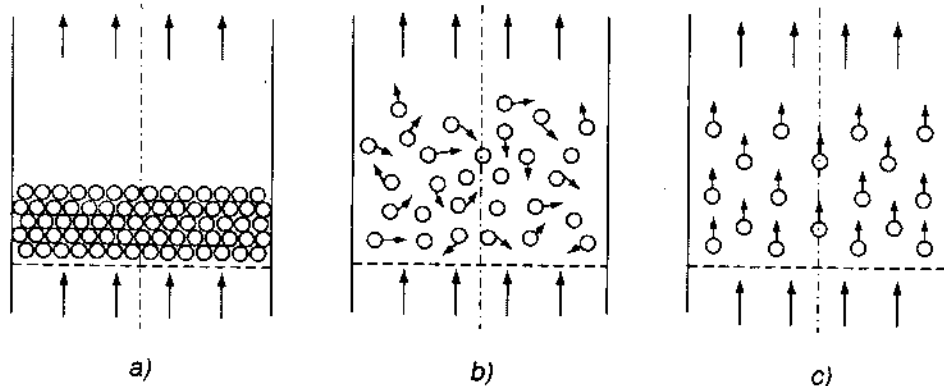
1. Quạt; 2. Buồng hoà trộn; 3. Lớp VLS sôi; 4. Buồng sấy; 5. Cơ cấu nạp vật liệu;
6. Buồng chứa sản phẩm; 7. Xyclon; I và II. Hai vùng sấy; III. Vùng làm mát;
- IV. Kênh cấp TNS; V. Giá đỡ vật liệu; VI. Phần nạp vật liệu.

HTS một tầng sôi hoạt động như sau: TNS được quạt (1) hút từ buồng hoà trộn (2) nếu TNS là khói lò, hoặc hút từ calorifer nếu TNS là không khí, thổi vào dưới gi buồng sấy. Gi buồng sấy là một tấm thép có đục nhiều lỗ thích hợp hoặc lưới thép để TNS đi qua nhưng hạt không lọt xuống được. VLS được cơ cấu nạp vật liệu (5) đổ xuống trên gi. Với tốc độ đủ lớn thích hợp, TNS có nhiệt độ cao, độ ẩm tương đối

bé đi qua lớp vật liệu (3) trong buồng sấy (4) nâng các hạt lên và làm cho lớp hạt xáo trộn bập bùng trong dòng tác nhân như hình ảnh một dịch thể đang sôi. Vì vậy, người ta gọi HTS kiểu này là HTS tầng sôi. Rõ ràng, khi đó hệ khí – hạt có đầy đủ tính chất như một chất lỏng (tính linh động, tính giãn dãn, tính chảy...). Quá trình sôi cũng là quá trình trao đổi nhiệt – ẩm mãnh liệt giữa TNS và VLS. Các hạt khô hơn nên nhẹ hơn sẽ nằm ở lớp trên của tầng hạt đang sôi. Người ta tính toán, ở một độ cao nhất định hạt khô sẽ rơi vào buồng chứa sản phẩm (6) để lấy ra ngoài. Có thể có nhiều hạt nhỏ, nhẹ bay theo TNS. Vì vậy, người ta bố trí một xyclon (7) trên đường thải TNS để thu hồi sản phẩm bay theo.

Với nguyên lý như vậy, hình 10.1b biểu diễn HTS tầng sôi hai tầng sấy và một tầng làm mát, VLS từ phễu nạp liệu (VI) đi vào gi của buồng sấy ở tầng sấy (I). Ở đây, TNS cũng tạo ra chế độ sôi của hạt trên gi và tiến hành quá trình trao đổi nhiệt – ẩm cho nhau. Theo tính toán, VLS được sấy trong vùng này đến một độ ẩm nhất định sẽ được đưa xuống gi sấy của tầng sấy thứ (II). Trong tầng này, VLS lại được TNS tạo chế độ sôi và trao đổi nhiệt – ẩm cho nhau. Khi VLS đạt đến một độ ẩm yêu cầu ω_2 nào đó sẽ tự động rơi xuống gi (V) của buồng làm mát (III). Không khí ngoài trời sẽ được quạt đưa vào dưới và đi qua lớp VLS để làm mát. Hạt trên gi trong buồng làm mát có thể ở dạng tĩnh hoặc ở dạng sôi.

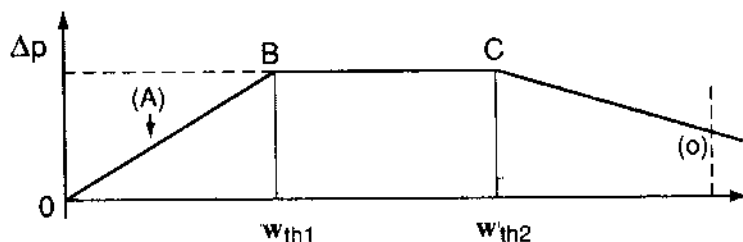
Như vậy, HTS tầng sôi là một HTS đối lưu mà đặc trưng của nó là VLS ở thể sôi trao đổi nhiệt – ẩm với dòng tác nhân nhưng không bay theo tác nhân. Khi tốc độ TNS bé, lớp hạt nằm yên. Đó là HTS đối lưu bình thường đã giới thiệu trong HTSB. Nếu tốc độ TNS đạt được một giá trị áp lực dòng TNS đủ lớn và cuốn toàn bộ lớp hạt trên gi bay theo, lúc đó chúng ta có HTS khí động. Hình 10.2 cho hình ảnh lớp hạt trên gi. Hình 10.2a biểu diễn hình ảnh lớp hạt trong chế độ sấy đối lưu bình thường khi TNS đi xuyên qua VLS mà chúng ta đã biết. Hình 10.2b là hình ảnh lớp hạt trong HTS tầng sôi và hình 10.2c là hình ảnh dòng hạt cùng chuyển động với dòng TNS trong HTS khí động.



Hình 10.2. Chuyển động của dòng TNS qua lớp hạt

Nghiên cứu thực nghiệm trở lực của dòng TNS đi qua lớp hạt cho thấy:

– Trong chế độ sấy đối lưu bình thường với một chiều cao lớp hạt không đổi, nếu tốc độ tác nhân tăng thì trở lực hạt cũng tăng và gần như tuyến tính. Trên hình 10.3 quan hệ giữa trở lực và lớp hạt tính theo tốc độ TNS biểu diễn bằng đoạn OB.



Hình 10.3. Quan hệ $\Delta p = f(w)$ của dòng TNS qua lớp hạt

– Khi tốc độ TNS đạt đến tốc độ w_{th1} nào đó thì hạt trở nên linh động, chiều cao lớp hạt tăng dần và chế độ sôi bắt đầu. Với chế độ sôi ổn định, tốc độ của dòng TNS chưa đủ cuốn hạt theo nhưng đủ duy trì chế độ sôi ở một bộ phận phía trên lớp hạt. Lớp phía dưới nằm trên gi vẫn ở chế độ tĩnh. Vì vậy, tính toán chiều cao lớp sôi và chiều cao lớp tĩnh là một trong những đặc trưng khi tính toán HTS tầng sôi. Đối với từng loại hạt, trong một khoảng tốc độ nhất định chiều cao lớp tĩnh cũng như chiều cao lớp sôi là không đổi nên trở lực của dòng TNS trong khoảng tốc độ đó không đổi. Trên hình 10.3 quan hệ $\Delta p = f(w)$ của chế độ sôi biểu diễn bởi đường BC.

– Nếu tốc độ TNS tiếp tục tăng và vượt quá một giá trị giới hạn w_{th2} nào đó tương ứng với điểm C trên hình 10.3 thì chế độ sôi chấm dứt, và trong khối hạt hình thành các túi khí. Đó là chế độ chuyển tiếp giữa chế độ sấy tầng sôi và chế độ sấy khí động. Trong giai đoạn này trở lực của lớp hạt bắt đầu giảm. Thực nghiệm chứng tỏ quan hệ này cũng là tuyến tính. Trên hình 10.3 quan hệ $\Delta p = f(w)$ được biểu diễn bởi đường CD. Tốc độ đạt đến giá trị w_c thì toàn bộ khối hạt hoà lẫn hoàn toàn với dòng TNS và bị cuốn theo. Từ đây chế độ sấy khí động bắt đầu.

Có thể thấy tốc độ w_{th2} là tốc độ mà tại đó khối lượng của hạt vừa đủ cân bằng với sức cản của dòng tác nhân. Do đó chỉ cần tốc độ vượt quá w_{th2} thì hạt bị cuốn theo và chế độ sôi bắt đầu bị phá vỡ. Vì vậy, tốc độ treo tự do. Do đó, tính tốc độ làm việc tối ưu w_1 để tạo ra chế độ sôi ổn định và trở lực Δp mà quạt phải khắc phục ở chế độ đó là đặc thù thứ hai khi tính toán nhiệt của HTS tầng sôi. Rõ ràng tốc độ làm việc tối ưu trong HTS tầng sôi thỏa mãn điều kiện: $w_{th1} < w_1 < w_{th2}$.

10.2. TÍNH TOÁN HỆ THỐNG SẤY TẮNG SÔI

10.2.1. Trao đổi nhiệt – ẩm và chế độ sấy tầng sôi

Do tạo ra chế độ sôi nên cường độ trao đổi nhiệt – ẩm trong HTS tầng sôi rất lớn. Cân bằng nhiệt cho lớp hạt có chiều cao H , độ xốp ε ta dễ dàng thu được phương trình giữa tốc độ đốt nóng VLS $\frac{dt_v}{d\tau}$ và tốc độ sấy $\frac{d\omega_k}{d\tau}$:

$$\rho_v (1 - \varepsilon) H C_v \frac{dt_v}{d\tau} = \rho_v (1 - \varepsilon) H r \frac{d\omega_k}{d\tau} + G C_{pk} (t_1 - t_2) \quad (10.1)$$

Từ đó chúng ta có tốc độ đốt nóng hạt bằng:

$$\frac{dt_v}{d\tau} = \frac{r}{C_v} \cdot \frac{d\omega_k}{d\tau} + \frac{L C_{pk} (t_1 - t_2)}{\rho_v (1 - \varepsilon) H C_v} \quad (10.2)$$

Trong đó:

ρ_v, C_v – khối lượng riêng và nhiệt dung riêng của hạt.

r – nhiệt ẩn hoá hơi.

L, C_{pk} – khối lượng và nhiệt dung riêng của không khí khô.

t_1, t_2 – nhiệt độ vào và ra khỏi lớp sôi của TNS.

A.S. Ginzburg đã xác định bằng thực nghiệm tốc độ đốt nóng hạt ngũ cốc $\frac{dt_v}{d\tau}$ trong các HTS lớp tĩnh, sấy tầng sôi và sấy khí động. Kết quả cho trong bảng 10.1.

Bảng 10.1. Tốc độ đốt nóng hạt trong quá trình sấy

Phương pháp sấy	Tốc độ đốt nóng $\frac{dt_v}{d\tau}$ (°C/phút)
Sấy lớp tĩnh	1,5 ÷ 2,0
Sấy tầng sôi	40 ÷ 50
Sấy khí động	180 ÷ 200

Qua số liệu trong bảng 10.1 chúng ta thấy nhờ tạo ra chế độ sôi mà quá trình trao đổi nhiệt – ẩm được tăng cường rất mạnh. So với sấy lớp tĩnh, tốc độ đốt nóng hạt gấp khoảng 25 lần.

Chú ý rằng, lượng ẩm TNS nhận được bằng lượng ẩm mà VLS mất đi. Do đó, nếu gọi d_1 và d_2 là lượng chứa ẩm vào và ra khỏi khối hạt có chiều cao H với độ xốp ε thì phương trình cân bằng ẩm có dạng:

$$L(d_2 - d_1) = -\rho_v (1 - \varepsilon) H \frac{d\omega_k}{d\tau} \quad (10.3)$$

$$\text{Hay: } \frac{d\omega_k}{d\tau} = \frac{L(d_1 - d_2)}{\rho_v (1 - \varepsilon) H} \quad (10.4)$$

Tốc độ sấy $\frac{d\omega_k}{d\tau}$ cũng được xác định bằng công thức thực nghiệm sau:

$$\frac{d\omega_k}{d\tau} = \left(\frac{G_1}{F_G} \right)^{-0.6} \left\{ 0,46(t_1 - 60)^{0.7} + k(\omega_{k1} - 25) + 8 \right\} \sqrt{\omega \rho_k} \quad (10.5)$$

Trong đó:

G_1 – khối lượng vào của VLS;

F_G – thể tích gi sấy;

t_1 – nhiệt độ vào của TNS;

k – hệ số thực nghiệm phụ thuộc vào nhiệt độ TNS;

ω_{k1} – độ ẩm tuyệt đối của VLS vào HTS;

w – tốc độ TNS

ρ_k – khối lượng riêng của TNS

Cường độ đốt nóng của tốc độ sấy trong HTS tầng sôi còn được thể hiện trong chế độ sấy. Chẳng hạn, bảng 10.2 cho chúng ta quan hệ giữa chiều cao lớp hạt II (m), nhiệt độ TNS t_1 ($^{\circ}\text{C}$), thời gian sấy τ (phút) và tiêu hao năng lượng tương đối E khi sấy lúa mỳ có độ ẩm từ 25% đến 15%.

Từ bảng 10.2 của chế độ sấy lúa mỳ trong TBS tầng sôi cho thấy, trong khoảng $H = (0,10 \div 0,30)\text{m}$ chiều cao lớp hạt tăng thì mặc dù nhiệt độ TNS tăng nhưng thời gian sấy cũng tăng. Tuy nhiên, trong khi đó năng lượng tiêu hao giảm. Do đó, xác định chiều cao lớp hạt tối ưu trong HTS tầng sôi là rất quan trọng.

Vấn đề trao đổi nhiệt đối lưu giữa TNS với vật liệu trong tầng sôi rất phức tạp. Cũng như trao đổi nhiệt đối lưu bình thường, để xác định hệ số trao đổi nhiệt đối lưu α trong tầng sôi người ta thiết lập các phương trình đồng dạng bằng thực nghiệm. Có rất nhiều công thức của nhiều tác giả. Chẳng hạn công thức của Phêdôrov:

Khi $Fe = (30 \div 100)$ thì tiêu chuẩn Nu bằng:

$$Nu = 0,01 Fe^{0.74} Re^{0.65} \left(\frac{H}{d_{td}} \right)^{-0.34} \quad (10.6)$$

Khi $Fe = (100 \div 200)$ ta có:

$$Nu = 0,0283 Fe^{0.6} Re^{0.65} \left(\frac{H}{d_{td}} \right)^{-0.34} \quad (10.7)$$

Trong (10.7) tiêu chuẩn Phêđôrov Fe bằng:

$$Fe = d_{td} \sqrt[3]{\frac{4g(\rho_v - \rho_k)}{3v_k^2 \rho_k}} \quad (10.8)$$

Ý nghĩa của tiêu chuẩn đồng dạng Fe cũng như các tiêu chuẩn đồng dạng khác giới thiệu trong phụ lục 3 cuối sách.

10.2.2. Tốc độ tới hạn w_{th1}

Nội dung cơ bản của tính toán HTS tầng sôi là xác định tốc độ TNS: tốc độ tạo ra chế độ sôi w_{th1} và tốc độ làm việc tối ưu w_1 , chiều cao lớp hạt, kích thước gi lò và cuối cùng là tổng trở lực của hệ thống.

Một cách gần đúng có thể xem khi chế độ sôi bắt đầu, trở kháng thủy lực của dòng TNS với tốc độ w_{th1} cân bằng với khối lượng của khối hạt đang sôi. Trên cơ sở đó, tính toán nhiều số liệu thí nghiệm người ta đưa ra công thức để tính tốc độ w_{th1} bằng phương trình tiêu chuẩn sau:

$$Re_{th1} = \frac{Ar}{150 \left\{ \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \right\} + \sqrt{\left\{ \frac{(1,75Ar)}{\varepsilon^3} \right\}}} \quad (10.9)$$

Trong đó:

ε – độ xốp của lớp sôi. Với hạt cầu ta lấy $\varepsilon = 0,4$.

Ar – tiêu chuẩn Archimet, bằng:

$$Ar = \frac{d_{td}^3 g (\rho_v - \rho_k)}{v_k^2 \rho_k} \quad (10.10)$$

Đường kính tương đương của hạt d_{td} có thể tính theo công thức:

$$d_{td} = \sqrt{\frac{G}{\pi \cdot n \cdot \rho_v}} \quad (10.11)$$

Ở đây, G là khối lượng của n hạt. Thông thường người ta xác định đường kính tương đương cho $n = 1000$ hạt. Đường kính tương đương d_{td} của một số loại hạt ngũ cốc quen thuộc cho ở phụ lục 7 cuối sách. Như vậy, khi tiêu chuẩn Ar tính theo đường kính tương d_{td} thì ε trong (10.9) lấy bằng 0,4. Do đó công thức (10.9) được viết lại dưới dạng:

$$Re_{th1} = \frac{Ar}{1406,250 + 5,229\sqrt{Ar}} \quad (10.12)$$

Tương tự, tiêu chuẩn của Phêđôrov dùng để tính tốc độ hạt w_{th1} khi $Fe = (40 \div 200)$ có dạng:

$$Re_{th1} = 0,095Fe^{1,56} \quad (10.13)$$

$$\text{Hoặc: } Re_{th1} = 0,11Ar^{0,52} \quad (10.14)$$

Ngoài các công thức giới thiệu trên đây để xác định tốc độ w_{th1} chúng ta còn có thể gặp đây đó trong các tài liệu tham khảo một số công thức khác hoặc dưới dạng phương trình tiêu chuẩn, hoặc dạng có thứ nguyên. Chẳng hạn, trong một số tài liệu giới thiệu công thức của Eguntin tính trực tiếp tốc độ w_{th1}

– Khi $Re < 20$:

$$w_{th1} = \frac{d_{td}^2 (\rho_v - \rho_k) g}{1650\mu} \quad (10.15)$$

– Khi $Re > 1000$:

$$w_{th1} = \sqrt{\frac{g \cdot d_{td} (\rho_v - \rho_k)}{24,5\rho_v}} \quad (10.16)$$

10.2.3. Tốc độ làm việc tối ưu

Như trên đã giới thiệu, tốc độ làm việc là tốc độ ở đó chế độ sôi ổn định. Nói cách khác, ở chế độ đó chiều cao của lớp VLS nói chung và chiều cao lớp sôi nói riêng là không đổi. Do đó, về nguyên tắc tốc độ ổn định phải thoả mãn điều kiện

$$w_{th1} < w < w_{th2} \quad (10.17)$$

Theo kinh nghiệm, tốc độ làm việc tối ưu w_l nằm trong khoảng:

$$w_l = (2 \div 3) \tilde{w}_{th1} \quad (10.18)$$

Chẳng hạn, kết hợp (10.16) với (10.10) và (10.11) chúng ta có trị số Renol tối ưu lấy trong giới hạn:

$$Re_l = (0,19 \div 0,285) Fe^{1,56} \quad (10.19)$$

$$\text{Hoặc: } Re_l = (0,22 \div 0,33) Ar^{0,52} \quad (10.20)$$

10.2.4. Trở lực trong tầng sôi

Như trên đã biết, khi chế độ sôi ổn định có thể xem trở lực của TNS qua tầng sôi là không đổi và cân bằng khối lượng của khối hạt trên một đơn vị diện tích gi lò. Do đó:

$$\Delta p = H (\rho_v - \rho_k) (1 - \varepsilon) g \quad (10.21)$$

Đương nhiên, nếu độ xốp của lớp hạt tĩnh là ε_0 và chiều cao của nó là H_0 thì công thức (10.21) trở thành công thức tính trở lực TNS qua lớp hạt tĩnh Δp_0 .

$$\Delta p_0 = H_0 (\rho_v - \rho_k) (1 - \varepsilon_0) g \quad (10.22)$$

Ngoài công thức trên đây trong một số tài liệu tham khảo còn giới thiệu hai công thức thực nghiệm tính trở kháng qua lớp hạt:

- Công thức của Phêđôrov có dạng

$$\Delta p = 0,17 \frac{G}{F_G} \left(\text{Re} \cdot \frac{H}{d_{td}} \right)^{0,2} \quad (10.23)$$

Trong đó, G là khối lượng hạt trên gi tính bằng kg.

- Công thức của Daxiveisbax:

$$\Delta p = \xi \frac{H}{d_{td}} \cdot \frac{w^2 \rho_k}{2g} \cdot \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon} \cdot \varphi_d \quad (10.24)$$

Trong đó: φ_d là hệ số hình dáng của hạt cho ở phụ lục 7 cuối sách, ξ là hệ số trở kháng được xác định theo giới hạn của Re.

- Khi $\text{Re} \leq 35$ ta lấy

$$\xi = \frac{200}{\sqrt{\text{Re}}} \quad (10.25)$$

- Khi $70 \leq \text{Re} \leq 200$ ta tính:

$$\xi = \frac{11,6}{\sqrt{\text{Re}}} \quad (10.26)$$

10.2.5. Khối lượng vật liệu sấy thường xuyên nằm trên gi G (kg)

Trước hết, chúng ta tính khối lượng VLS nằm trên gi. Theo phương trình truyền nhiệt trong lớp sôi ta có:

$$Q = \alpha F \Delta t \quad (10.27)$$

Trong đó:

α – hệ số trao đổi nhiệt giữa TNS và VLS tính theo phương trình tiêu chuẩn (10.6) hoặc (10.7);

Δt – độ chênh nhiệt độ trung bình giữa TNS và VLS. Trong HTS tầng sôi độ chênh nhiệt độ trung bình tính theo công thức:

$$\Delta t = \frac{(t_1 - t_{v1}) - (t_2 - t_{v2})}{\ln \frac{t_1 - t_{v1}}{t_2 - t_{v2}}} \quad (10.28)$$

F – tổng diện tích bề mặt. Nếu gọi G là khối lượng hạt nằm trên gi thì tổng diện tích các bề mặt của hạt có thể tính theo công thức:

$$F = \frac{6G}{\rho_v d_{td}} \quad (10.29)$$

Kết hợp (10.27) và (10.29) ta có công thức xác định khối lượng VLS nằm trên gi là:

$$G = \frac{Q(\rho_v d_{td})}{6\alpha\Delta t} \quad (10.30)$$

Mặt khác, chúng ta thấy nhiệt lượng Q mà VLS nhận được bằng nhiệt lượng có ích cần thiết để bốc hơi ẩm Q_1 và nhiệt lượng tổn thất do đốt nóng vật Q_v . Như vậy, ta có:

$$Q = Q_1 + Q_v \quad (10.31)$$

Do đó, sau khi xác định được quá trình sấy thực chúng ta dễ dàng tìm được q_1 và q_v . Khi đó ta có:

$$Q = Wq = W(q_1 + q_v) \quad (10.32)$$

Thay (10.32) vào (10.20) chúng ta được công thức:

$$G = \frac{Wq(\rho_v d_{td})}{6\alpha\Delta t} \quad (10.33)$$

10.2.6. Diện tích gi lò và chiều cao lớp hạt

Nếu gọi L (kg/h) là số kg không khí khô được xác định sau khi xây dựng quá trình sấy thực và w_1 là tốc độ tối ưu của chế độ sấy tầng sôi đã chọn thì diện tích gi lò bằng:

$$F_G = \frac{(1,2 \div 1,5)L}{3600 \cdot w_1 \cdot \rho_k} \quad (10.34)$$

Trong đó: $(1,2 \div 1,5)$ là hệ số tính đến phần che chắn của lưới kim loại tạo thành gi. Khi đó chiều cao lớp hạt nằm trên gi tính theo công thức:

$$H = \frac{G}{F_G \rho_{kh}} \quad (10.35)$$

Trong đó, ρ_{kh} là khối lượng riêng của khối hạt

10.2.7. Thời gian sấy trung bình

Nếu gọi G_1 (kg/h) và G_2 (kg/h) là khối lượng hạt đưa vào và ra khỏi HTS chúng ta dễ dàng tính được thời gian trung bình hạt nằm trong lớp sôi hay chính là thời gian sấy trung bình:

$$\tau = \frac{G}{0,5(G_1 + G_2)} \quad (10.36)$$

10.3. CHẾ ĐỘ SẤY TẦNG SÔI KHI SẤY HẠT NGŨ CỐC

10.3.1. Chế độ sấy lúa mì

Bảng 10.2.

H (m)	t_1 (°C)	τ (phút)	E (%)
0,10	65,5	51,8	100
0,15	67,5	53,9	72
0,20	69,0	56,7	58
0,25	70,5	59,2	50
0,30	72,5	61,5	44

10.3.2. Chế độ sấy ngô**Bảng 10.3.**

ω_1 (%)	ω_2 (%)	t_1 (°C)	t_2 (°C)	τ (h)
25 ÷ 30	12 ÷ 15	90 ÷ 150	40 ÷ 60	0,4 ÷ 1

Ví dụ 10.1

Hãy xác định kích thước cơ bản của HTS tầng sôi để sấy ngô với năng suất $G_2 = 500 \text{ kg/h}$. Độ ẩm của VLS trước và sau quá trình sấy $\omega_1 = 26\%$, $\omega_2 = 13\%$. Không khí ngoài trời xác định bởi cặp thông số $(t_0, \varphi_0) = (20^\circ\text{C}, 85\%)$.

Giải**1. Lượng ẩm cần bốc hơi W**

$$W = G_2 \frac{\omega_1 - \omega_2}{1 - \omega_1} = 500 \frac{0,26 - 0,13}{1 - 0,26} = 87,838 \text{ kg/h}$$

2. Khối lượng hạt đưa vào HTS G_1

$$G_1 = G_2 + W = 500 + 87,838 = 587,838 \text{ kg/h}$$

3. Chọn nhiệt TNS vào và ra khỏi tầng sôi

Theo kinh nghiệm trong các HTS tầng sôi để sấy các hạt ngũ cốc chúng ta có thể chọn nhiệt độ TNS vào HTS $t_1 = 140^\circ\text{C}$, nhiệt độ ra khỏi tầng sôi t_2 chọn với điều kiện $\varphi_2 = (80 \pm 5)\%$. Chẳng hạn, lấy $t_2 = 45^\circ\text{C}$. Chúng ta sẽ kiểm tra điều kiện này.

4. Tính toán quá trình sấy lý thuyết

– Thông số không khí ngoài trời. Trong các ví dụ trước đây chúng ta biết không khí ngoài trời với cặp thông số $(t_0, \varphi_0) = (25^\circ\text{C}, 85\%)$ có:

$$d_0 = 0,01242 \text{ kg ẩm/kgkk}$$

$$i_0 = 51,587 \text{ kJ/kgkk}$$

$$C_{ax}(d_0) = 1,0269 \text{ kJ/kgK}$$

– Thông số của không khí trước khi vào TBS. Có thể xác định entanpy I_1 và độ ẩm tương đối ϕ_1 trên đồ thị $I - d$ nhờ cặp thông số $(t_1, d_0) = (140^\circ\text{C}; 0,01242)$. Cũng có thể tính theo công thức:

$$I_1 = 1,004t_1 + d_0(2500 + 1,842t_1)$$

$$I_1 = 1,004 + 0,0124(2500 + 1,842.140) = 174,813 \text{ kJ/kgkk}$$

Để tính độ ẩm tương đối ϕ_1 trước hết ta tính phân áp suất bão hoà p_{b1} tương ứng với nhiệt độ $t_1 = 140^\circ\text{C}$:

$$p_{b1} = \exp \left\{ 12 - \frac{4026,42}{235,5 + t_1} \right\} = \exp \left\{ 12 - \frac{4026,42}{235,5 + 140} \right\} = 3,586 \text{ bar}$$

Khi đó độ ẩm tương đối ϕ_1 bằng:

$$\phi_1 = \frac{B.d_0}{p_{b1}(0,621 + d_0)} = \frac{\frac{745}{750} 0,01242}{3,586(0,621 + 0,01242)} = 0,5\%$$

– Thông số TNS sau quá trình sấy lý thuyết. Lượng chứa ẩm d_{20} , độ ẩm tương đối ϕ_{20} có thể xác định bằng đồ thị nhờ cặp thông số (I_2, t_2) , trong đó $I_2 = I_1$ đã biết. Tuy nhiên, cũng có thể tính theo công thức:

$$d_{20} = d_0 + \frac{C_{dx}(d_0)(t_1 - t_2)}{i_2} = 0,01242 + \frac{1,0269(140 - 45)}{2500 + 1,842.45}$$

$$= 0,05019 \text{ kg ẩm/kgkk}$$

Để tính độ ẩm tương đối của TNS sau quá trình sấy chúng ta tính phân áp suất bão hoà của hơi nước ở nhiệt độ $t_2 = 45^\circ\text{C}$.

$$p_{b2} = \exp \left\{ 12 - \frac{4026,42}{235,5 + t_2} \right\} = \exp \left\{ 12 - \frac{4026,42}{235,5 + 45} \right\} = 0,0494 \text{ bar}$$

Khi đó:

$$\phi_{20} = \frac{B.d_{20}}{p_{b2}(0,621 + d_{20})} = \frac{\frac{745}{750} 0,059019}{0,0494(0,621 + 0,05019)} = 78\%$$

Như vậy, chọn $t_2 = 45^\circ\text{C}$ thì độ ẩm tương đối sau quá trình sấy lý thuyết ϕ_{20} thỏa mãn điều kiện $\phi_{20} = (80 \pm 5)\%$.

– Lượng không khí lý thuyết:

$$l_0 = \frac{l}{d_{20} - d_0} = \frac{l}{0,05019 - 0,01242} = 26,476 \text{ kgkk/kg ẩm}$$

$$L_0 = l_0 W = 26,476.87,838 = 2325,599 \text{ kgkk/h}$$

5. Tính toán quá trình sấy thực

– Xác định tốc độ làm việc tối ưu w . Trước hết, chúng ta tính tiêu chuẩn Fe:

$$Fe = d_{td} \sqrt[3]{\frac{4g(\rho_v - \rho_k)}{3v_k^2 \rho_k}}$$

Ở điều kiện $t = 0,5(t_1 + t_2) = 0,5(140 + 45) = 92,5^\circ\text{C}$ tra bảng thông số nhiệt vật lý của không khí khô ta được: $v_k = 22,3575 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$; $\rho_k = 0,935 \text{ kg/m}^3$

Theo phụ lục 7 cuối sách ngô có $d_{td} = 0,0075\text{m}$ và khối lượng riêng $\rho_v = 1300 \text{ kg/m}^3$. Khi đó ta có:

$$Fe = 0,0075 \sqrt[3]{\frac{3,9,81(1300 - 0,935)}{4 \cdot (22,3575 \cdot 10^{-6}) \cdot 0,935}} = 205,098$$

Ta lấy tốc độ làm việc tối ưu theo phương trình tiêu chuẩn:

$$Re_i = 0,5(0,19 - 0,258)Fe^{1,56} = 0,224(205,098)^{1,56} = 905,543$$

$$\text{Do đó: } w_i = \frac{Re_i v_k}{d_{td}} = \frac{905,543 \cdot 22,357 \cdot 10^{-6}}{0,0075} = 2,7\text{m/s}$$

- Xác định sơ bộ diện tích gi và chiều cao VLS. Diện tích gi F_G và chiều cao VLS sẽ được xác định chính xác khi tính được TNS thực tế. Tính đến diện tích chiếm chỗ của lưới thép, theo kinh nghiệm ta lấy sơ bộ diện tích gi bằng $(1,2 \div 1,5)$ diện tích gi tính theo lượng TNS lý thuyết. Như vậy, theo công thức (10.34) ta có:

$$F_G = \frac{1,5L_0}{3600 \cdot w_i \rho_k} = \frac{1,2 \cdot 2325,599}{0,0075} = 0,384 \approx 0,4\text{m}^2$$

Do đó, đường kính gi sơ bộ bằng:

$$D = \sqrt{\frac{4F_G}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,4}{\pi}} = 0,714\text{m}$$

Chiều cao lớp hạt nằm trên gi chúng ta cũng chọn sơ bộ $H = 0,25\text{m}$. Để bố trí phễu đưa VLS vào và ra buồng sấy ta chọn chiều cao buồng sấy $H_b = 4 \cdot H = 4 \cdot 0,25 = 1\text{m}$. Cũng như diện tích gi lò chiều cao H sẽ được tính toán lại khi tính xong quá trình sấy thực.

Như vậy, diện tích bao quanh buồng sấy bằng:

$$F = F_G + \pi D \cdot H_b = 0,4 + \pi \cdot 0,714 \cdot 1 = 2,643\text{m}^2$$

- Tổn thất nhiệt ra môi trường. TBS là một hình trụ tròn làm bằng thép dày $0,010\text{m}$ hay $D_2/D_1 = 0,61/0,6\text{m}$ và hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 71,58\text{W/mK}$. Do đó, theo giáo trình *Truyền nhiệt* có thể xem buồng sấy như là vách phẳng với một phía đối lưu tự nhiên có nhiệt độ bằng nhiệt độ môi trường $t_0 = 20^\circ\text{C}$, phía kia là trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức với tốc độ $w_i = 2,7\text{m/s}$ và nhiệt độ bằng nhiệt độ trung bình của TNS $t_b = 0,5(140 + 45) = 92,5^\circ\text{C}$. Chạy chương trình tổn thất nhiệt viết trong ngôn ngữ Pascal ta tìm được:

Nhiệt độ mặt trong của buồng sấy: $t_{w1} = 72,958^{\circ}\text{C}$

Nhiệt độ mặt ngoài buồng sấy: $t_{w2} = 72,910^{\circ}\text{C}$.

Mật độ dòng nhiệt: $q = 340,208\text{W/m}^2$

Như vậy, tổn thất nhiệt ra môi trường bằng:

$$Q_{mt} = qF = 340,208 \cdot 2,643 = 899,203\text{W}$$

$$q_{mt} = \frac{3,6Q_{mt}}{W} = \frac{3,6 \cdot 899,203}{87,838} = 36,853\text{ kJ/kg ẩm}$$

– Tổn thất nhiệt do VLS q_v . Nhiệt độ VLS sau quá trình sấy t_{v2} vẫn lấy theo điều kiện: $t_{v2} = t_2 - (5 \div 10)^{\circ}\text{C}$. Ở đây chúng ta lấy $t_{v2} = (45 - 5) = 40^{\circ}\text{C}$. Nhiệt dung riêng của ngô ra khỏi TBS $C_v = 1,555\text{kJ/kgK}$. Khi đó:

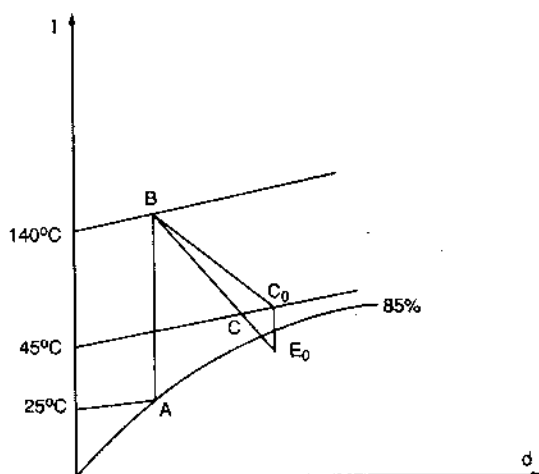
$$q_v = \frac{G_2 C_v (t_{v2} - t_0)}{W} = \frac{500 \cdot 1,555 (40 - 20)}{87,838} = 177,045\text{ kJ/kg ẩm}$$

– Nhiệt lượng có ích q_1 :

$$\begin{aligned} q_1 &= i_2 - C_a t_{v1} = (2500 + 1,842 t_2) - 4,1868 \cdot 20 \\ &= 2582,89 - 83,736 = 2489,944\text{ kJ/kg ẩm} \end{aligned}$$

– Tổng tổn thất nhiệt Δ :

$$\begin{aligned} \Delta &= C_a t_{v1} - q_v - q_{mt} \\ &= 4,1868 \cdot 20 - 177,045 - 36,853 = -130,162\text{ kJ/kg ẩm} \end{aligned}$$



Hình 10.4. Xây dựng đồ thị I – d của quá trình sấy thực

– Xác định thông số TNS sau quá trình sấy thực. Sau khi đã có giá trị tổng tổn thất nhiệt Δ chúng ta có thể xây dựng quá trình sấy thực trên đồ thị I – d bằng phương pháp giới thiệu trong các chương trước. Trên hình 10.4 trạng thái TNS sau quá trình sấy thực biểu diễn bằng điểm C. Từ điểm C chúng ta tìm được entanpy I_2 , lượng chứa ẩm d_2 và độ ẩm tương đối ϕ_2 . đương nhiên, các thông số này cũng có thể tính toán bằng giải tích như các ví dụ trước đây.

– Lượng chứa ẩm d_2 :

$$d_2 = d_0 + \frac{C_{dx}(d_0)(t_1 - t_2)}{i_2 - \Delta}$$

$$= 0,01242 + \frac{1,0269(140 - 45)}{2573,680 + 130,162} = 0,04850 \text{ kg ẩm/kgkk}$$

– Entanpy I_2 :

$$I_2 = 1,004t_2 + d_2i_2$$

$$= 1,004.45 + 0,004.45.2573,680 = 170 \text{ kJ/kgkk}$$

– Độ ẩm tương đối φ_2 :

$$\varphi_2 = \frac{B.d_2}{p_{b2}(0,621 + d_2)}$$

$$= \frac{745}{750} \frac{0,0485}{0,0949(0,621 + 0,0485)} = 75,826 \approx 76\%$$

Như vậy, có thể thấy chọn $t_2 = 45^\circ\text{C}$ với quá trình sấy thực cũng thoả mãn điều kiện $\varphi_2 = (80 \pm 5)\%$.

– Lượng không khí thực tế:

$$l = \frac{l}{d_2 - d_0} = \frac{1}{0,0485 - 0,01242} = 27,716 \text{ kgkk/kg ẩm}$$

$$L = lW = 27,716.87,838 = 2434,534 \text{ kgkk/h}$$

– Tổn thất do TNS mang đi q_2 :

$$q_2 = lC_{dx}(d_0)(t_2 - t_0)$$

$$= 27,716.1,0269(45 - 20) = 711,539 \text{ kJ/kg ẩm}$$

– Nhiệt lượng tiêu hao q :

$$q = l(I_1 - I_0)$$

$$= 27,716(174,813 - 51,587) = 3415,332 \text{ kJ/kg ẩm}$$

Nếu tính theo phương trình cân bằng ta có:

$$q' = q_1 + q_2 + q_v + q_{m1}$$

$$= 2489,944 + 711,539 + 177,045 + 36,853 = 3415,381 \text{ kJ/kg ẩm}$$

Như vậy có thể thấy sai số tương đối do tính toán $\frac{|q - q'|}{q} \approx 0\%$

Bảng cân bằng nhiệt và hiệu suất buồng sấy

TT	Đại lượng	Ký hiệu	kJ/kgảm	%
1	Nhiệt lượng có ích	q_2	2489,944	73
2	Tổn thất do TNS	q_2	711,539	21
3	Tổn thất VLS	q_v	177,045	5
4	Tổn thất ra môi trường	q_{mt}	36,853	1
5	Tổng nhiệt lượng tiêu hao	Q	3415,332	100

6. Tính lại kích thước

– Diện tích gi thực tế:

$$F_G = \frac{1,5L}{3600 \cdot w_i \cdot \rho_k} = \frac{1,5 \cdot 2434,534}{3600 \cdot 2,70 \cdot 0,935} = 0,402 \approx 0,4 \text{ m}^2$$

– Tính lại đường kính gi:

$$D = \sqrt{\frac{4F_G}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,4}{\pi}} = 0,715 \text{ m}$$

7. Khối lượng VLS nằm trên gi

Trước hết, chúng ta tính tiêu chuẩn Nu. Giả thiết thêm, với $Fe = 246,759$ cũng có thể tính theo công thức (10.17). Khi đó:

$$\begin{aligned} Nu &= 0,0283 Fe^{0,6} Re_i^{0,65} \left(\frac{H}{d_{lb}} \right)^{-0,34} \\ &= 0,0283 \cdot (205,098)^{0,6} \cdot (905,543)^{0,65} \left(\frac{0,25}{0,0075} \right)^{-0,34} = 17,505 \end{aligned}$$

Theo phụ lục 6 cuối sách với nhiệt độ $t_{lb} = 92,50$ chúng ta có hệ số dẫn nhiệt của không khí $\lambda_k = 0,0315 \text{ W/mK}$. Do đó, hệ số trao đổi nhiệt giữa VLS và TNS α bằng:

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda_k}{d_{id}} = \frac{17,505 \cdot 0,0315}{0,0075} = 73,523 \text{ W/m}^2\text{K}$$

– Độ chênh nhiệt độ trung bình giữa TNS và VLS:

$$\Delta t = \frac{(t_1 - t_{v1}) - (t_2 - t_{v2})}{\ln \left\{ \frac{t_1 - t_{v1}}{t_2 - t_{v2}} \right\}} = \frac{(140 - 20) - (45 - 40)}{\ln \left\{ \frac{140 - 20}{45 - 40} \right\}} = 36,186^\circ\text{C}$$

– Khối lượng VLS thường xuyên nằm trên gi. Theo (10.32) ta có:

$$G = \frac{Wq' \rho_v d_{td}}{6\alpha \Delta t} = \frac{87,838.2666.989.1300.0,0075}{6.73.523.36,186} = 143,079 \approx 143\text{kg}$$

Tính lại chiều cao lớp hạt nằm trên gi. Theo công thức (10.34) ta có:

$$H = \frac{G}{F_G \times \rho_{kh}} = \frac{143}{0,4.850} = 0,420\text{m}$$

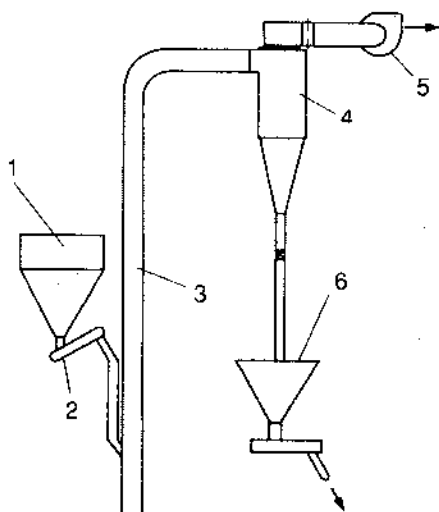
– Khối lượng hạt thực tế nằm trên gi. Trước đây chúng ta chọn sơ bộ $H = 0,25\text{m}$. Thực tế $H = 0,42\text{m}$; do đó khối lượng hạt thường xuyên nằm trên gi bằng:

$$G = 143 \frac{0,42}{0,25} = 240,24 \approx 240\text{kg}$$

– Thời gian sấy trung bình. Theo (10.35) ta tìm được:

$$\tau = \frac{G}{0,5(G_1 + G_2)} = \frac{240}{0,5(587,838 + 500)} = 0,441\text{h} \approx 27 \text{ phút}$$

10.4. NGUYÊN LÝ HOẠT ĐỘNG VÀ CẤU TẠO CỦA HỆ THỐNG SẤY KHÍ ĐỘNG



Hình 10.5. Sơ đồ nguyên lý của HTS khí động

1. Phễu chứa nguyên liệu; 2. Bộ phận cấp liệu; 3. Ống sấy; 4. Xyclon;
5. Quạt hút; 6. Phễu chứa sản phẩm.

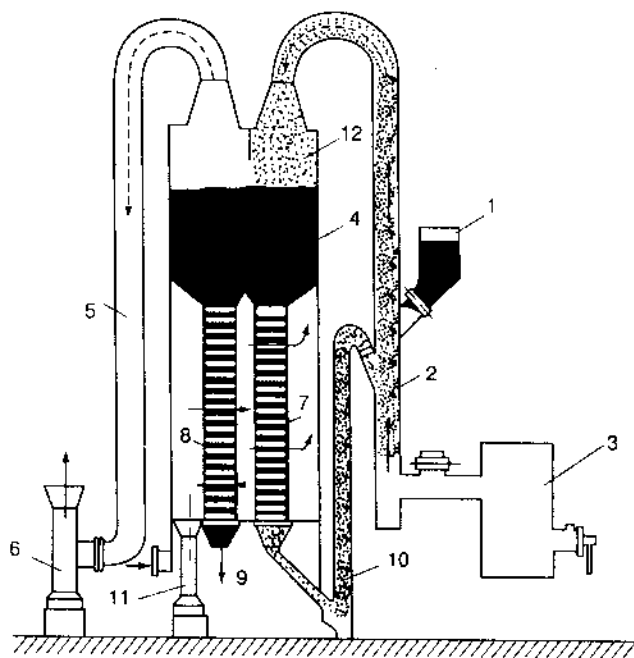
Khác với HTS tầng sôi, HTS khí động thường chỉ dùng để sấy các loại hạt nhỏ, có độ ẩm chủ yếu là ẩm bề mặt. Hơn nữa, HTS này thường làm phương tiện vận chuyển hạt từ chỗ này đến chỗ khác theo yêu cầu chế biến.

Như trên đã nói, khi tốc độ TNS lớn hơn tốc độ lơ lửng w_{lhz} và đạt đến tốc độ w_0 (xem hình 10.3) thì chế độ sấy tầng sôi chuyển sang chế độ sấy khí động. HTS khí động có thể hoạt động theo sơ đồ nguyên lý biểu diễn trên hình 10.5.

TNS có tốc độ cao đi vào một đầu ống sấy (3) kéo theo dòng hạt từ bộ phận cấp liệu (2) đưa vào. Quá trình trao đổi nhiệt – ẩm được tiến hành giữa dòng VLS cùng chuyển động với dòng tác nhân từ đầu này đến đầu kia của một ống hình trụ tròn. Vì vậy, HTS khí động còn gọi là HTS ống. Cuối ống sấy chúng ta bố trí

một xyclon (4). Ở đây, vật liệu đã được sấy khô rơi xuống phễu chứa sản phẩm (6), còn TNS được thải ra ngoài.

Để có thể sấy được các hạt có độ ẩm lớn có thể sử dụng nguyên lý trao đổi nhiệt – ẩm do tiếp xúc kết hợp với hồi lưu hạt và làm mát trung gian. Hình 10.6 là sơ đồ cấu tạo của HTS khí động làm việc theo nguyên lý đó với TNS là khói lò. Đặc điểm của HTS này so với HTS biểu diễn trên hình 10.5 là vùng tách sản phẩm (12), vùng trao đổi nhiệt – ẩm tiếp xúc (4), vùng làm mát (7), (8) và ống đưa VLS tái tuần hoàn (10). Trong vùng tách sản phẩm, nhờ các lá chắn và tốc độ tác nhân giảm nên các hạt được sấy khô nhẹ hơn rơi về phía trái và đi vào vùng làm mát khử ẩm cuối cùng (8). Vật liệu chưa khô có khối lượng lớn hơn rơi về phía phải của vùng tách sản phẩm để đi vào vùng làm lạnh khử ẩm trung gian (7) và quay trở lại ống sấy (2) tiếp tục trao đổi nhiệt – ẩm với dòng tác nhân. Có thể tính toán sao cho có một khối lượng VLS thường xuyên lưu lại vùng trao đổi nhiệt – ẩm tiếp xúc (4) trong một thời gian nhất định, sau đó đi vào làm mát khử ẩm để hồi lưu sấy tiếp nên VLS khô đều hơn. Khi HTS làm việc ổn định thì lượng VLS đi vào từ phễu nạp nguyên liệu (1) sẽ bằng lượng sản phẩm lấy ra ở (9).



Hình 10.6. Sơ đồ nguyên lý HTS khí động có hồi lưu hạt

1. Phễu đưa nguyên liệu; 2. Ống sấy; 3. Buồng đốt; 4. Vùng trao đổi ẩm tiếp xúc;
- 5 và 6. Ống thải tác nhân và quạt thổi; 7. Ống làm mát trung gian; 8. Vùng làm mát sản phẩm; 9. Lấy sản phẩm; 10. Ống tuần hoàn VLS; 11. Quạt làm mát;
12. Vùng tách sản phẩm.

10.4.1. Tính toán hệ thống sấy khí động

Tính toán HTS khí động là tính tốc độ TNS, chiều dài và đường kính ống sấy cần thiết. Nếu trong HTS tăng sôi tốc độ TNS được xác định theo tốc độ bắt đầu tạo chế độ sôi w_{th1} thì trong HTS khí động, tốc độ cần thiết của TNS cũng được xác định khi biết tốc độ w_{th2} . Do đó, tính tốc độ w_{th2} là một trong những nội dung cơ bản của tính toán HTS khí động.

a) Tính tốc độ lơ lửng w_l

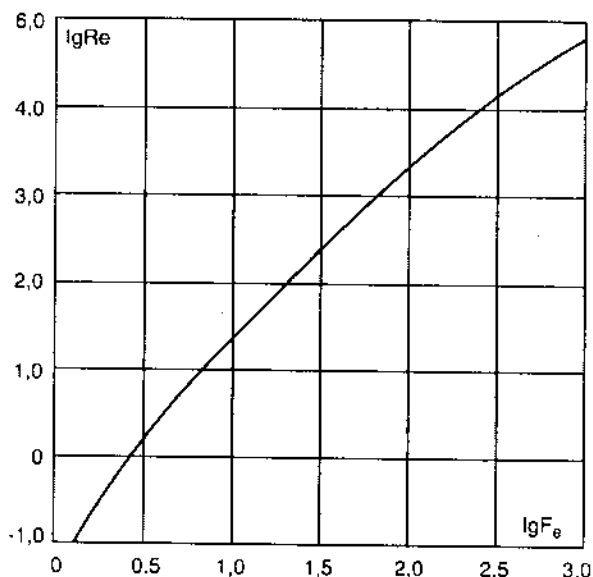
Tốc độ lơ lửng w_l chính là tốc độ w_{th2} và là tốc độ mà ở đó áp lực của dòng TNS vừa đủ cân bằng lực trọng trường của hạt. Do đó ta có:

$$\frac{\pi d_{td}^3}{6} (\rho_v - \rho_k) = \xi \frac{\pi d_{td}^2}{4} \rho_k \frac{w_l^2}{2g} \quad (10.37)$$

Trong (10.37), đường kính tương đương của hạt d_{td} được tính theo công thức (10.11). Nếu VLS chia làm n nhóm hạt. Mỗi nhóm hạt có b_i ($i = 1, n$)% khối lượng với đường kính trung bình tương ứng d_{tdi} ($i = 1, n$) thì đường kính trung bình của n nhóm hạt được tính theo công thức:

$$d_{td} = \frac{100}{\frac{b_1}{d_{td1}} + \frac{b_2}{d_{td2}} + \dots + \frac{b_n}{d_{tdn}}} \quad (10.38)$$

Hệ số ma sát ξ trong công thức (10.37) không những phụ thuộc vào hình dáng, tính chất bề mặt của hạt mà còn phụ thuộc vào cả tốc độ w_{th2} . Hệ số ξ có thể tính theo công thức (10.25) hoặc (10.26).



Hình 10.7. Quan hệ $Fe = f(Re)$

Phương trình (10.37) có thể viết dưới dạng quan hệ không thứ nguyên giữa tiêu chuẩn Phêđôrov (Fe) hoặc tiêu chuẩn Archimets (Ar)

$$Fe = \xi^{1/3} Re_1^{2/3} = \left(\frac{4Ar}{3} \right)^{1/3} \quad (10.39)$$

Như vậy, nếu biết tiêu chuẩn Fe và hệ số trở kháng ξ từ (10.39) chúng ta tính được tốc độ lơ lửng w_1 . Trong tính toán kỹ thuật người ta xác lập quan hệ $Fe = f(Re_1)$ dưới dạng đường cong thực nghiệm giữa $lgRe_1$ và $lgFe$. Đường cong này cho ở hình 10.7.

Chẳng hạn, khi biết $Fe = 205$ ta có $lgFe = 2,312$. Từ giá trị này theo quan hệ trên hình 10.7 ta tìm được $lgRe_1 = 3,6$ hay $Re_1 = 3981$. Nếu TNS có $v_k = 22,3575 \cdot 10^{-6}$ và VLS là ngô có đường kính tương đương theo phụ lục 7 cuối sách bằng: $d_{td} = 0,0075m$ thì tốc độ lơ lửng bằng:

$$w_1 = \frac{Re_1 v_k}{d_{td}} = \frac{3981 \cdot 22,3575 \cdot 10^{-6}}{0,0075} \approx 12m/s$$

Người ta cũng xác định tốc độ lơ lửng w_1 theo tiêu chuẩn Ly.

$$Ly = \frac{w_1^3 P_k}{v_k \rho_v g} \quad (10.40)$$

Bằng thực nghiệm người ta xác định quan hệ $Ly = f(Ar)$ đối với một số hạt đặc thù. Kết quả thực nghiệm quan hệ $Ly = f(Ar)$ cho trên hình 10.8. Như vậy, để tính tốc độ lơ lửng trong trường hợp này chúng ta không xác định tiêu chuẩn Fe mà trước hết xác định tiêu chuẩn Archimets Ar theo công thức (10.10). Sau đó từ Ar nhờ các đường cong thực nghiệm trên hình 10.8 chúng ta tìm được tiêu chuẩn Ly. Theo công thức (10.40), khi biết Ly tốc độ lơ lửng sẽ bằng:

$$w_1 = \sqrt[3]{\frac{Ly \cdot g \cdot v_k \cdot \rho_v}{P_k}} \quad (10.41)$$

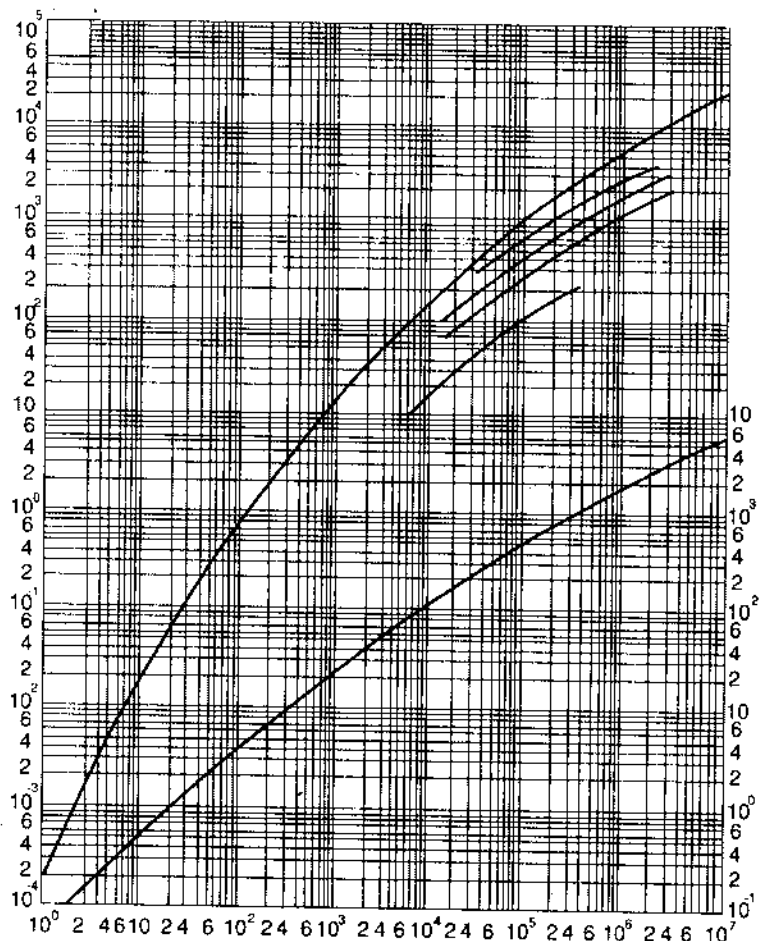
Ví dụ, khi $d_{td} = 0,0075m$, $\rho_v = 1300kg/m^3$; $\rho_k = 0,935kg/m^3$; $v_k = 22,3575 \cdot 10^{-6}m/s^2$, theo công thức (10.10) ta tìm được tiêu chuẩn $Ar = 1,150 \cdot 10^7$.

Theo quan hệ $Ly = f(Ar)$ trên hình 10.8 ta tìm được $Ly = 0,6 \cdot 10^4$. Khi đó, theo công thức (10.41) chúng ta tìm được tốc độ lơ lửng w_1 xấp xỉ 12m/s.

Ngoài 2 phương pháp trên đây, trong các tài liệu tham khảo còn giới thiệu cách tính tốc độ lơ lửng trên cơ sở phương trình chuyển động Stoke:

• Khi $Re < 0,2$ ta có:

$$w_1 = \frac{1}{18} \cdot \frac{d_{td}^2 (\rho_v - \rho_k) g}{v_k \rho_k} \quad (10.42)$$



Hình 10.8. Quan hệ $L_y = f(Re)$

- Khi $Re > 100$ thì:

$$w_1 = 2,76 \sqrt{\frac{d_{10} \rho_v}{\rho_k}} \quad (10.43)$$

Chẳng hạn đối với ngô có $d_{10} = 0,0075m$, $\rho_v = 1300 \text{ kg/m}^3$ và TNS có khối lượng riêng $\rho_k = 0,935 \text{ kg/m}^3$ theo (10.43) ta tìm được:

$$w_1 = 2,76 \sqrt{\frac{0,075 \cdot 1300}{0,935}} \approx 9 \text{ m/s}$$

Trong khi đó như chúng ta đã thấy, ở cùng một điều kiện tốc độ lơ lửng tính theo tiêu chuẩn Fe hoặc tiêu chuẩn L_y nhờ các quan hệ thực nghiệm trên hình 10.7 và 10.8 vào khoảng 12m/s. Như vậy, sai số tương đối của tốc độ lơ lửng tính theo

công thức (10.43) so với thực nghiệm khoảng 25%. Tuy nhiên, tính tốc độ lơ lửng theo công thức (10.43) rất đơn giản. Vì vậy, có thể dùng các công thức (10.42) hoặc (10.43) để đoán định tốc độ lơ lửng khi chúng ta không có các đường cong thực nghiệm 10.7 hoặc 10.8.

b) Tính toán các kích thước cơ bản của ống sấy

Kích thước cơ bản của ống sấy là chiều dài và đường kính ống sấy. Có nhiều phương pháp xác định các kích thước này. Tuy nhiên, tất cả các phương pháp đều xuất phát từ việc xác định nhiệt lượng mà VLS nhận được.

Theo phương pháp Skopl người ta xác định chiều dài ống sấy trên cơ sở nhiệt lượng VLS nhận được tính cho một đơn vị m^3 ống sấy và chia quá trình sấy làm 3 giai đoạn: đốt nóng, giai đoạn tốc độ sấy không đổi và giai đoạn tốc độ giảm dần. Vì thời gian sấy trong HTS khí động chủ yếu chỉ là độ ẩm bề mặt nên việc chia quá trình sấy ra làm 3 giai đoạn để tính toán chiều dài ống sấy cho từng giai đoạn có vẻ chi tiết nhưng khó ứng dụng. Hơn nữa, theo phương pháp này, để tính nhiệt lượng mà VLS trong $1m^3$ thể tích ống sấy nhận được cần tính hệ số trao đổi nhiệt thể tích α_v (W/m^3K). Hệ số α_v không những chỉ phụ thuộc vào tiêu chuẩn Re mà còn phụ thuộc vào mật độ thể tích hạt m. Mật độ thể tích hạt m được xem như là tổng thể tích hạt trong một đơn vị thể tích ống sấy. Chưa có nhiều số liệu thực nghiệm xác định đại lượng này.

Sau đây giới thiệu một phương pháp khác do Phêdôrov đề xuất. Theo phương pháp này, chiều dài ống sấy được tính xuất phát từ nhiệt lượng VLS nhận được trong suốt thời gian sấy τ của tổng bề mặt truyền nhiệt F của dòng hạt. Nếu tính trong suốt quá trình sấy nhiệt lượng này chính bằng tổng nhiệt lượng đốt nóng VLS Q_v và nhiệt lượng có ích Q_i . Hai nhiệt lượng này dễ dàng tìm được khi tính toán nhiệt quá trình sấy thực. Mặt khác, theo phương trình truyền nhiệt, nhiệt lượng này bằng:

$$Q_i = \alpha \cdot F \cdot \Delta t \cdot \tau \quad (10.44)$$

Trong đó, hệ số trao đổi nhiệt đối lưu α (W/m^2K) giữa dòng TNS và dòng VLS được xác định bằng thực nghiệm theo giới hạn của Fe:

- $Fe = 25 \div 100$ hay $Ar = 10^4 \div 10^6$ ta có:

$$Nu = 0,4Fe^{0,9} = 0,43Ar^{0,24} \quad (10.45)$$

- $Re = 100 \div 700$ hay $Ar > 10^6$ thì

$$Nu = 0,83Fe^{0,74} = 0,87Ar^{0,24} \quad (10.46)$$

Bề mặt truyền nhiệt F chính là diện tích mặt ngoài của n hạt. Nếu khối lượng n hạt bằng G (kg/h) thì số hạt n bằng:

$$n = \frac{G}{\frac{\pi d_m^3}{6} \rho_v} \quad (10.47)$$

Khi đó, tổng bề mặt của n hạt bằng:

$$F = n\pi d_{td}^2 = \frac{6.G}{d_{td}\rho_v} \quad (10.48)$$

Chú ý rằng F có đơn vị m²/h, do đó nếu thời gian sấy τ tính bằng giây thì từ (10.44) ta có:

$$\tau = \frac{3600.Q'}{\alpha.F.\Delta t} \quad (10.49)$$

Theo kinh nghiệm, tốc độ làm việc W lấy theo tốc độ lơ lửng

$$W = (1,3 \div 1,5)w_l \quad (10.50)$$

Khi đó chiều dài cơ bản của ống sấy sẽ bằng:

$$L' = (w - w_l)\tau \quad (10.51)$$

Kết hợp với (10.50) và (10.51) ta được:

$$L' = (0,3 \div 0,5) w_l \tau \quad (10.52)$$

Như vậy, để xác định được chiều dài cơ bản của ống sấy cần biết độ lơ lửng w_l và thời gian sấy τ .

Trong thực tế cần lấy thêm một chiều dài bổ sung L'' để tính đến phần hai đầu của ống sấy. Theo kinh nghiệm, ta lấy:

$$L'' = 0,5wd_{td} \quad (10.53)$$

Khi đó, chiều dài thực của ống sấy L bằng:

$$L = L' + L'' = (0,2 \div 0,5)w_l + 0,5wd_{td} \quad (10.54)$$

Cuối cùng, nếu thể tích trung bình V của TNS đã biết nhờ tính toán nhiệt thì đường kính ống sấy D bằng:

$$D = \frac{4V}{\pi w} \quad (10.55)$$

10.4.2. Chế độ sấy khí động khi sấy tinh bột

Bảng 10.4

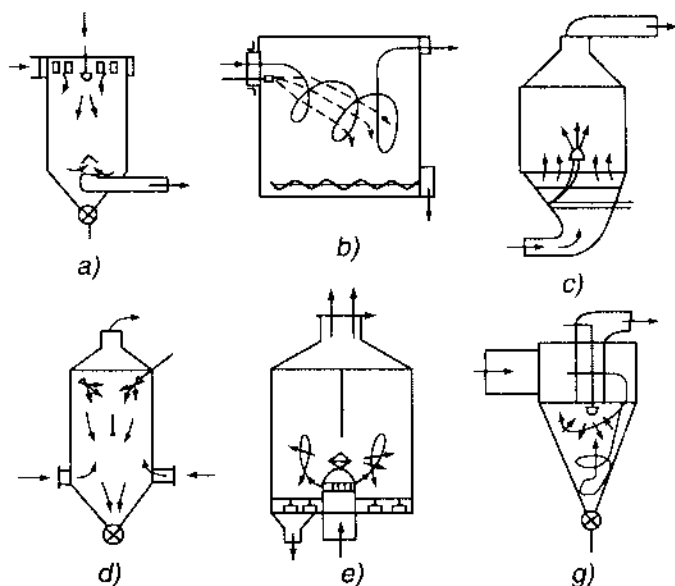
ω_1 (%)	ω_2 (%)	t_1 (°C)	t_2 (°C)	w (m/s)	τ (s)
40 ÷ 45	8 ÷ 10	120 ÷ 150	65 ÷ 70	10 ÷ 20	5 ÷ 10

11.1. NGUYÊN LÝ LÀM VIỆC VÀ CẤU TẠO CỦA HỆ THỐNG SẤY PHUN

11.1.1. Nguyên lý làm việc

HTS phun là HTS chuyên dùng để sấy các VLS dạng dung dịch huyền phù, ví dụ trong công nghệ sản xuất sữa bột, bột đậu nành, bột trứng v.v... Cấu tạo chủ yếu của HTS phun gồm một bơm dịch thể, một buồng sấy hình trụ, trong đó bố trí các vòi phun và cuối cùng là xyclon để thu hồi sản phẩm bay theo TNS.

VLS được bơm nén qua vòi phun vào buồng sấy dưới dạng sương mù. Ở đây VLS trao đổi nhiệt – ẩm với TNS. Phần lớn sản phẩm được sấy khô dưới dạng bột rơi xuống phía dưới, phần nhỏ còn lại bay theo TNS đi qua xyclon và được thu hồi trở lại. TNS sau khi qua xyclon sẽ thải vào môi trường. Có nhiều cách đưa VLS và tác nhân vào buồng sấy. Hình 11.1 là sơ đồ nguyên lý của một số buồng sấy trong HTS phun.



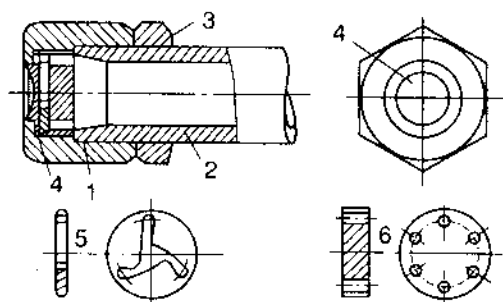
Hình 11.1. Sơ đồ bố trí một số buồng sấy trong HTS phun

11.1.2. Cấu tạo

Có thể thấy cấu tạo đặc thù của HTS phun so với các HTS khác là bơm cao áp để nén dịch thể và tạo sương trong buồng sấy. Bơm dùng trong HTS phun có thể nén dịch đến áp suất từ $(30 \div 200)\text{at}$ để đưa vào vòi phun. Vòi phun vừa là kết cấu để đưa VLS vào buồng sấy vừa là kết cấu tạo sương mù. Thông thường có 3 loại kết cấu tạo sương: tạo sương bằng cơ khí, tạo sương bằng khí động và tạo sương bằng đĩa ly tâm. Tương ứng với 3 cách tạo sương là 3 loại vòi phun.

a) Vòi phun cơ khí

Một trong các dạng kết cấu của vòi phun cơ khí cho trên hình 11.2. Dịch thể huyền phù được bơm nén đến áp suất thích hợp đi vào vòi phun. Đầu vòi phun có một chi tiết dạng ba cánh có thể tự do quay xung quanh một trục và nhờ đó dịch thể bị đánh tơi thành từng giọt nhỏ có đường kính từ $(1 \div 150)\mu\text{m}$. Ưu điểm của vòi phun cơ khí là làm việc không ồn và tiêu tốn điện năng không lớn (khoảng $(4 \div 10)\text{kW/tấn}$ dịch thể). Vòi phun cơ khí có năng suất cao và có thể đạt đến 4500 kg/h . Nhược điểm của vòi phun cơ khí là không dùng được cho những dịch thể chứa các hạt cứng.



Hình 11.2. Kết cấu của vòi phun cơ khí
1. Vòng đệm; 2. Thân vòi phun; 3. Ốc điều chỉnh; 4. Tiết diện vòi phun; 5. Cánh tạo sương; 6. Ốc.

Dễ dàng thấy rằng, lưu lượng hay năng suất của vòi phun cơ khí có thể tính theo công thức:

$$V_{dt} = \mu \cdot f \cdot \sqrt{\frac{2g\Delta p}{\rho_{dt}}} \quad (11.1)$$

Hay đường kính cửa ra của vòi phun bằng:

$$d_p = \sqrt{\frac{V_{dt}}{(0,785 \cdot \mu) \sqrt{\frac{2 \cdot g \cdot \Delta p}{\rho_{dt}}}}} \quad (11.2)$$

Trong đó:

μ – hệ số lưu lượng. Có thể lấy $\mu = 0,6 \div 0,75$

f – diện tích tiết diện đầu ra của vòi phun (m^2)

g – Gia tốc trọng trường

d_{vp} – Đường kính của vòi phun (m);

Δp – Độ chênh áp trong vòi phun (kG/m^2)

ρ_{dt} – Khối lượng riêng của dịch thể (kg/m^3)

Khi đó, nếu gọi Δp_{tp} là giáng áp toàn phần tính bằng mH_2O hay kG/m^2 thì công suất động cơ N của bơm dịch thể trong vòi phun cơ khí tính theo công thức:

$$N = \frac{V_{dt} \cdot \Delta p_{tp} \cdot \rho_{dt}}{102 \cdot \eta_b} \quad (11.3)$$

Trong đó, η_b là hiệu suất của bơm.

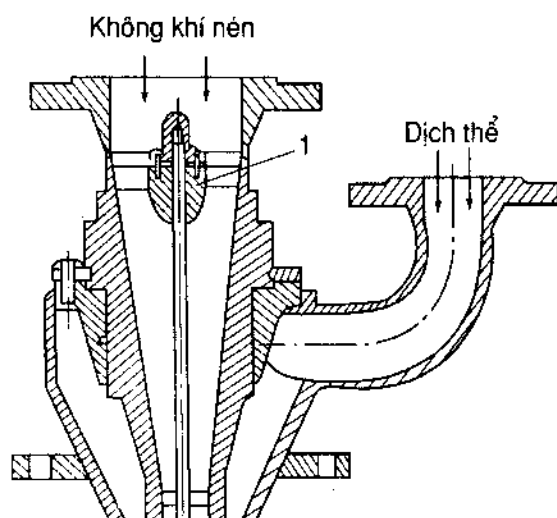
Trong vòi phun cơ khí người ta tính đường kính cực đại của hạt dịch thể mà vòi phun tạo ra gần đúng bằng:

$$d_m = K \frac{8 \cdot \sigma_{dt} \cdot g}{\rho_{dt} \cdot w_{dt}} \quad (11.4)$$

Trong đó: K – hệ số đặc trưng của từng loại dung dịch; σ_{dt} – sức căng bề mặt của dung dịch; w_{dt} – tốc độ tia dung dịch.

b) Vòi phun khí động

Hình 11.3 biểu diễn cấu tạo vòi phun khí động. Dòng không khí hay chính dòng TNS được nén đến áp suất $(1,5 \div 5) \text{at}$ qua ống tăng tốc giảm áp hút dịch thể từ



Hình 11.3. Kết cấu vòi phun khí động

hai bên vào. Hỗn hợp dịch thể và tác nhân đập vào một đĩa quay và được biến thành sương mù đi vào buồng sấy. Ở đây, VLS dưới dạng các hạt dung dịch nhỏ li ti đi vào HTS và thực hiện trao đổi nhiệt – ẩm cho nhau. Cũng như HTS dùng vòi phun cơ khí, phần lớn VLS được sấy khô dưới dạng bột rơi xuống đáy buồng sấy, phần còn lại bay theo tác nhân vào xyclon và được thu hồi tiếp.

Ưu điểm của vòi phun khí động là có thể làm việc với hầu hết các loại dịch thể. Nhược điểm chính của loại vòi phun này là tiêu tốn năng lượng

tương đối lớn (khoảng $(50 \div 60) \text{ kW/tấn dịch thể}$).

Nếu xem không khí là khí lý tưởng và quá trình giáng áp tăng tốc là đoạn nhiệt thì tốc độ không khí w ra khỏi vòi phun theo nhiệt động học bằng:

$$w = \xi \sqrt{\frac{2k}{k-1} p_1 v_1 \left\{ 1 - \beta^{\frac{k-1}{k}} \right\}} \quad (11.5)$$

Trong đó:

ξ – hệ số tổn thất do ma sát. Có thể lấy $\xi = 0,85 \div 0,95$;

k – số mũ đoạn nhiệt, $k = 1,4$.

p_1, v_1 – tương ứng là áp suất và thể tích riêng của không khí trước vòi phun

$\beta = \frac{p_2}{p_1}$ là tỷ số giáng áp, với p_2 là áp suất không khí ra khỏi vòi phun

Nhiệt động học chứng minh được rằng tỷ số giáng áp cực tiểu hay tỷ số giáng áp tới hạn β_k bằng:

$$\beta_k = \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k}{k-1}} \quad (11.6)$$

Ứng với tỷ số giáng áp tới hạn β_k chúng ta có tốc độ tới hạn w_k . Do đó tốc độ cực đại của không khí trong vòi phun bằng:

$$w_m = \xi \sqrt{\frac{2k}{k-1} p_1 v_1 \left\{ 1 - \beta_k^{\frac{k-1}{k}} \right\}} \quad (11.7)$$

Nếu gọi f là tiết diện cực tiểu (tiết diện đầu ra) của vòi phun thì lưu lượng thể tích và lưu lượng thể tích cực đại của không khí tương ứng bằng:

$$V = f \cdot w = f \cdot \xi \sqrt{\frac{2k}{k-1} p_1 v_1 \left\{ 1 - \beta^{\frac{k-1}{k}} \right\}} \quad (11.8)$$

$$v_m = f \cdot w_m = f \cdot \xi \sqrt{\frac{2k}{k-1} p_1 v_1 \left\{ 1 - \beta_k^{\frac{k-1}{k}} \right\}} \quad (11.9)$$

Khi đó, công suất máy nén tiêu thụ bằng:

$$N = 3,88 \cdot V \frac{T_0 \cdot \ln \frac{p}{p_0}}{273 \cdot \eta_u \cdot \eta_c \cdot \eta_{cl}} \quad (11.10)$$

Trong đó:

V – lưu lượng thể tích tính theo (11.8)

T_0, p_0 – tương ứng là nhiệt độ và áp suất khí trời

p – áp suất cuối quá trình nén hay trước vòi phun

$\eta_a, \eta_c, \eta_{ct}$ – tương ứng là hiệu suất thể tích, hiệu suất cơ khí và hiệu suất chỉ thị. Có thể lấy: $\eta_a = 0,96 \div 0,98$; $\eta_c = 0,97 \div 0,98$; $\eta_{ct} = 0,55 \div 0,65$.

Đường kính trung bình của hạt dịch thể d trong vòi phun khí động có thể tính theo công thức:

$$d = A \cdot D \cdot \psi^{-0,45} \quad (11.11)$$

Trong đó:

D – đường kính vòng xuyên dẫn VLS;

$\psi = \frac{\rho_k D w_0^2}{\sigma}$ với ρ_k là khối lượng riêng của TNS, w_0 là tốc độ tương đối của

dòng dịch thể so với dòng tác nhân và σ là sức căng bề mặt của dịch thể.

A – hệ số phụ thuộc giá trị φ với $\varphi = \frac{v^2}{\rho \sigma D}$. Trong đó, v và ρ tương ứng là độ nhớt, khối lượng riêng của dịch thể.

Khi:

$$\varphi < 0,5 \text{ thì } A = 0,77 + 1,24\varphi^{0,617} \quad (11.12)$$

$$\varphi > 0,5 \text{ thì } A = 0,77 + 0,94\varphi^{0,28} \quad (11.13)$$

c) *Đĩa ly tâm*

Cơ cấu tạo sương thứ ba hoạt động theo nguyên lý ly tâm. Dịch thể chảy vào một cái đĩa có tốc độ quay từ (400 ÷ 2000) v/phút và biến thành sương mù nhờ lực ly tâm. Hình 11.4 biểu diễn kết cấu của vòi phun đĩa ly tâm. Ưu điểm cơ bản của cơ cấu này là có thể làm việc với bất kỳ dịch thể nào kể cả bột nhão. Nhược điểm là giá thành cao, bố trí và vận hành phức tạp.

Đường kính d và đường kính trung bình d_{tb} của các hạt dịch thể tạo ra nhờ đĩa ly tâm có thể tính tương ứng theo các công thức:

$$d = 0,365R \left(\frac{G}{n\rho_{dt}R} \right)^{0,6} \left(\frac{v_{dt}}{G} \right)^{0,2} \left(\frac{\rho_{dt}\sigma_{dt}l}{G^2} \right)^{0,1} \quad (11.14)$$

$$d_{tb} = \frac{98,5}{n} \sqrt{\frac{\sigma_{dt}}{R\sigma_{dt}}} \quad (11.15)$$

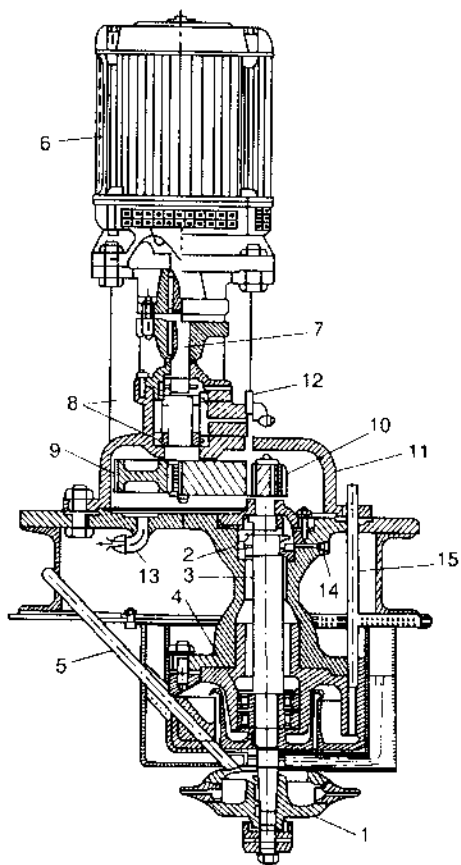
Trong đó: R – bán kính của đĩa (m); G – lưu lượng dịch thể (kg/s); n – số vòng quay (vòng/s); l – chu vi ướt của đĩa (m).

Công suất tiêu thụ của động cơ quay đĩa có thể tính bằng:

$$N = 1,91 \cdot 10^{-3} G \cdot w \quad (11.16)$$

Trong đó: G – lưu lượng khối lượng dịch thể (kg/s);

w – tốc độ quay của đĩa (m/s).



Hình 11.4. Kết cấu vòi phun đĩa ly tâm
1. Đĩa; 2. Trục; 3, 4. Ổ đỡ; 5. Ống dẫn dung dịch; 6. Động cơ điện; 7. Trục đứng; 8. Ổ đỡ hình cầu; 9, 10. Bánh răng; 11. Vỏ thiết bị; 12, 13, 14, 15. Ống dẫn dầu

11.2. TÍNH TOÁN BUỒNG SẤY

11.2.1. Kích thước buồng sấy

Buồng sấy trong HTS phun thường là một hình trụ tròn. Do đó, xác định kích thước buồng sấy là xác định thể tích V , đường kính D và chiều cao H của hình trụ đó.

a) Thể tích buồng sấy

Có hai phương pháp xác định thể tích buồng sấy: phương pháp giải tích và phương pháp thực nghiệm. Trước hết, xét phương pháp giải tích.

Thể tích buồng sấy có thể tính theo công thức:

$$V = \frac{Q}{\alpha_v \Delta t_{tb}} \quad (11.17)$$

Trong đó: Q – nhiệt lượng mà VLS nhận được từ TNS; α_v – hệ số trao đổi nhiệt thể tích (W/m^3K); Δt_{tb} – độ chênh nhiệt độ trung bình.

Có thể thấy, nhiệt lượng mà VLS nhận được Q bằng nhiệt lượng để bốc hơi ẩm và nhiệt lượng để đốt nóng vật. Do đó Q bằng:

$$Q = W(r + C_{pk}(t_2 - t_{v2})) + G_2 C_{pv}(t_{v2} - t_{v1}) \quad (11.18)$$

Trong đó: W – lượng ẩm cần bốc hơi trong 1 giờ; r – nhiệt ẩn hoá hơi; t_2 – nhiệt độ TNS ra khỏi quá trình sấy; t_{v1} và t_{v2} tương ứng là nhiệt độ vào và ra khỏi buồng sấy của vật liệu; C_{pk} và C_{pv} tương ứng là nhiệt dung riêng của TNS và VLS ở độ ẩm ω_2 .

Nếu lấy đơn vị nhiệt lượng là kJ thì (11.18) được viết lại dưới dạng:

$$Q = W\{2500 + 1,842(t_2 - t_{v2})\} + G_2 C_{pv}\{t_{v2} - t_{v1}\} \quad (11.19)$$

Thể tích buồng sấy còn có thể tính theo công thức sau đây:

$$V = \frac{W}{\Lambda \cdot \tau} \quad (11.20)$$

Trong đó: W – lượng ẩm cần bốc hơi; τ – thời gian sấy và A – cường độ sấy hay cường độ bốc hơi. Giá trị A chủ yếu phụ thuộc vào nhiệt độ TNS và được xác định bằng thực nghiệm. Có thể tham khảo số liệu cho trong bảng 11.1.

Bảng 11.1. Giá trị cường độ bốc hơi

T_1 ($^{\circ}\text{C}$)	A ($\text{kg}/\text{m}^2\text{h}$)
130 ÷ 150	2 ÷ 4
300 ÷ 400	8 ÷ 12
500 ÷ 700	15 ÷ 25

b) Đường kính buồng sấy

Chọn đường kính buồng sấy theo điều kiện:

$$D \geq D_c \quad (11.21)$$

Trong đó, D_c là đường kính cực đại của chùm tia do vòi phun tạo ra. Đường kính D_c phụ thuộc vào loại vòi phun và bản chất của dịch thể. Đường nhiên D_c chỉ có thể xác định bằng thực nghiệm.

c) Chiều cao buồng sấy

Khi đã có thể tích V của buồng sấy tính theo (11.17) hay (11.20) và quyết định đường kính D theo điều kiện (11.21) thì chiều cao H của buồng sấy bằng:

$$H = \frac{4V}{\pi D^2} \quad (11.22)$$

Như vậy, để xác định các kích thước cơ bản của buồng sấy chúng ta phải tính hệ số trao đổi nhiệt thể tích α_v và độ chênh nhiệt độ trung bình Δt_{tb} .

11.2.2. Xác định độ chênh nhiệt độ trung bình

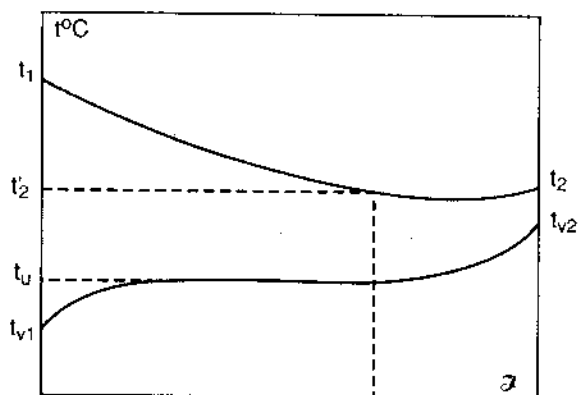
Nếu bỏ qua giai đoạn đốt nóng, chúng ta xem quá trình sấy chỉ xảy ra hai giai đoạn: giai đoạn tốc độ sấy không đổi và giai đoạn tốc độ sấy giảm dần. Như trong các chương trước chúng ta đã thấy, trong giai đoạn tốc độ sấy không đổi nhiệt độ VLS bằng nhiệt độ nhiệt kế ướt t_w . Kết thúc giai đoạn này nhiệt độ của VLS bắt đầu tăng từ t_w đến nhiệt độ VLS ra khỏi buồng sấy t_{v2} , và độ ẩm của VLS tiếp tục giảm từ độ ẩm thủy động ω_{k1} đến độ ẩm ω_2 nào đó theo yêu cầu. Trong khi đó, nhiệt độ của TNS có thể xem là giảm liên tục từ t_1 đến t_2 .

Sự thay đổi nhiệt độ của TNS và của VLS cho ở hình 11.5. Khi đó, nếu biết nhiệt độ t_2 thì độ chênh lệch nhiệt độ trung bình trong giai đoạn tốc độ sấy không đổi sẽ bằng:

$$\Delta t_1 = \frac{(t_1 - t_u) - (t'_2 - t_u)}{\ln \frac{t_1 - t_u}{t'_2 - t_u}} = \frac{(t_1 - t'_2)}{\ln \frac{t_1 - t_u}{t'_2 - t_u}} \quad (11.23)$$

Với giai đoạn tốc độ sấy giảm dần ta có:

$$\Delta t_2 = \frac{(t_2 - t_u) - (t_2 - t_{v2})}{\ln \frac{t_2 - t_u}{t_2 - t_{v2}}} \quad (11.24)$$



Hình 11.5. Sự thay đổi nhiệt độ của TNS và VLS

Như vậy, nếu biết X là tỷ lệ thời gian sấy của chu kỳ tốc độ sấy giảm dần so với thời gian sấy tổng thì độ chênh nhiệt độ trung bình của cả quá trình sấy sẽ tính theo nguyên lý tỷ lệ hay:

$$\Delta t_{tb} = (1 - X)\Delta t_1 + X.\Delta t_2 \quad (11.25)$$

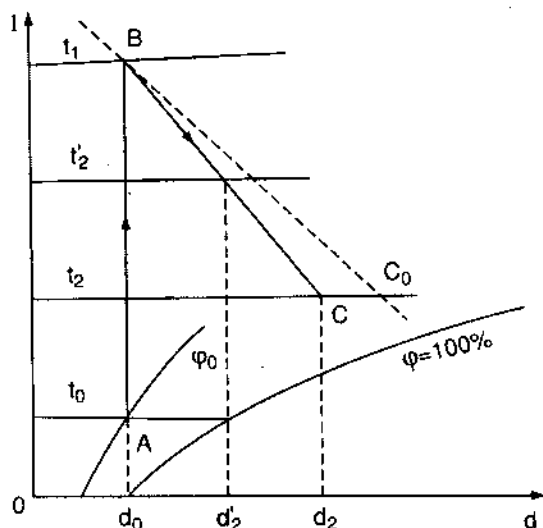
Tóm lại, để tính nhiệt độ trung bình Δt_{tb} trong HTS phun phải xác định được X và nhiệt độ t_2 của TNS mà tại đó kết thúc giai đoạn tốc độ sấy không đổi.

• Xác định t_2 . Chúng ta biết lượng ẩm TNS nhận được từ VLS trong giai đoạn tốc độ sấy không đổi bằng $(\omega_1 - \omega_{k1})$ và trong toàn bộ quá trình sấy bằng $(\omega_1 - \omega_2)$. Do đó, nếu biết lượng không khí khô cần thiết để bốc hơi 1kg ẩm là l thì lượng chứa ẩm d_2 tương ứng với trạng thái TNS sau khi kết thúc giai đoạn tốc độ sấy không đổi bằng:

$$d_2 = d_1 + \frac{(\omega_1 - \omega_{k1})}{l(\omega_1 - \omega_2)} \quad (11.26)$$

Như đã biết $l = \frac{1}{d_2 - d_1}$ nên (11.26) được viết lại dưới dạng:

$$d_2' = d_1 + \frac{(\omega_1 - \omega_{k1})}{(\omega_1 - \omega_2)} (d_2 - d_1) \quad (11.27)$$



Hình 11.6. Các xác định t_2

Rõ ràng, nếu quá trình sấy thực đã được xây dựng thì nhiệt độ t_2 sẽ được xác định tại giao điểm của các đường BC và $d = d_2'$. Cách xác định t_2 bằng đồ thị trên hình 11.6.

Đương nhiên, như chúng ta biết, nhiệt độ của không khí ẩm nói chung và nhiệt độ t_2 nói riêng hoàn toàn có thể xác định bằng giải tích nếu biết lượng chứa ẩm của nó. Khi đó, từ phương trình xác định lượng chứa ẩm theo nhiệt độ và tổng tổn thất ta có:

$$d_2 = d_1 + \frac{C_{dx}(d_1)(t_1 - t_2)}{i_2 - \Delta} \quad (11.28)$$

hay:

$$d_2 = d_1 + \frac{C_{dx}(d_1)(t_1 - t_2)}{(2500 - \Delta) + 1,842t_2} \quad (11.29)$$

Từ (11.29) suy ra công thức xác định nhiệt độ t_2 bằng giải tích:

$$t_2 = \frac{C_{dx}(d_1)t_1 - (d_2' - d_1)(2500 - \Delta)}{1,842(d_2' - d_1) + C_{dx}(d_1)} \quad (11.30)$$

• Xác định tỷ lệ X. Giá trị X cũng được xác định theo nguyên tắc trung bình theo công thức:

$$X = \frac{1}{1 + \frac{(t_2 - t_2')(\omega_1 - \omega_{k1})}{(t_1 - t_2)(\omega_{k1} - \omega_{cb}) \ln \frac{(\omega_{k1} - \omega_{cb})}{(\omega_2 - \omega_{cb})}}} \quad (11.31)$$

11.2.3. Xác định hệ số trao đổi nhiệt thể tích α_v

Hệ số α_v được xác định bằng thực nghiệm. Hệ số đó có thể xác định theo công thức sau đây:

$$\alpha_v = 6,615 \cdot 10^{-3} \frac{\lambda G_{2k}}{\rho_{vk} \cdot F} \left(\frac{1}{d} \right)^{1,6} \left(\frac{1}{w_1 \pm w} \right)^{0,8} \text{ kJ/m}^3 \text{ hK} \quad (11.32)$$

Trong đó: Dấu cộng lấy khi dịch thể và TNS chuyển động cùng chiều và dấu trừ là ngược lại; λ – hệ số dẫn nhiệt của TNS lấy ở nhiệt độ trung bình $t_{tb} = 0,5(t_1 + t_2)$; G_{2k} – năng suất sấy tính theo vật liệu khô; ρ_{vk} – khối lượng riêng của vật liệu khô; d – đường kính của hạt dịch thể; w_1 – tốc độ lơ lửng của hạt khô. Tốc độ này có thể tính theo phương pháp đã giới thiệu trong chương 10; w – tốc độ TNS.

Tốc độ TNS w có thể tính theo công thức:

$$w = \frac{0,5(v_{k1} + v_{k2})L}{3600 \frac{\pi D^2}{4}} \quad (11.33)$$

Trong đó: L – lượng không khí khô cần thiết để bốc hơi W (kg) ẩm xác định được khi tính toán nhiệt quá trình sấy thực; v_{k1} và v_{k2} tương ứng là thể tích riêng của không khí ẩm ứng với 1kg không khí khô. Thể tích riêng v_{k1} và v_{k2} có thể tìm thấy trong phụ lục 5 cuối sách theo cặp thông số (t , φ) hoặc tìm bằng công thức:

$$v_k = 4,640 \cdot 10^{-3} (0,621 + d) (273 + t) \quad (11.34)$$

11.2.4. Thời gian sấy

Dễ dàng thấy rằng, khi chiều cao buồng sấy là H thì thời gian sấy bằng:

$$\tau = \frac{H}{w_1 \pm w} \quad (11.35)$$

Cũng như công thức (11.32), trong công thức này dấu cộng ứng với trường hợp TNS và dòng VLS đi cùng chiều và ngược lại, dấu trừ ứng với hai dòng đi ngược chiều.

Ví dụ 11.1

Hãy xác định đường kính và chiều cao buồng sấy trong HTS phun với các điều kiện sau:

- Không khí ngoài trời có $t_0 = 20^\circ\text{C}$ và $\varphi_0 = 85\%$
- Năng suất sấy tính theo vật liệu khô $G_2 = 100 \text{ kg/h}$
- Độ ẩm của VLS: $\omega_1 = 60\%$, $\omega_2 = 5\%$, $\omega_{k1} = 28,6\%$, $\omega_{cb} = 2\%$
- Nhiệt độ dịch thể vào $t_{v1} = 48^\circ\text{C}$
- Khối lượng riêng của dịch thể $\rho_{d1} = 1100 \text{ kg/m}^3$

- Nhiệt dung riêng của thể tích $C_{dt} = 1,403 \text{ kJ/kgK}$
- Kết cấu tạo sương dưới áp suất 60at, hệ số lưu lượng vòi phun $\mu = 0,6$
- Đường kính cực đại của buồng phun $D_c = 2 \text{ m}$
- Đường kính trung bình của hạt $d = 80 \mu\text{m}$
- Tổng tổn thất $\Delta = C_{dt} t_{v1} - q_v - q_{m1} = -96,296 \text{ kJ/kg}$

Giải

1. Lưu lượng dịch thể đưa vào buồng sấy

$$G_1 = G_2 = \frac{1 - \omega_2}{1 - \omega_1} = 100 \frac{1 - 0,05}{1 - 0,60} = 237,5 \text{ kg/h}$$

2. Lượng ẩm cần bốc hơi

$$W = G_1 - G_2 = 237,5 - 100 = 137,5 \text{ kg/h}$$

3. Chọn chế độ TNS vào, ra buồng sấy

Theo kinh nghiệm, chúng ta chọn nhiệt độ vào buồng sấy $t_1 = 300^\circ\text{C}$; nhiệt độ ra khỏi thiết bị $t_2 = 100^\circ\text{C}$.

4. Tính toán quá trình sấy thực

- Thông số không khí ngoài trời. Trong các ví dụ trước chúng ta đã có: $d_0 = 0,01242 \text{ kg}/\text{kgkk}$; $I_0 = 51,587 \text{ kJ/kgkk}$; $C_{dk}(d_0) = 1,0269 \text{ kJ/kgK}$.

- Thông số không khí trước khi vào buồng sấy. Với cặp thông số $t_1 = 300^\circ\text{C}$, $d_1 = d_0 = 0,01242 \text{ kg}/\text{kgkk}$ hoàn toàn có thể tìm được I_1 bằng đồ thị 1 - d. Tuy nhiên, chúng ta có thể xác định bằng giải tích.

$$\begin{aligned} I_1 &= 1,004 \cdot t_1 + d_1(2500 + 1,842 \cdot t_1) \\ &= 1,004 \cdot 300 + 0,01242(2500 + 1,842 \cdot 300) = 3353,8 \text{ kJ/kgkk} \end{aligned}$$

- Thông số TNS sau quá trình sấy thực:

$$\begin{aligned} d_2 &= d_0 + \frac{C_{dk}(d_0)(t_1 - t_2)}{i_2 - \Delta} \\ &= 0,01241 + \frac{1,0269(300 - 100)}{(2500 + 1,842 \cdot 100) + 96,296} = 0,08628 \text{ kg}/\text{kgkk} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} I_2 &= 1,004 \cdot t_2 + d_2(2500 + 1,842 \cdot t_2) \\ &= 1,004 \cdot 100 + 0,08628(2500 + 1,842 \cdot 100) = 331,993 \text{ kJ/kgkk} \end{aligned}$$

- Lượng không khí thực tế cần thiết:

$$L = \frac{1}{d_2 - d_1} = \frac{1}{0,08628 - 0,01242} = 13,538 \text{ kgkk/kg}$$

$$L = W \cdot L = 137,5 \cdot 13,538 = 1861,475 \text{ kgkk/h}$$

5. Đường kính tiết diện ra của vòi phun

$$d_{vp} = \sqrt{\frac{V_{dt}}{0,785 \cdot \mu \sqrt{\frac{2 \cdot g \cdot \Delta p}{\rho_{dt}}}}}$$

Trong đó:

$$V_{dt} = \frac{G_j}{3600 \cdot \rho_{dt}} = \frac{273,5}{3600 \cdot 1100} = 0,599 \cdot 10^{-4} \approx 0,6 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\mu = 0,6$$

$$\Delta p = 60 - 1 = 59 \text{ at}$$

Thay số được:

$$d_{vp} = \sqrt{\frac{0,6 \cdot 10^{-4}}{0,785 \cdot 0,6 \sqrt{\frac{2 \cdot 9,81 \cdot 59}{1100}}}} = 1,114 \cdot 10^{-2} \text{ m} \approx 11 \text{ mm}$$

6. Xác định độ chênh nhiệt độ trung bình

Lượng ẩm cân bốc hơi trong giai đoạn tốc độ sấy không đổi:

$$W_1 = G_j \frac{\omega_1 - \omega_{kl}}{1 - \omega_{kl}} = 273,5 \frac{0,60 - 0,286}{1 - 0,286} = 104,447 \text{ kg/h}$$

- Lượng chứa ẩm của TNS sau giai đoạn tốc độ sấy không đổi d_2 :

$$d_2 = d_1 + \frac{(\omega_1 - \omega_{kl})}{1(\omega_1 - \omega_2)} = 0,01242 + \frac{0,6 - 0,286}{13,358(0,6 - 0,05)} = 0,05516 \text{ kg ẩm/kgkk}$$

- Nhiệt độ TNS ra khỏi giai đoạn tốc độ sấy không đổi t_2 . Nhiệt độ này, đương nhiên, hoàn toàn có thể xác định được trên đồ thị $I - d$. Ở đây ta tính theo công thức (11.32)

$$\begin{aligned} t_2 &= \frac{C_{dx}(d_1)t_1 - (d_2 - d_1)(2500 - \Delta)}{1,842(d_2 - d_1) + C_{dx}(d_1)} \\ &= \frac{1,0269 \cdot 300 - (0,05516 - 0,01242)(2500 + 96,296)}{1,842(0,05516 - 0,01242) + 1,0269} \\ &= 178,274^\circ\text{C} \approx 178^\circ\text{C} \end{aligned}$$

- Độ chênh nhiệt độ Δt_r . Để tính độ chênh Δt_r ta xác định nhiệt độ t_w . Theo kinh nghiệm nhiệt độ này bằng $t_{v1} + (5 \div 10)^\circ\text{C}$. Ở đây ta lấy: $t_w = 48 + 5 = 53^\circ\text{C}$. Khi đó:

$$\Delta t_1 = \frac{t_1 - t_2}{\ln \frac{(t_1 - t_u)}{(t_2 - t_u)}} = \frac{300 - 178}{\ln \frac{300 - 53}{178 - 53}} = 83,091 \approx 83^\circ\text{C}$$

– Nhiệt độ VLS ra khỏi quá trình sấy t_{v2} :

$$t_{v2} = t_u + (t_2 - t_u) \frac{\omega_{k1} - \omega_2}{\omega_{k1} - \omega_{cb}}$$

$$= 53 + (100 - 53) \frac{0,286 - 0,05}{0,286 - 0,02} = 94,699 \approx 95^\circ\text{C}.$$

– Độ chênh nhiệt độ trong giai đoạn tốc độ sấy giảm dần Δt_2 :

$$\Delta t_2 = \frac{(t_2 - t_u) - (t_2 - t_{v2})}{\ln \frac{(t_2 - t_u)}{(t_2 - t_{v2})}} = \frac{(178 - 53) - (100 - 95)}{\ln \frac{178 - 53}{100 - 95}} = 37,280^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 \approx 37^\circ\text{C}.$$

– Tính tỷ số X:

$$X = \frac{1}{1 + \frac{(t_2 - t_1)(\omega_1 - \omega_{k1})}{(t_1 - t_2)(\omega_{k1} - \omega_{cb}) \ln \frac{(\omega_{k1} - \omega_{cb})}{(\omega_2 - \omega_{cb})}}}$$

$$= \frac{1}{1 + \frac{(178 - 53)(0,60 - 0,286)}{(300 - 178)(0,286 - 0,02) \ln \frac{0,286 - 0,02}{0,05 - 0,02}}} = 0,643$$

– Độ chênh lệch nhiệt độ cả quá trình sấy Δt :

$$\Delta t = \Delta t_1(1 - X) + \Delta t_2 X$$

$$= 178(1 - 0,643) + 37 \cdot 0,643 = 87,337^\circ\text{C} \approx 87^\circ\text{C}$$

7. Xác định các tốc độ TNS

– Thể tích riêng ứng với 1kg không khí khô v_k . Với ($t^\circ\text{C}$, $\phi, \%$) giá trị v_k có thể tìm thấy trong phụ lục 5 cuối sách. Như chúng ta đã biết, với cặp thông số ($t^\circ\text{C}$, d) chúng ta cũng có thể tính v_k theo (11.34).

$$v_{k1} = 4.640 \cdot 10^{-3} (0,621 + d_1) \cdot (t_1 + 273)$$

$$= 4,640 \cdot 10^{-3} (0,621 + 0,01242) \cdot (300 + 273) = 1,684 \text{ m}^3/\text{kgkk}$$

$$v_{k2} = 4.640 \cdot 10^{-3} (0,621 + d_2) \cdot (t_2 + 273)$$

$$= 4,640 \cdot 10^{-3} (0,621 + 0,06853) \cdot (100 + 273) = 1,193 \text{ m}^3/\text{kgkk}$$

- Tốc độ trung bình của TNS w. Chúng ta chọn $D = 2\text{m}$. Khi đó:

$$w = \frac{0,5(v_{k1} + v_{k2})}{360 \frac{\pi D^2}{4}} = \frac{0,5(1,684 + 1,193) \cdot 1861,475}{3600 \frac{\pi (2)^2}{4}} = 0,237 \text{ m/s}$$

- Tiêu chuẩn Phêđôrov Fe:

$$\begin{aligned} \text{Fe} &= d \sqrt[3]{\frac{3 \cdot g \cdot (\rho_v - \rho_k)}{4 v_k^2 \rho_k}} \\ &= 80 \cdot 10^{-6} \sqrt[3]{\frac{3 \cdot 9,81 \cdot (1100 - 0,722)}{4 \cdot (34,85 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 0,7222}} = 1,678 \end{aligned}$$

Hay: $\lg \text{Fe} = \lg 1,678 = 0,225$

- Tốc độ lơ lửng w_l . Từ giá trị $\lg \text{Fe} = 0,225$ tra trên biểu đồ 11.6 chúng ta được $\text{Re}_l = 0,316$. Do đó tốc độ lơ lửng w_l bằng:

$$w_l = \frac{\text{Re}_l v_k}{d} = \frac{0,361 \cdot 34,85 \cdot 10^{-6}}{80 \cdot 10^{-6}} = 0,138 \text{ m/s}$$

8. Xác định hệ số trao đổi nhiệt thể tích α_v

Chúng ta đưa TNS và VLS đều vào buồng sấy từ đỉnh xuống nên hai dòng đi cùng chiều. Do đó, hệ số trao đổi nhiệt thể tích bằng:

$$\alpha_v = 6,615 \cdot 10^{-3} \frac{\lambda Gk}{\rho_{vk} \cdot F \left(\frac{1}{d} \right)^{1,6} \left(\frac{1}{w_l + w} \right)^{0,8}} \text{ kJ/m}^3 \text{hK}$$

Để tính α_v chúng ta tính trước các đại lượng sau:

- Hệ số dẫn nhiệt của không khí. Theo phụ lục 6 cuối sách, ở nhiệt độ $t_{tb} = 200^\circ\text{C}$ hệ số dẫn nhiệt của không khí $\lambda = 0,0399 \text{ W/mK}$

- Tiết diện của buồng sấy F:

$$F = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi (2)^2}{4} = 3,142 \text{ m}^2$$

- Tốc độ tương đối của TNS:

$$w_l + w = 0,237 + 0,1238 = 0,375 \text{ m/s}$$

Do đó:

$$\begin{aligned} \alpha_v &= 6,615 \cdot 10^{-3} \frac{0,0399 \cdot 273,5}{1100 \cdot 3,142} \left(\frac{1}{80 \cdot 10^{-6}} \right)^{1,6} \left(\frac{1}{0,375} \right)^{0,8} \\ &= 142,732 \text{ kJ/m}^3 \text{hK} \end{aligned}$$

9. Nhiệt lượng VLS nhận được

$$\begin{aligned}
 Q &= W \{ 2500 + 1,842.t_2 \} - 4,1868.t_{v1} + C_v G_2 (t_{v2} - t_{v1}) \\
 &= 137,5 \{ 2500 + 1,842.100 \} - 4,1868.200 + 1,403.100 (53 - 20) \\
 &= 360790,7 \text{ kJ/h}
 \end{aligned}$$

10. Thể tích buồng sấy

$$V = \frac{Q}{\alpha_v \Delta t_{tb}} = \frac{360790,7}{142,732.87} = 29,054 \approx 29 \text{ m}^3$$

11. Chiều cao hữu hiệu của buồng sấy H

$$H = \frac{4.V}{\pi D^2} = \frac{4.29}{\pi.2^2} = 9,231 \approx 9 \text{ m}$$

12. Thời gian sấy:

$$\tau = \frac{H}{w + w_1} = \frac{9}{0,375} = 24 \text{ giây}$$

13. Tổng nhiệt lượng tiêu hao

$$Q = L (I_1 - I_0) = 1861,475(3353,800 - 51,587) = 6146986,944 \text{ kJ/h}$$

Hay: $Q = 1707,496 \text{ kW}$

14. Suất tiêu hao nhiệt lượng

$$q = \frac{Q}{G_2} = \frac{1707,496}{100} = 17,075 \approx 17 \text{ kW/kgsp}$$

11.3. CHẾ ĐỘ SẤY PHUN KHÍ SẤY SỮA BỘT

Bảng 11.2

$\omega_1 (\%)$	$\omega_2 (\%)$	$t_1 (^\circ\text{C})$	$t_2 (^\circ\text{C})$	$w (\text{m/s})$	$\tau (\text{s})$
$85 \div 90$	$8 \div 10$	$150 \div 250$	$80 \div 100$	$0,2 \div 0,5$	$2 \div 5$

CHƯƠNG 12 **HỆ THỐNG SẤY TIẾP XÚC**

12.1. NGUYÊN LÝ LÀM VIỆC VÀ CẤU TẠO

HTS tiếp xúc là một HTS chuyên dùng, trong đó VLS nhận nhiệt trực tiếp bằng dẫn nhiệt hoặc từ một bề mặt nóng hoặc từ môi chất nóng. Có thể chia HTS tiếp xúc làm hai loại: loại tiếp xúc trong chất lỏng nóng và loại tiếp xúc bề mặt.

Trong loại thứ nhất, môi chất nóng vừa đóng vai trò chất cung cấp nhiệt và nhận ẩm (TNS), vừa là chất ngâm tẩm. Môi chất nóng có thể là dầu mỡ hoặc các loại dầu thực vật có nhiệt độ cao hơn nhiệt độ sôi của nước ở áp suất khí quyển. VLS được ngâm trực tiếp trong môi chất nóng và nhận nhiệt để thải ẩm vào môi trường thông qua chính môi chất nóng như các HTS đối lưu thông thường. Như vậy, HTS tiếp xúc loại này làm việc chu kỳ theo từng mẻ. Loại tiếp xúc trực tiếp thường dùng trong công nghiệp sấy gỗ và công nghiệp thực phẩm. Trong sấy gỗ tiếp xúc, môi chất nóng là các loại dầu mỡ. Trong quá trình sấy, dầu mỡ không chỉ là TNS mà còn là chất ngâm tẩm chống mối mọt khi gỗ đã được sấy khô. Trong công nghiệp thực phẩm, mỳ ăn liền được sấy theo phương pháp này. Ở đây, TNS là các loại dầu thực vật như magarin và các dầu thơm. VLS sau khi sấy khô sẽ có hương vị của các loại dầu này. Nhiều khi, mục đích ngâm tẩm là chính nên trong công nghiệp thực phẩm người ta gọi HTS kiểu này là thiết bị chiên và trong công nghiệp gỗ là thiết bị ngâm tẩm.

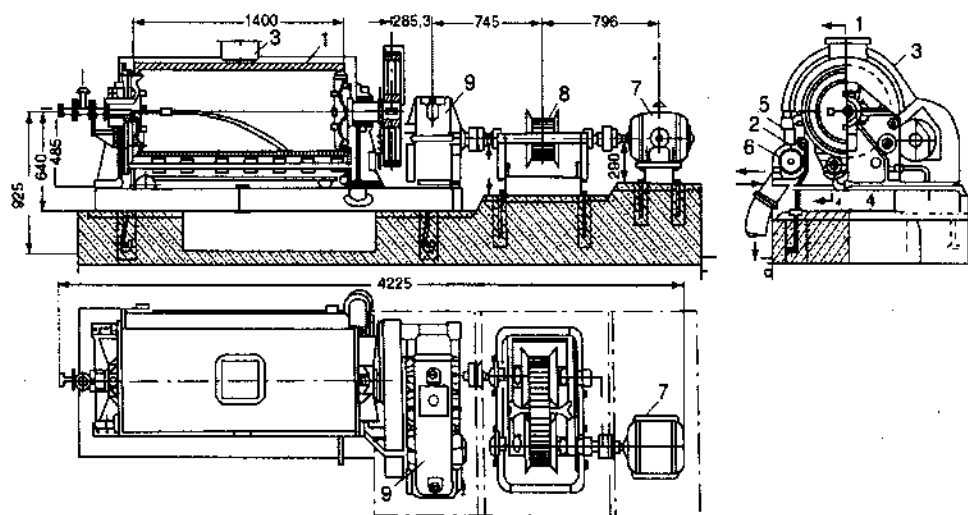
Ưu điểm của phương pháp sấy trực tiếp trong chất lỏng nóng ngoài tính chất ngâm tẩm còn là cường độ sấy rất cao. Do đó, thời gian sấy ngắn. Chẳng hạn, sấy gỗ có chiều dày 25 mm, nếu nhiệt độ dầu mỡ khoảng $(120 \div 150)^{\circ}\text{C}$ và độ ẩm $\omega_1 = 60\%$, $\omega_2 = 12\%$ thì thời gian sấy chỉ độ $(6 \div 10)$ giờ. Ví dụ 12.1 dưới đây cũng chỉ rõ ưu điểm này. Trong khi đó, nếu sấy đối lưu bằng khói lò với nhiệt độ TNS tương tự chúng ta đã thấy trong phần HTSB, thời gian sấy trên dưới 70 giờ. Nhược điểm cơ bản của HTS này là tiêu tốn khá lớn chất lỏng nóng, khoảng $(20 \div 30)$ kg/m^3 VLS và môi trường bị ô nhiễm do ẩm mang theo cả những chất độc hại có trong đó.

Loại thứ hai, VLS tiếp xúc trực tiếp với một bề mặt đốt nóng và thường cùng chuyển động với các bề mặt này. Nhóm này có thể chia làm hai loại: loại trực cán và loại rulô. Hình 12.1 và 12.2 biểu diễn cấu tạo của HTS trực cán và HTS rulô. Cả hai loại này có thể làm việc ở áp suất khí trời hoặc ở một độ chân không nào đó.

Như chúng ta đã thảo luận trong chương 1 với HTS tiếp xúc nói riêng và các HTS nói chung làm việc ở độ chân không, động lực gây ra hiện tượng dịch chuyển ẩm không chỉ là độ chênh nhiệt độ do VLS được đốt nóng mà chủ yếu do độ chênh phân áp suất hơi nước giữa VLS và không gian bao quanh luôn luôn được duy trì một độ chân không nào đó trong suốt quá trình sấy nhờ một bơm chân không. Do đó, HTS chân không thường chỉ dùng để sấy các VLS không chịu được nhiệt độ cao. Hơn nữa, do kết cấu phức tạp để tạo chân không và duy trì nó trong quá trình sấy nên chi phí năng lượng rất lớn, HTS này chỉ được dùng trong những trường hợp thật cần thiết do yêu cầu công nghệ đòi hỏi, như trong sản xuất một số dược phẩm.

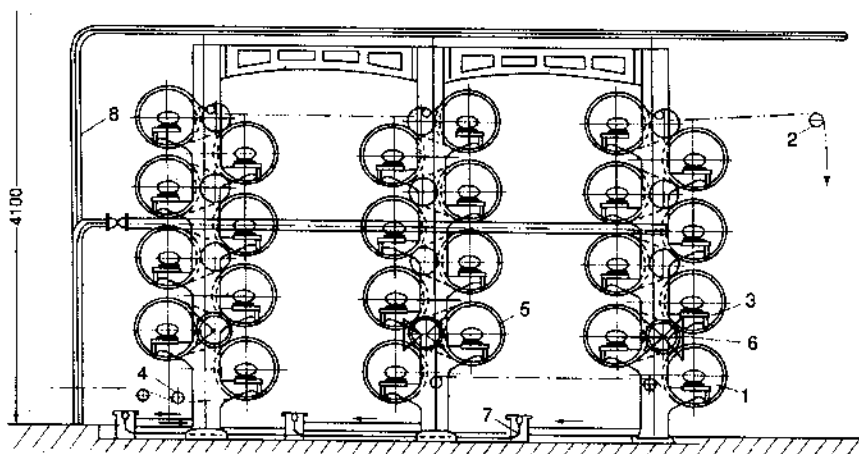
HTS trực cán, còn gọi là HTS tang quay dùng để sấy các loại bột nhão. Ở đây, VLS bám vào bề mặt một hình trụ tròn được đốt nóng. VLS có chiều dài khoảng 1mm, 2mm nhận nhiệt bằng dẫn nhiệt từ bề mặt nóng và thải ẩm trực tiếp vào không gian máy. Khi vật liệu đã được sấy khô người ta bố trí một hệ thống dao gạt VLS khỏi bề mặt tang quay. Sản xuất sữa bột đơn giản hoặc nước mắm khô có thể sử dụng HTS này. Cường độ bay hơi ẩm A (kg/m²h) trên bề mặt trong HTS này khoảng $A = (30 \div 70) \text{ kg/m}^2\text{h}$. Ví dụ, khi sấy sữa có độ ẩm trước và sau quá trình sấy là $\omega_1 = (88 \div 92)\%$ và $\omega_2 = 5\%$, cường độ bay hơi ẩm $A = (50 \div 70) \text{ kg/m}^2\text{h}$.

Loại rulô thường dùng để sấy vải, giấy hay các vật liệu có thể xếp, cuộn tròn. VLS bám vào các lô sấy và cùng chuyển động với các lô này. Vì vậy, tùy theo yêu cầu công nghệ, có thể bố trí nhiệt độ bề mặt các lô sấy khác nhau. VLS nhận nhiệt từ bề mặt các lô sấy và thải ẩm trực tiếp vào không gian bao quanh.



Hình 12.1. HTS trực cán

1. Thùng sấy; 2. Cơ cấu cấp liệu; 3. Vỏ thiết bị; 4. Cơ cấu khuấy;
5. Cơ cấu nạo; 6. Vít tải; 7. Động cơ điện; 8. Bộ điều tốc; 9. Hộp giảm tốc

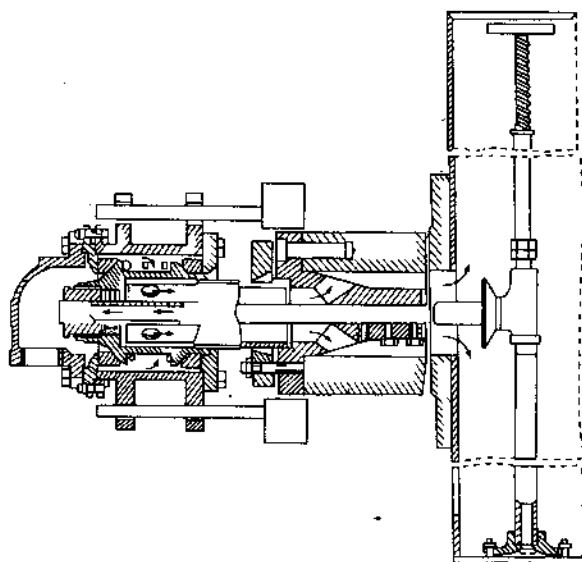


Hình 12.2. HTS kiểu lô quay

1. Lô sấy; 2. Bánh xe định hướng; 3. Khung; 4. Cơ cấu căng; 5. Bánh xe răng hình trụ; 6. Bánh xe răng hình côn; 7; Van nước ngưng; 8. Ống dẫn hơi

Như vậy, đặc trưng chung của các HTS tiếp xúc là VLS nhận nhiệt bằng dẫn nhiệt từ một bề mặt hay một dịch thể được đốt nóng và thải ẩm vào không gian xung quanh. Vì vậy, để tăng cường quá trình thải ẩm người ta có thể kết hợp với phương án trao đổi nhiệt – ẩm đối lưu cưỡng bức trên mặt kia của VLS. Về mặt trao đổi nhiệt – ẩm, có thể xem đây là bài toán đốt nóng với điều kiện biên loại 1 và loại

3 kết hợp: phía bề mặt đốt nóng là loại 1 và phía bề mặt tự do là loại 3. Bài toán trao đổi nhiệt – ẩm kiểu này được trình bày trong nhiều tài liệu tham khảo.



Hình 12.3. Cách đưa hơi nước và lấy nước ngưng của các rulo

Về cấu tạo, đặc trưng của HTS tiếp xúc là cách tạo ra bề mặt nóng. Về nguyên tắc, có thể tạo ra bề mặt nóng bằng điện năng, khối lò hoặc hơi nước. Tuy nhiên, để dễ điều chỉnh nhiệt độ bề mặt thích hợp người ta thường dùng hơi nước bão hoà ở các áp suất khác nhau. Hình 12.3 biểu diễn một trong các bộ phận đưa hơi nước vào các rulo.

12.2. TÍNH TOÁN HỆ THỐNG SẤY TIẾP XÚC TRONG CHẤT LỎNG NÓNG

Bộ phận chủ yếu của HTS này là bể chứa chất lỏng và bộ phận đốt nóng. Vì VLS trong các HTS kiểu này được nhúng ngập trong chất lỏng nên tính toán nhiệt thực chất là tính nhiệt lượng tiêu hao cho một chu kỳ sấy. Nhiệt lượng tiêu hao Q trong HTS tiếp xúc với chất lỏng nóng được chia theo 3 giai đoạn: Giai đoạn đốt nóng Q' , giai đoạn sấy Q'' , giai đoạn lấy ra VLS và đưa vào bể sấy Q''' :

$$Q = Q' + Q'' = Q''' \quad (12.1)$$

12.2.1. Tính toán nhiệt giai đoạn đốt nóng

Nhiệt lượng tiêu hao trong quá trình đốt nóng Q' gồm: Nhiệt lượng đốt nóng VLS Q_v , nhiệt lượng đốt nóng TBTT Q_{ct} , nhiệt lượng đốt nóng TNS Q_{tn} , nhiệt lượng tổn thất ra môi trường Q_{mt} .

– Nhiệt lượng đốt nóng vật Q_v :

$$Q_v = G_v C_v (t_{v2} - t_{v1}) \quad (12.2)$$

Trong đó: G_v (kg) là khối lượng VLS trong một mẻ; C_v (kJ/kgK) là nhiệt dung riêng của VLS; t_{v1} , t_{v2} tương ứng với nhiệt độ trước và sau quá trình đốt nóng.

– Nhiệt lượng đốt nóng TBTT Q_{ct} . Cũng như nhiệt lượng đốt nóng vật, nếu trong một mẻ chúng ta có khối lượng TBTT là G_{ct} với nhiệt dung riêng C_{ct} (kJ/kgK), nhiệt độ của TBTT trước và sau quá trình đốt nóng tương ứng là t_{ct1} và t_{ct2} thì nhiệt lượng Q_{ct} bằng:

$$Q_{ct} = G_{ct} C_{ct} (t_{ct2} - t_{ct1}) \quad (12.3)$$

– Nhiệt lượng đốt nóng TNS bổ sung Q_{bs} . Trong các HTS từng mẻ nhưng liên tục từ mẻ này qua mẻ khác, do TNS bị bám dính theo TBTT và VLS nên sau mỗi mẻ sấy cần bổ sung một lượng TNS G_{bs} . Nếu TNS có nhiệt dung riêng C_{tn} (kJ/kgK) với nhiệt độ trước và sau quá trình đốt nóng tương ứng bằng t_{tn1} và t_{tn2} thì nhiệt lượng đốt nóng TNS bổ sung bằng:

$$Q_{bs} = G_{bs} C_{tn} (t_{tn2} - t_{tn1}) \quad (12.4)$$

– Nhiệt lượng tổn thất ra môi trường Q_{mt} . Cũng như các HTS khác, tổn thất nhiệt ra môi trường trong giai đoạn đốt nóng là tổng nhiệt lượng mất mát do truyền qua thành, đáy và mặt thoáng của bể chứa. Tuy nhiên, khác với các HTS khác như HTSB và HTS hầm, ở đây mặt thoáng của TNS có nhiệt độ cao nên cần tính đến ảnh hưởng của trao đổi nhiệt bức xạ. Khi đó, nếu gọi F_i ($i = 1, N$) là diện tích bề mặt trao đổi nhiệt thứ i có hệ số truyền nhiệt tương ứng k_i ($i = 1, N$) với độ chênh nhiệt độ Δt_i ($i = 1, N$) thì tổn thất nhiệt ra môi trường Q_{mt} bằng:

$$Q_{mt} = \sum k_i F_i \Delta t_i; i = 1, N \quad (12.5)$$

12.2.2. Tính toán nhiệt giai đoạn sấy

Nếu gọi W (kg) là lượng ẩm cần bốc hơi trong giai đoạn sấy ta có:

$$W = G_1 \frac{\omega_1 - \omega_2}{1 - \omega_2} \quad (12.6)$$

Khi đó, nhiệt lượng cần thiết để bốc hơi ẩm Q_{bh} bằng:

$$Q_{bh} = W \cdot r \quad (12.7)$$

Trong đó, r (kJ/kg) là nhiệt ẩn hoá hơi ở nhiệt độ t_{v2} .

Nếu nhiệt độ TNS t_{n2} lớn hơn nhiệt bão hoà t_b thì do hơi nước bay hơi khỏi VLS còn cần được đốt nóng từ nhiệt độ bão hoà t_b đến nhiệt độ chất lỏng nóng t_{n2} nên cần tính thêm nhiệt lượng quá nhiệt này Q_{qn} :

$$Q_{qn} = C_h(t_{n2} - t_b) \quad (12.8)$$

với C_h (kJ/kgK) là nhiệt dung riêng của hơi nước quá nhiệt.

Ngoài ra, nếu gọi W' là lượng ẩm chứa trong VLS thì:

$$W' = G_1 \omega_1 \quad (12.9)$$

Như vậy, nhiệt lượng Q_{dna} để đốt nóng lượng ẩm W' từ nhiệt độ ban đầu t_{v1} của VLS lên nhiệt độ bão hoà t_b bằng:

$$Q_{dna} = W' C_a(t_b - t_{v1}) \quad (12.10)$$

Trong đó, C_a (kJ/kgK) là nhiệt dung riêng của nước chứa trong VLS.

Do đó, tổng nhiệt lượng tiêu tốn trong giai đoạn sấy Q'' bằng:

$$Q'' = Q_{bh} + Q_{qn} + Q_{dna}$$

Hay:

$$Q'' = W \{ r + C_h(t_{n2} - t_b) + W' C_a(t_b - t_{v1}) \} \quad (12.11)$$

12.2.3. Tính toán nhiệt giai đoạn lấy ra và đưa vào VLS giữa các mẻ

Thời gian sấy τ_3 của giai đoạn này tùy thuộc vào từng loại TBS, thông thường τ_3 khoảng 0,5 giờ. Trong giai đoạn này, nhiệt lượng cần phải tính đến chỉ là nhiệt lượng do tổn thất ra môi trường. Do đó Q''' bằng:

$$Q''' = Q_{mt} \cdot \tau_3 \quad (12.12)$$

Trong đó, Q_{mt} tính theo công thức (12.5).

Ví dụ 12.1

Hãy tính toán lượng hơi cần thiết trong HTS tiếp xúc với tác nhân là petrolatum để sấy gỗ, biết:

- Nguồn nhiệt là hơi nước bão hoà có áp suất $p = 4$ bar
- Nhiệt độ petrolatum $t_{v1} = 110^\circ\text{C}$, $t_{v2} = 120^\circ\text{C}$.
- Gỗ thuộc nhóm 3 (gỗ thông) dài 6,5m, có tiết diện (50 x 50)mm, và thể tích gỗ $V = 4\text{m}^3$ với độ ẩm trước và sau quá trình sấy $\omega_1 = 0,60$; $\omega_2 = 0,12$.
- Khối lượng petrolatum sử dụng trong một mẻ $G_m = 1100\text{kg}$.
- TBIT (contenor) chứa gỗ làm bằng thép có khối lượng 500kg.

– Thời gian sấy một mẻ gồm: Giai đoạn đốt nóng $\tau_1 = 1,5h$; thời gian sấy $\tau_2 = 10h$ và thời gian đưa VLS vào, ra $\tau_3 = 0,5h$.

Giải

A. Tính toán nhiệt cho HTS làm việc liên tục nhiều mẻ

1. Tính nhiệt cho giai đoạn đốt nóng

– Nhiệt lượng để đốt nóng VLS. Nếu nhiệt độ môi trường bằng $20^{\circ}C$, khi đó $t_{v1} = 20^{\circ}C$ theo yêu cầu $t_{v2} = 120^{\circ}C$. Do đó theo (12.2) ta có:

$$Q_v = G_v C_v (t_{v2} - t_{v1}) = V \rho_v C_v (t_{v2} - t_{v1})$$

Với gỗ thông, khối lượng riêng $\rho_v = 450 kg/m^3$ và nhiệt dung riêng $C_v = 1,380 kJ/kg.K$. Thay các giá trị đã biết ta được:

$$Q_v = 4.450.1,380(120 - 20) = 248400 kJ$$

– Nhiệt lượng để đốt nóng TBTT Q_{ct} . Theo (12.3) nhiệt lượng này bằng:

$$Q_{ct} = G_{ct} C_{ct} (t_{ct2} - t_{ct1})$$

Trong đó, TBTT bằng thép có nhiệt dung riêng $C_{ct} = 0,5 kJ/kg.K$. Do đó:

$$Q_{ct} = 500.0,5(120 - 20) = 25000 kJ$$

– Nhiệt lượng đốt nóng TNS bổ sung Q_{bs} : Theo kinh nghiệm sau mỗi mẻ ta cần bổ sung $20 kg/m^3$. Do đó, khối lượng petrolatum cần bổ sung bằng:

$$Q_{bs} = 20.V = 20.4 = 80 kg$$

Nhiệt dung riêng của petrolatum $C_{in} = 3,216 kJ/kg.K$. Do đó, theo (12.4) nhiệt lượng đốt nóng TNS bổ sung bằng:

$$Q_{bs} = Q_{bs} C_{in} (t_{in2} - t_{in1}) = 80.3,216(120 - 110) = 2572,8 kJ$$

– Tính nhiệt lượng tổn thất ra môi trường Q_{mt} . Để tính nhiệt lượng này chúng ta quyết định kích thước và kết cấu của bể chứa:

Bể xây nửa chìm nửa nổi bằng gạch đỏ (xây 220m), bên trong và bên ngoài là lớp bê tông dày 100mm.

Kích thước trong lòng bể: Chiều cao, chiều dài và chiều rộng tương ứng bằng 2000, 7000 và 1600mm.

Như vậy, có thể tính tổn thất nhiệt qua thành bể như là bài toán dẫn nhiệt qua một tấm phẳng ba lớp. Tuy nhiên, do chiều dài lớn hơn rất nhiều so với chiều rộng và chiều cao, bể lại đặt nửa nổi nửa chìm dưới đất nên để tiện sử dụng công thức tính nhiệt trở của đất dưới dạng nhiệt trở qua vách trụ ta xem bể chứa là một hình trụ tương đương. Khi đó, các đường kính tương đương tính theo công thức $d_0 = (4F)/U$. Trong đó, F là tiết diện ướt và U là chu vi ướt. Trong bài toán này, do có một mặt thoáng nên chu vi ướt chỉ là tổng chiều dài của 3 cạnh. Cụ thể:

$$d_1 = \frac{4F}{U} = \frac{4.2.1,6}{2 + 1,6 + 2} = 2,286 m$$

$$d_2 = \frac{4F}{U} = \frac{4.2.2,02}{2+2+2} = 2,693\text{m}$$

$$d_3 = \frac{4F}{U} = \frac{4.4.2,22}{2+2,2+2} = 2,839\text{m}$$

Hệ số dẫn nhiệt của gạch và của bê tông tương ứng bằng $\lambda_1 = 0,77 \text{ W/m.K}$; $\lambda_2 = 1,28 \text{ W/m.K}$. Khi đó nhiệt trở của lớp gạch R_1 và của lớp bê tông R_2 bằng:

$$R_1 = \frac{1}{2.\pi.\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} = \frac{1}{2.\pi.0,77} \ln \frac{2,693}{2,286} = 0,03387$$

$$R_2 = \frac{1}{2.\pi.\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2} = \frac{1}{2.\pi.2,28} \ln \frac{2,839}{2,693} = 0,00368$$

Nhiệt trở của đất R_3 có thể tính theo công thức kinh nghiệm sau:

$$R_3 = \frac{1}{2.\pi.L.\lambda_3} \ln \frac{2h}{d_1} = \sqrt{\frac{4h^2}{d_1^2}} - 1$$

Hoặc gần đúng

$$R_3 = \frac{1}{2.\pi.L.\lambda_3} \ln \frac{4h}{d_1}$$

Ở đây, L là chiều cao, d_1 là đường kính trong và h là thành phần chìm trong đất của hình trụ. Hệ số dẫn nhiệt của đất $\lambda_3 = 1,5 \text{ kcal/m.h.K} = 1,744 \text{ W/m.K}$; $h = 1\text{m}$; $L = 7\text{m}$. Do đó:

$$R_3 = \frac{1}{2.\pi.7.1,744} \ln \frac{4}{2,286} = 0,00733$$

Như vậy, tổng trở lực của toàn bộ vách trụ R bằng

$$R = R_1 + R_2 + R_3 = 0,03387 + 0,00368 + 0,00733 = 0,04488$$

Khi đó, tổn thất nhiệt qua thành bể chứa q_{mtl} bằng:

$$q_{mtl} = \frac{(t_{in2} - t_0)L}{R} = \frac{(120 - 20).7}{0,04488} = 15597,148 \text{ W}$$

Bây giờ chúng ta tính tổn thất nhiệt do đối lưu tự nhiên trên bề mặt thoáng. Hệ số trao đổi nhiệt đối lưu α_1 trong trường hợp này có thể tính theo công thức kinh nghiệm:

$$\alpha_1 = \sqrt[4]{\frac{(t_{mtl} - t_0)}{d_b}}$$

Trong đó, d_b là chiều bé nhất của mặt thoáng. Trong trường hợp này $d_b = 1,6\text{m}$. Do đó:

$$\alpha_1 = 1,163 \sqrt[4]{\frac{(t_{in1} - t_0)}{d_h}} = 1,163 \sqrt[4]{\frac{(120 - 20)}{1,6}} = 3,270 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Tính đến sự phân bố bề mặt bay hơi và sự tạo rỗ chúng ta đưa vào các hệ số tương ứng bằng 1,3 và 1,5. Khi đó:

$$\alpha_1 = 1,3 \cdot 1,5 \cdot 3,270 = 6,376 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Tính đến ảnh hưởng của trao đổi nhiệt bức xạ trên bề mặt chúng ta tính hệ số trao đổi nhiệt α_2 bằng:

$$\alpha_2 = 0,04 \cdot \varepsilon \cdot C_0 \left(\frac{T_{tb}}{100} \right)^3$$

Trong đó:

$$T_{tb} = 0,5(T_{in2} + T_0) = 0,5 \{ (120 + 273) + (20 + 273) \} = 343\text{K}$$

Khi đó, nếu độ đen của phetrolatum $\varepsilon = 0,9$ thì:

$$\alpha_2 = 0,04 \cdot 0,9 \cdot 5,67 \left(\frac{343}{100} \right)^3 = 8,237 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Như vậy, hệ số trao đổi nhiệt α trên mặt thoáng khi tính đến ảnh hưởng của bức xạ bằng:

$$\alpha = \alpha_1 + \alpha_2 = 6,376 + 8,237 = 14,613 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Như vậy tổn thất nhiệt trên mặt thoáng q_{m2} bằng:

$$q_{m2} = \alpha \cdot F \cdot \Delta t = 14,613 (7 \cdot 1,6) (120 - 20) = 16366,560 \text{ W}$$

Do đó, tổng tổn thất nhiệt ra môi trường q_{mt} bằng:

$$\begin{aligned} q_{mt} &= q_{mt1} + q_{m2} = 15597,148 + 16366,560 = 31963,708 \text{ W} \\ &= 115068,349 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Như đề bài đã cho, thời gian của giai đoạn đốt nóng $\tau_1 = 1,5\text{h}$ nên nhiệt lượng tổn thất ra môi trường Q_{mt} trong giai đoạn này bằng:

$$Q_{mt} = q_{mt} \cdot \tau_1 = 115068,349 \cdot 1,5 = 272602,523 \text{ kJ}$$

Tổng nhiệt lượng để đốt nóng VLS, đốt nóng TBTT, đốt nóng TNS bổ sung và bù đắp tổn thất nhiệt ra môi trường trong giai đoạn đốt nóng Q' bằng:

$$\begin{aligned} Q' &= Q_v + Q_{ct} + Q_{bs} + Q_{mt} \\ &= 248400 + 25000 + 2572,8 + 27260,523 = 548575,323 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Tính cho 1 giờ giai đoạn đốt nóng ta cần một nhiệt lượng q' bằng:

$$q' = \frac{Q'}{\tau_1} = \frac{548575,323}{1,5} = 365716,882 \text{ kJ/h}$$

Nếu áp suất bão hoà $p = 4 \text{ bar}$ thì nhiệt ẩn hoá hơi $r = 2153 \text{ kJ/kgK}$. Do đó lưu lượng hơi cần thiết cho giai đoạn đốt nóng D' bằng:

$$D' = \frac{q'}{r} = \frac{365716,882}{2153} = 169,864 \approx 170 \text{ kg/h}$$

2. Tính toán nhiệt cho giai đoạn sấy

Lượng ẩm cần bốc hơi từ gỗ W:

$$W = G_1 \frac{\omega_1 - \omega_2}{1 - \omega_2} = V_1 \rho \frac{\omega_1 - \omega_2}{1 - \omega_2}$$

Lấy khối lượng riêng của gỗ $\rho = 450 \text{ kg/m}^3$. Thay $V_1 = 4 \text{ m}^3$ và độ ẩm trước, sau quá trình sấy của gỗ đã cho ta được:

$$W = 4,450 \frac{0,60 - 0,12}{1 - 0,12} = 981,818 \text{ kg}$$

- Lượng ẩm ban đầu chứa trong gỗ W' :

$$W' = V_1 \rho \omega_1 = 4,450 \cdot 0,6 = 1080 \text{ kg}$$

- Nhiệt lượng để đốt nóng và bốc hơi ẩm Q_1 : Dễ dàng thấy rằng ẩm chứa trong nguyên liệu W' (kg) trước khi bốc hơi được đốt nóng từ nhiệt độ ban đầu t_1 đến nhiệt độ sôi t_b . Do đó, nhiệt lượng này bằng:

$$Q_{11} = W' C_{pa} (t_b - t_1)$$

Trong số W' (kg ẩm) chứa trong VLS chỉ có W (kg) được bốc hơi và đi qua TNS có nhiệt độ $t_{m2} < t_b$ nên nhiệt lượng để bốc W (kg ẩm) và quá nhiệt bằng:

$$Q_{12} = W[r + C_{pa} (t_{m2} - t_b)]$$

Do đó, nhiệt lượng để đốt nóng ẩm và bốc hơi Q_1 bằng:

$$Q_1 = Q_{11} + Q_{12} = W[r + C_{pa} (t_{m2} - t_b)] + W'(t_b - t_1)C_{pa}$$

Trong đó, t_b là nhiệt độ bão hoà của hơi nước ở áp suất khí quyển. Lấy $t_b = 100^\circ\text{C}$. Thay các giá trị đã biết ta được:

$$\begin{aligned} Q_1 &= 981,818[2500 + 1,842(120 - 100)] + 1080(100 - 20) \cdot 4,18 \\ &= 2490715,175 + 361152 = 2851867,175 \end{aligned}$$

Tổn thất nhiệt ra môi trường trong giai đoạn sấy Q_{mt} : Trong phần trên chúng ta đã tính được tổn thất nhiệt ra môi trường trong 1 giờ bằng $q_{mt} = 115068,349 \text{ kJ/h}$. Do đó, nếu thời gian quá trình sấy diễn ra trong $\tau_2 = 10 \text{ h}$ thì nhiệt lượng tổn thất ra môi trường cho giai đoạn này bằng:

$$Q_{mt} = q_{mt} \cdot \tau_2 = 115068,349 \cdot 10 = 1150683,490 \text{ kJ}$$

- Nhiệt lượng tiêu hao chung cho quá trình sấy Q''

$$Q'' = Q_1 + Q_{mt} = 2851867,175 + 1150683,490 = 4002550,665 \text{ kJ}$$

- Nhiệt lượng tiêu hao chung cho quá trình sấy trong 1 giờ q'' :

$$q'' = \frac{Q''}{\tau_2} = 4002550,665 = 400255,066 \text{ kJ/h}$$

– Lượng hơi cần thiết cho quá trình trong 1 giờ D' :

$$D' = \frac{q''}{r} = \frac{400255,066}{2153} 185,905 \approx 186 \text{ kg/h}$$

3. Tính toán nhiệt giai đoạn 3

Theo kinh nghiệm, nhiệt lượng tiêu hao trong giai đoạn này bằng tổng nhiệt lượng tổn thất ra môi trường trong nửa giờ. Do đó:

$$Q''' = 0,5 \cdot q_m = 0,5 \cdot 115068,349 = 57534,175 \text{ kJ}$$

4. Tổng nhiệt lượng trong cả chu kỳ Q

Chu kỳ gồm 3 giai đoạn: Giai đoạn đốt nóng, giai đoạn sấy và giai đoạn đưa VLS vào, ra. Do đó:

$$\begin{aligned} Q &= Q' + Q'' + Q''' = 548575,323 + 400255,066 + 57534,175 \\ &= 4608660,163 \text{ kJ} \end{aligned}$$

5. Tổng nhiệt lượng tính cho 1kg ẩm bốc hơi q

$$q = \frac{Q}{W} = \frac{4608660,163}{981,818} = 4694,006 \text{ kJ/kg ẩm}$$

6. Lượng hơi tiêu hao để bốc hơi 1kg ẩm D

$$Q = \frac{Q}{r \cdot W} = \frac{4608660,163}{2500 \cdot 981,818} = 1,878 \text{ kg hơi/kg ẩm}$$

B. Tính toán nhiệt cho HTS làm việc gián đoạn

Nếu HTS chỉ làm việc gián đoạn từng mẻ sau một thời gian dài thì rõ ràng nhiệt lượng tiêu hao so với HTS làm việc liên tục nhiều mẻ liên tiếp sẽ lớn hơn rất nhiều. Chúng ta tính toán nhiệt cho trường hợp này để so sánh với trường hợp HTS làm việc liên tục đã tính ở trên.

1. Nhiệt lượng cần thiết để đốt nóng TNS Q_{in}

Đây là nhiệt lượng cần thiết để đưa petrolatum chứa đầy bể sấy từ nhiệt độ môi trường $t_0 = 20^\circ\text{C}$ đến nhiệt độ TNS $t_{in2} = 120^\circ\text{C}$. Do đó:

$$Q_{in} = G_{in} C_{in} (t_{in2} - t_0) = 11000 \cdot 3,216 (120 - 20) = 3537600 \text{ kJ}$$

2. Nhiệt lượng để đốt nóng toàn bộ kết cấu gồm lớp gạch và bê tông có khối lượng $G_{kc} = 15000 \text{ kg}$, nhiệt dung riêng của kết cấu lấy gần đúng bằng nhiệt dung riêng của gạch $C_{kc} = 0,88 \text{ kJ/kgK}$ và chênh lệch nhiệt độ của kết cấu khi làm việc so với khi chưa làm việc $\Delta t_{kc} = 40^\circ\text{C}$. Khi đó, nhiệt lượng cần phải đốt nóng kết cấu bằng:

$$Q_{kc} = G_{kc} \cdot C_{kc} \cdot \Delta t_{kc} = 15000 \cdot 0,88 \cdot 40 = 528000 \text{ kJ}$$

3. Tổng nhiệt lượng cần đốt nóng TNS và kết cấu Q_{dn}

$$Q_{dn} = Q_{in} + Q_{kc} = 3537600 + 528000 = 4065600 \text{ kJ}$$

4. Tổng nhiệt lượng cần thiết cho một mẻ sấy Q_m

Rõ ràng nhiệt lượng Q_m bằng tổng nhiệt lượng $Q_{đn}$ và nhiệt lượng cần thiết cho một mẻ sấy Q đã tính trên đây. Do đó:

$$Q_m + Q_{đn} + Q = 4065600 + 4608660,163 = 8674260,163 \text{ kJ}$$

5. Nhiệt lượng tiêu hao tính cho 1kg ẩm cần bốc hơi q_m

$$q_m = \frac{Q_m}{Q} = \frac{8674260,163}{981,818} = 8834,896 \text{ kJ/kg ẩm}$$

6. Lượng hơi tiêu thụ D_m

$$D_m = \frac{q_m}{r} = \frac{8834,896}{2153} = 4,103 \text{ kg/kg ẩm}$$

Như vậy, nếu làm việc gián đoạn lượng hơi tiêu tốn để bốc hơi 1kg ẩm chứa trong gỗ tăng hơn hai lần (4,103/1,878) so với hệ thống làm việc liên tục nhiều mẻ trong một thời gian dài.

12.3. TÍNH TOÁN HỆ THỐNG SẤY TIẾP XÚC BỀ MẶT

Như trên đã thảo luận, HTS tiếp xúc bề mặt có thể làm việc ở áp suất khí trời hoặc ở một độ chân không nào đó. Tuy nhiên, tính toán nhiệt cho hai HTS cơ bản là giống nhau. Hơn nữa, do tính phổ biến của HTS tiếp xúc bề mặt làm việc ở áp suất khí quyển nên dưới đây chỉ giới thiệu tính toán nhiệt cho HTS này.

12.3.1. Phương trình cân bằng nhiệt

Thực chất tính toán nhiệt HTS tiếp xúc bề mặt là tính diện tích bề mặt truyền nhiệt F của các rulô trên cơ sở cân bằng nhiệt của HTS. Trong trường hợp HTS sử dụng hơi nước bão hoà để đốt nóng các rulô, nếu lượng hơi tiêu tốn là D (kg/h), lượng hơi nước cần bay hơi từ VLS là W (kg/h) thì nhiệt lượng tiêu hao tính cho 1kg ẩm bằng:

$$q = \frac{D}{W}(i'' - i') = \frac{D}{W}r, \text{ kJ/kg ẩm} \quad (12.13)$$

Trong đó: i'' là entanpy của hơi nước bão hoà; i' là entanpy của nước bão hoà và $r = i'' - i'$ là nhiệt ẩn hoá hơi.

Nhiệt lượng này cũng như các HTS thực khác, dùng để bốc hơi 1kg ẩm, bù đắp tổn thất nhiệt do VLS mang đi Q_v , tổn thất ra môi trường Q_m và tổn thất do TNS mang đi. Do đó, phương trình cân bằng nhiệt có dạng:

$$\begin{aligned} q &= \frac{D}{W}(i'' - i') \\ &= (i_2 - C_a t_{v1}) + \frac{G_2 C_v (t_{v2} - t_{v1})}{W} + \frac{Q_m}{W} + 1C_{pk} (t_2 - t_0) + 1d_0 (i_2 - i_0) \end{aligned} \quad (12.14)$$

Trong đó, i_0 và i_2 là entanpy của hơi nước trong không khí trước và sau quá trình sấy; C_{pk} và C_a tương ứng là nhiệt dung riêng của không khí khô và của nước; t_0 và t_2 là nhiệt độ không khí trước và sau quá trình sấy; l là lượng không khí khô cần thiết để bốc hơi 1kg ẩm; d_0 là lượng chứa ẩm của không khí ngoài trời; G_d , C_v tương ứng là khối lượng VLS ra khỏi thiết bị và nhiệt dung riêng của nó; t_{v1} và t_{v2} là nhiệt độ VLS trước và sau quá trình sấy. Với những lò sấy ban đầu $t_{v1} = t_0$.

12.3.2. Tính toán bề mặt truyền nhiệt

Có thể tính gần đúng bề mặt truyền nhiệt của một rulo sấy theo thứ tự sau đây:

a) Lượng nhiệt cần thiết để bốc hơi ẩm

Nếu gọi v (m/s) là tốc độ không khí trên bề mặt VLS; p_m , p_a (mmHg) tương ứng là phân áp suất bão hoà hơi nước trên bề mặt VLS và phân áp suất hơi nước tương ứng với độ ẩm tương đối ϕ của không khí bao quanh; r (kcal/kg) là nhiệt – ẩm hoá hơi tương ứng ở áp suất p_m thì nhiệt lượng cần thiết mà VLS nhận được từ một đơn vị diện tích để bốc hơi 1kg ẩm trong 1 giờ có thể tính theo công thức thực nghiệm:

$$q = 0,4075v^{0,8}(p_m - p_a)r = 0,4075v^{0,8}\Delta p.r \quad \text{kcal/m}^2 \cdot \text{h} \quad (12.15)$$

Nếu Δp lấy đơn vị là bar và r lấy đơn vị là kJ/kg thì (12.15) lấy dạng:

$$Q = 30,5625v^{0,8}\Delta p.r \quad \text{kJ/m}^2 \cdot \text{h} \quad (12.16)$$

Như vậy, để tính nhiệt lượng này chúng ta phải biết tốc độ không khí trên bề mặt VLS v , độ chênh áp suất hơi nước trên bề mặt VLS và trong không khí bao quanh Δp và nhiệt ẩn hoá hơi r . Như đã thảo luận trong chương 3, nếu biết nhiệt độ VLS t_{v2} thì phân áp bão hoà của hơi nước trên bề mặt VLS có thể tính theo công thức đã giới thiệu trong chương 3. Đương nhiên, p_m cũng có thể tìm trên đồ thị $I - d$ theo quan hệ $p_{ph} = f(t)$. Thông thường, lấy gần đúng nhiệt độ t_{v2} khi biết nhiệt độ hơi bão hoà dùng làm nguồn nhiệt. Phân áp suất hơi nước trong không khí p_a có thể xác định khi biết áp suất khí trời và lượng chứa ẩm d của nó. Cách xác định các đại lượng này trình bày trong ví dụ 12.2.

b) Tính hệ số trao đổi nhiệt – ẩm từ bề mặt VLS vào môi trường

Hệ số trao đổi nhiệt – ẩm α_2 thông thường được xác định theo phương pháp truyền thống qua tiêu chuẩn Nu của hiện tượng trao đổi nhiệt – ẩm hỗn hợp hoặc nhờ các công thức thực nghiệm tương tự. Tuy nhiên, như đã thảo luận trong chương 3, xác định α_2 theo phương pháp truyền thống rất phức tạp. Sau đây giới thiệu một phương pháp gần đúng.

Nếu gọi nhiệt độ trên bề mặt VLS là t_{v2} , nhiệt TNS là t_2 , thì nhiệt lượng q mà VLS truyền vào tác nhân bằng phương pháp đối lưu hỗn hợp giữa trao đổi nhiệt và trao đổi ẩm bằng:

$$q = \alpha_2(t_{v2} - t_2) \quad (12.17)$$

Như vậy, trong trường hợp ổn định, một cách gần đúng có thể xem nhiệt lượng này bằng nhiệt lượng VLS nhận được từ 1m^2 bề mặt đốt nóng để bốc hơi của 1kg ẩm. Do đó ta có:

$$q = \alpha_2(t_{v2} - t_2) = 30,5625v^{0.8}\Delta p.r \quad (12.18)$$

Từ (12.18) rút ra công thức xác định hệ số trao đổi nhiệt α_2

$$\alpha_2 = \frac{30,5625v^{0.8}\Delta p.r}{(t_{v2} - t_2)} \quad (12.19)$$

c) *Xác định hệ số truyền nhiệt K*

Do các rulô thường làm bằng kim loại có hệ số dẫn nhiệt lớn và có đường kính cũng rất lớn so với chiều dày nên bài toán truyền nhiệt giữa một bên là trao đổi nhiệt đối lưu do hơi nước bão hoà ngưng tụ, và một bên là trao đổi nhiệt - ẩm giữa VLS và môi trường qua một rulô hình trụ tròn có thể xem là bài toán truyền nhiệt hỗn hợp qua một vách phẳng hai lớp. Như vậy, nếu gọi α_1 là hệ số trao đổi nhiệt khi ngưng và α_2 là hệ số trao đổi nhiệt - ẩm trên bề mặt VLS với môi trường đã xác định bởi công thức (12.19) thì hệ số truyền nhiệt K bằng:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (12.20)$$

Trong đó: δ_1, δ_2 và λ_1, λ_2 tương ứng với chiều dày và hệ số dẫn nhiệt của rulô và của VLS.

d) *Nhiệt lượng cần thiết để đốt nóng VLS và để bốc hơi ẩm Q*

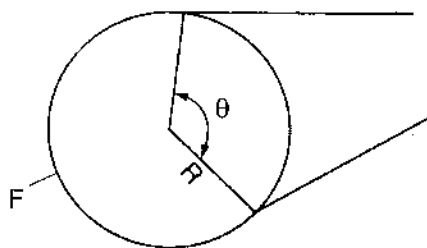
Nếu gọi G_1 (kg/h) là khối lượng VLS khi vào HTS và W (kg/h) là khối lượng ẩm cần bốc hơi thì nhiệt lượng Q bằng:

$$Q = G_1 C_v (t_{v2} - t_{v1}) + W.r \quad (12.21)$$

e) *Xác định bề mặt truyền nhiệt F của rulô*

Giả sử VLS bao quanh một lò sấy như hình 12.4 thì phương trình truyền nhiệt có dạng:

$$Q = K.F.\varphi (t_h - t_k) \quad (12.22)$$



Hình 12.4. Bề mặt gia nhiệt của VLS

Trong công thức (12.22), hệ số truyền nhiệt K tính theo (12.20), t_h và t_k tương ứng là nhiệt độ hơi và nhiệt độ không khí, hệ số φ gọi là hệ số ôm của VLS trên toàn bộ bề mặt rulô sấy. Hệ số này, theo hình 12.4 có thể tính bằng:

$$\varphi = 1 - \left[\frac{\theta}{2.\pi} \right] \quad (12.23)$$

Như vậy, bề mặt truyền nhiệt của rulô F bằng:

$$F = \frac{Q}{K \cdot (t_h - t_k) \cdot \varphi} \quad (12.24)$$

Ví dụ 12.2

Xác định bề mặt truyền nhiệt của TBS tiếp xúc dạng rulô với các điều kiện:

- VLS có $G_1 = 90 \text{ kg}$; $t_{v1} = 20^\circ\text{C}$; $\omega_1 = 75\%$; $\omega_2 = 10\%$.
- VLS có chiều dày $\delta_1 = 1 \text{ mm}$; hệ số dẫn nhiệt $\lambda_1 = 0,814 \text{ W/mK}$; nhiệt dung riêng $C_v = 3,3450 \text{ kJ/kgK}$.
- Áp suất khí quyển $B = 1 \text{ bar}$.
- Không khí trên bề mặt VLS có tốc độ $v = 1,5 \text{ m/s}$, nhiệt độ $t_2 = 40^\circ\text{C}$, độ ẩm tương đối $\varphi_2 = 40\%$.
- Rulô được đốt nóng bằng hơi nước bão hoà có áp suất $p_h = 1 \text{ bar}$ và được chế tạo bằng gang có chiều dày $\delta_2 = 10 \text{ mm}$, hệ số dẫn nhiệt $\lambda_2 = 46,52 \text{ W/mK}$.

Giải

1. Tính nhiệt lượng q

Theo (12.16) nhiệt lượng q bằng: $q = 30,5625 \cdot v^{0,8} (p_m - p_a) \cdot r$

- Xác định p_m . Để xác định p_m chúng ta phải giả thiết trước nhiệt độ của VLS t_{v2} . Nếu áp suất bão hoà dùng làm nguồn nhiệt đã chọn $p_h = 1 \text{ bar}$ thì nhiệt độ t_h theo bảng thông số "Nước và hơi nước bão hoà" hoặc theo công thức do tác giả đưa ra ta tìm được $t_h = 99,64 \approx 100^\circ\text{C}$. Do đó, ta giả thiết $t_{v2} = 80^\circ\text{C}$ và kiểm tra lại nhiệt độ giả thiết này sau khi đã tính toán hệ số truyền nhiệt K. Với nhiệt độ $t_{v2} = 80^\circ\text{C}$, phân áp suất bão hoà trên bề mặt VLS p_m bằng:

$$p_m = \exp \left\{ 12 - \frac{4026,42}{235,5 + t_{v2}} \right\} = \exp \left\{ 12 - \frac{4026,42}{235,5 + 80} \right\} = 0,467 \text{ bar}$$

- Xác định p_a . Với TNS có nhiệt độ $t_2 = 40^\circ\text{C}$, độ ẩm tương đối $\varphi_2 = 40\%$ dễ dàng tìm được lượng chứa ẩm d_2 bằng độ thị I - d hoặc theo công thức. Khi biết d_2 dễ dàng tìm được phân áp suất hơi nước p_a . Sau đây giới thiệu cách tính giải tích. Theo công thức xác định lượng chứa ẩm ta có:

$$d_2 = 0,621 \frac{\varphi p_{h2}}{B - \varphi p_{h2}}$$

Trong đó: $B = 1 \text{ bar}$, $\varphi = \varphi_2 = 40\%$ và p_{h2} là phân áp suất bão hoà của hơi nước ở nhiệt độ $t = t_2 = 40^\circ\text{C}$. Do đó, áp suất p_{h2} bằng:

$$p_{h2} = \exp \left\{ 12 - \frac{4026,42}{235,5 + t_2} \right\} = \exp \left\{ 12 - \frac{4026,42}{235,5 + 40} \right\} = 0,0732 \text{ bar}$$

Thấy các đại lượng đã biết ta được d_2 :

$$d_2 = 0,621 \frac{0,4.0,0732}{1 - 0,4.0,0732} = 0,0187 \text{ kg ẩm/khkk}$$

Bây giờ chúng ta xác định p_a :

$$p_a = 0,621 \frac{B.d_2}{0,621 + d_2} = \frac{1.0,0187}{0,621 + 0,0187} = 0,0292 \text{ bar}$$

Thay $v = 1,5 \text{ m/s}$, $p_m = 0,467 \text{ bar}$ và $p_a = 0,0292 \text{ bar}$ ta được:

$$q = 30,5625(1,5^{0,8}(0,467 - 0,0292) \cdot 2406 = 44528,008 \text{ kJ/m}^2\text{h}$$

$$\text{hay: } q = 12,369 \text{ kW/m}^2$$

2. Xác định hệ số trao đổi nhiệt α_2

$$\alpha_2 = \frac{q}{t_v - t_2} = \frac{44528,008}{80 - 40} = 1113,2 \text{ kJ/m}^2\text{hK} = 309,222 \text{ W/m}^2\text{K}$$

3. Xác định hệ số trao đổi nhiệt khi ngưng α_1

Hệ số này có thể tính theo các công thức xác định hệ số trao đổi nhiệt khi ngưng được giới thiệu trong giáo trình Truyền nhiệt. Tuy nhiên, với áp suất hơi bão hoà $p_h = 1 \text{ bar}$ có thể lấy gần đúng $\alpha_1 = 5000 \text{ kcal/m}^2\text{K} = 5815 \text{ W/m}^2\text{K}$.

4. Xác định hệ số truyền nhiệt K :

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{309,222} + \frac{0,001}{0,814} + \frac{0,01}{46,52} + \frac{1}{5815}} = 206,015 \text{ W/m}^2\text{K}$$

5. Kiểm tra lại nhiệt độ bề mặt VLS- t_{v2}

Theo phương trình cân bằng nhiệt ta có: $q = k(t_h - t_2) = \alpha_2(t_{v2} - t_2)$

Do đó:

$$t_{v2} = t_2 + \frac{k(t_h - t_2)}{\alpha_2} = 40 + \frac{206,015(100 - 40)}{309,222} = 79,974 \approx 80^\circ\text{C}$$

Như vậy, chúng ta giả thiết trước $t_{v2} = 80^\circ\text{C}$ là hoàn toàn chính xác.

6. Lượng ẩm cần bốc hơi trong 1 giờ W

$$W = G_1 \frac{\omega_1 - \omega_2}{1 - \omega_2} = 90 \frac{0,75 - 0,10}{1 - 0,10} = 65 \text{ kg/h}$$

7. Nhiệt lượng cần thiết để đốt nóng vật và bốc hơi ẩm Q

$$Q = G_1 C_v(t_{v2} - t_{v1}) + W.r = 90.3,45(80 - 20) + 65.2406 = 18630 + 156390 = 175020 \text{ kJ/h} = 48616,666 \text{ W}$$

8. Bề mặt rulo (F). Nếu lấy hệ số ôm $\varphi = 0,75$, từ công thức (12.24) ta có:

$$F = \frac{Q}{k(t_h - t_2)\varphi} = \frac{48616,666}{206,015(100 - 40)} = 3,933 \approx 4 \text{ m}^2$$

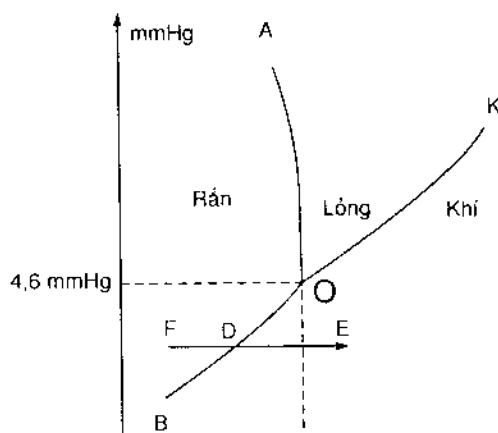
CHƯƠNG 13 HỆ THỐNG SẤY THĂNG HOA

Hiện nay trong công nghiệp thực phẩm, công nghiệp dược cũng như công nghiệp hoá học nói chung, HTS thăng hoa được dùng khá phổ biến. Như tên gọi, sấy thăng hoa là quá trình tách ẩm khỏi VLS trực tiếp từ trạng thái rắn biến thành trạng thái hơi nhờ quá trình thăng hoa. Như vậy, để tạo ra quá trình sấy thăng hoa, VLS phải được làm lạnh dưới điểm 3 thể. Từ đó VLS nhận được nhiệt lượng để ẩm từ dạng rắn trực tiếp thăng hoa lên thể khí và thải vào môi trường. Chương này giới thiệu cấu tạo và cách tính toán một HTS thăng hoa.

13.1. NGUYÊN LÝ VÀ SO ĐỒ CẤU TẠO HỆ THỐNG SẤY THĂNG HOA

13.1.1. Nguyên lý làm việc của hệ thống sấy thăng hoa

Hình 13.1 biểu diễn đồ thị chuyển pha của nước trên toạ độ $p - t$. Điểm O là điểm 3 thể, ở đó nước tồn tại đồng thời 3 thể: thể rắn, thể lỏng và thể hơi. Nhiệt độ và áp suất của điểm 3 thể O tương ứng bằng: $t = 0,0098^{\circ}\text{C}$ và $p = 4,6\text{mmHg}$.



Hình 13.1. Đồ thị pha $p - t$ của nước

Trên đồ thị 13.1, đường BO biểu diễn ranh giới giữa pha rắn và pha hơi. Tương tự, đường OA là ranh giới giữa pha rắn và pha lỏng; OK là ranh giới giữa pha lỏng và pha hơi. Điểm K gọi là điểm tới hạn, ở đó nhiệt ẩn hoá hơi có thể xem bằng 0.

Nếu ẩm trong VLS có trạng thái đông băng ở điểm F như trên hình 13.1, được đốt nóng đẳng áp đến nhiệt độ t_D tương ứng với điểm D thì nước ở thể rắn sẽ thực hiện quá trình thăng hoa DE. Cũng trên hình 13.1 có

thể thấy áp suất càng thấp thì nhiệt độ thăng hoa của nước càng bé. Do đó, khi cấp nhiệt cho VLS ở áp suất càng thấp thì độ chênh nhiệt độ giữa nguồn nhiệt và VLS càng tăng. Đứng về mặt truyền nhiệt thì đây là ưu điểm của sấy thăng hoa so với sấy chân không bình thường. Bảng 13.1 cho chúng ta quan hệ giữa áp suất và nhiệt độ thăng hoa của nước.

Bảng 13.1. Quan hệ giữa áp suất và nhiệt độ thăng hoa của nước

Áp suất (mmHg)	N/m ²	Nhiệt độ (°C)
4,600	613,333	0,0098
1,000	133,333	-17,50
0,100	13,333	-39,30
0,001	0,133	-57,60

Hình 13.2 là đồ thị làm việc của bình thăng hoa sử dụng nguồn nhiệt bức xạ và dẫn nhiệt từ các tấm kim loại khi sấy thịt băm của một cơ sở sản xuất thực phẩm. Qua đồ thị có thể thấy rõ toàn bộ quá trình sấy được chia làm 3 giai đoạn:

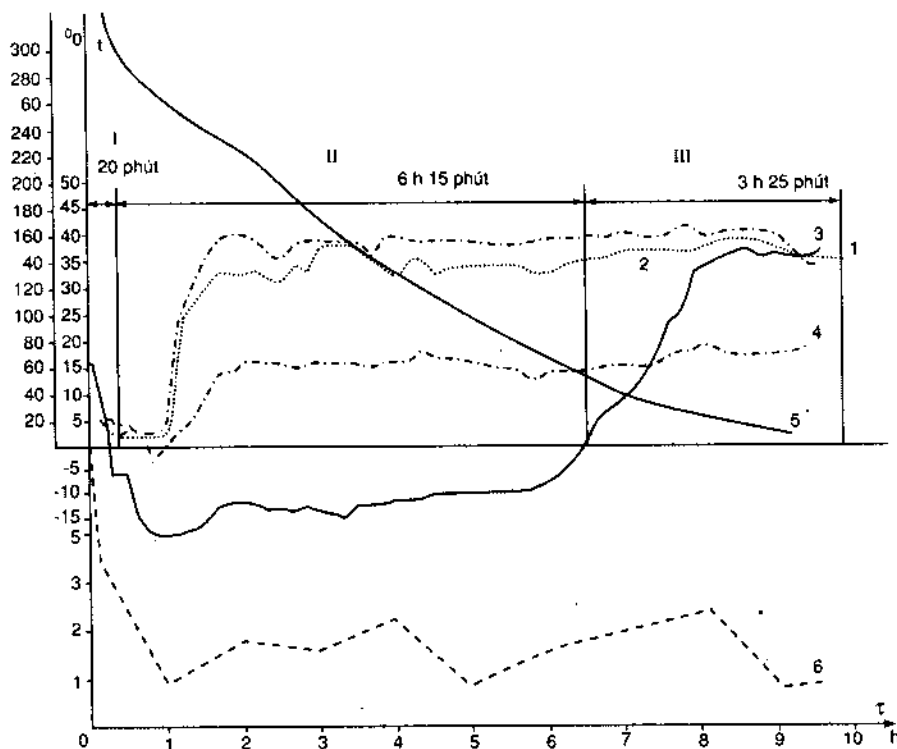
Giai đoạn làm lạnh. Trong giai đoạn này VLS được làm lạnh từ nhiệt độ môi trường khoảng 20°C xuống nhiệt độ $(-10 \div -15)^{\circ}\text{C}$. Trên hình 12.2 nhiệt độ VLS biểu diễn bởi đường (3). Đồng thời trong giai đoạn này không gian của bình thăng hoa được hút chân không và áp suất trong bình giảm theo đường (6). Do áp suất giảm nên phân áp suất hơi nước trong không gian bình thăng hoa cũng giảm so với phân áp suất hơi nước trong lòng VLS. Điều đó dẫn đến hiện tượng thoát ẩm từ VLS nhỏ hơn nhiệt độ điểm ba thể. Áp suất trong bình thăng hoa cũng nhỏ hơn áp suất của điểm ba thể. Theo số liệu thực nghiệm có khoảng $(10 \div 15)\%$ toàn bộ ẩm thoát ra khỏi vật trong giai đoạn này.

Giai đoạn thăng hoa. Trong giai đoạn này, nhờ dòng nhiệt chủ yếu là bức xạ từ các tấm bức xạ, nước trong VLS bắt đầu thăng hoa mạnh. Độ ẩm của VLS giảm rất nhanh và gần như tuyến tính. Như vậy, giai đoạn thăng hoa có thể xem là giai đoạn có tốc độ không đổi. Đương nhiên, phần lớn nhiệt lượng VLS nhận được trong giai đoạn này dùng để biến thành nhiệt ẩn thăng hoa. Do đó, nhiệt độ VLS biểu diễn bởi đường (3) trên hình 13.2 trong phần lớn giai đoạn thăng hoa hầu như không đổi. Cuối giai đoạn này, nhiệt độ của VLS mới dần dần tăng từ $(-10 \div -15)^{\circ}\text{C}$ lên 0°C . Đến đây quá trình thăng hoa kết thúc.

Giai đoạn bốc hơi ẩm còn lại. Sau giai đoạn thăng hoa, do trạng thái của nước trong VLS nằm trên điểm 3 thể nên ẩm trong VLS trở về dạng lỏng. Vì khi đó áp suất trong bình thăng hoa vẫn được duy trì bé hơn áp suất khí trời nhờ bơm chân không và VLS vẫn tiếp tục được gia nhiệt nên ẩm vẫn không ngừng biến từ dạng lỏng lên dạng hơi và đi vào không gian bình thăng hoa. Như vậy, giai đoạn bốc hơi ẩm còn lại chính là quá trình sấy chân không bình thường.

Quá trình dịch chuyển ẩm trong sấy thăng hoa khác với quá trình dịch chuyển ẩm trong các HTS khác làm việc ở áp suất khí quyển. Khi thăng hoa, các phân tử nước không va chạm nhau. Nhờ đó mà sấy thăng hoa có một ưu điểm lớn là bảo toàn

được chất lượng sinh học của sản phẩm sấy. Nhược điểm lớn nhất của HTS thăng hoa là chi phí sấy của 1kg sản phẩm rất cao, hệ thống phức tạp, cồng kềnh, phải dùng đồng thời bơm chân không và máy lạnh. Do đó, vận hành phức tạp và đòi hỏi công nhân có trình độ kỹ thuật cao.



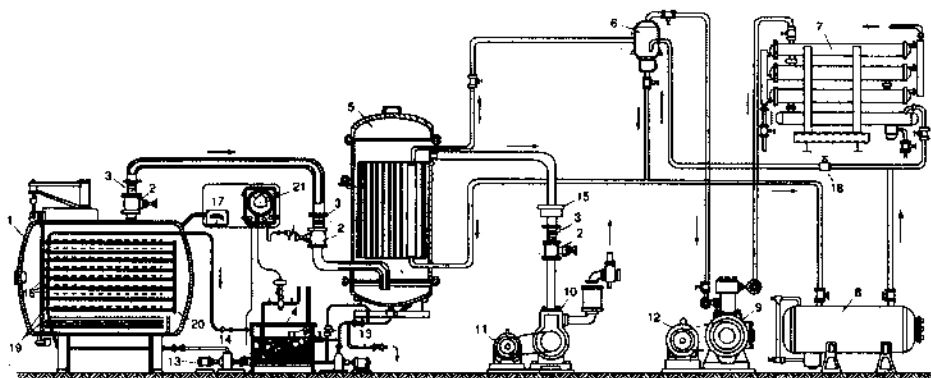
Hình 13.2. Đồ thị làm việc của bình thăng hoa khi sấy thịt

1. Nhiệt độ tấm gia nhiệt; 2. Nhiệt độ môi trường giữa các tấm gia nhiệt;
3. Nhiệt độ VLS; 4. Nhiệt độ môi chất khí ra khỏi bình thăng hoa;
5. Độ ẩm của VLS; 6. Áp suất trong bình thăng hoa

13.1.2. Cấu tạo hệ thống sấy thăng hoa

Một trong các HTS thăng hoa chu kỳ sử dụng trong công nghiệp thực phẩm cho hình 13.3. Ở đây, VLS được làm lạnh đến nhiệt độ thích hợp trong các kho lạnh sâu, thường là từ $(-10 \div -15)^{\circ}\text{C}$ được đưa vào bình thăng hoa (1). Bình thăng hoa một mặt được nối với bơm chân không (10) qua bình ngưng – đóng băng (5). Bình ngưng – đóng băng (5) được làm lạnh bởi một máy lạnh amôniac gồm máy nén (9), giàn ngưng (7), bình tách lỏng (6) và bình chứa amôniac (8). Nhờ bình ngưng – đóng băng (5) mà ẩm thoát ra từ VLS được tách ra dưới dạng băng để máy hút chân không (10) làm việc với không khí khô. Điều đó không những tạo ra cho bơm chân không làm

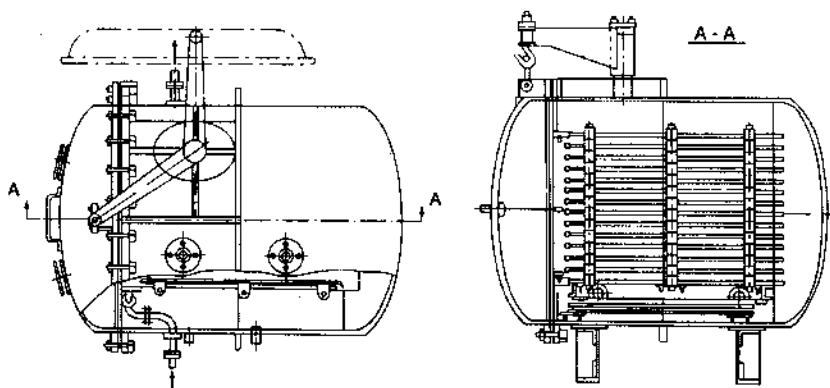
việc nhẹ nhàng mà theo tính toán trong thực tế thì chi phí điện năng cho cả hệ thống sẽ giảm. Mặt khác, bình thăng hoa (1) được nối với hệ thống cung cấp nước nóng từ bình chứa (4) làm nguồn gia nhiệt cho VLS. Như vậy, thiết bị chính của một HTS thăng hoa gồm bình thăng hoa (1), bình ngưng – đóng băng (5), bơm chân không (10) và máy lạnh với các thiết bị: bình tách lỏng (6), giàn ngưng (7), bình chứa tác nhân lạnh (8) và máy nén (9). Do đó, tính toán nhiệt của một HTS thăng hoa là tính toán diện tích truyền nhiệt của bình thăng hoa (1) và bình ngưng – đóng băng (5).



Hình 13.3. Sơ đồ HTS thăng hoa

1. Bình thăng hoa; 2. Van; 3. Xyfon; 4. Bể chứa nước nóng; 5. Bình ngưng – đóng băng; 6. Bình tách lỏng; 7. Giàn ngưng amôniac; 8. Bình chứa amôniac; 9. Máy nén; 10. Bơm chân không; 11, 12, 13. Động cơ điện; 14. Bơm nước; 15. Phin lọc; 16. Tấm gia nhiệt; 17. Chân không kế; 18. Van điều chỉnh; 19. Khay chứa VLS; 20. Tấm gia nhiệt dưới; 21. Bộ điều chỉnh nhiệt.

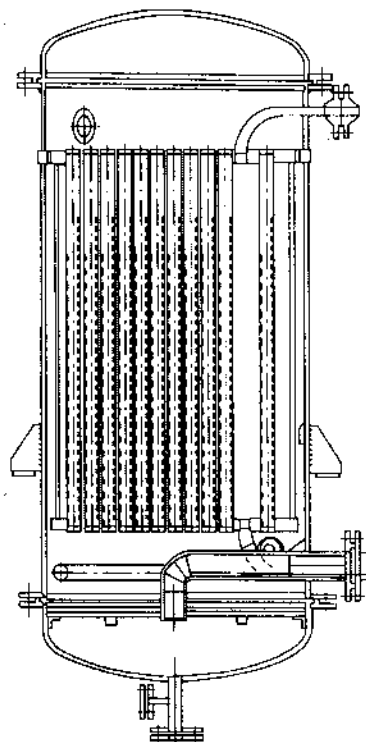
Bình thăng hoa (hình 13.4). Bình là một hình trụ nằm ngang. Một dáy được hàn liền với hình trụ còn đáy kia là một chỏm cầu được gắn kết với thân hình trụ



Hình 13.4. Cấu tạo của bình thăng hoa

bằng bulông để đưa VLS vào, ra. Đỉnh bình thăng hoa có một mặt bích để nối với bơm chân không qua bình ngưng – đóng băng. Phía trong bình thăng hoa bố trí các hộp kim loại xen kẽ nhau, trên đó các là các khay chứa VLS, trong các hộp là nước nóng chuyển động. Do nhiệt độ trong bình thăng hoa rất thấp và có mật độ chân không rất lớn nên truyền nhiệt giữa các thành hộp chứa nước nóng với VLS chủ yếu xảy ra nhờ bức xạ nhiệt.

Bình ngưng – đóng băng (hình 13.5). Bình ngưng – đóng băng là một thiết bị trao đổi nhiệt dạng ống. Nó là một hình trụ đứng, trong đó bố trí các ống có đường kính 51/57 mm được gắn kết với nhau và với hình trụ nhờ hai mặt sàng. Hỗn hợp hơi nước và không khí được bơm chân không hút từ bình thăng hoa qua một lưới phân phối phía dưới đi vào trong các ống. Amôniac đưa vào trên mặt sàng và chứa đầy không gian giữa các ống. Ở đây, hỗn hợp hơi nước ngưng tụ lại bám vào thành trong của ống, còn không khí khô qua bơm chân không (10) để thải ra môi trường. Ngược lại, amôniac lỏng nhận nhiệt của hỗn hợp hơi nước – không khí để bay hơi và qua bình tách lỏng (6) về máy nén (9) của máy lạnh.



Hình 13.5. Cấu tạo bình ngưng – đóng băng

13.2. TÍNH TOÁN NHIỆT CÁC THIẾT BỊ CƠ BẢN CỦA HỆ THỐNG SẤY THĂNG HOA

Như trên đã nói, thiết bị cơ bản trong HTS thăng hoa là bình thăng hoa và bình ngưng – đóng băng. Truyền nhiệt trong bình thăng hoa là trao đổi nhiệt chủ yếu bằng bức xạ. Trong bình ngưng – đóng băng quá trình trao đổi nhiệt là quá trình truyền nhiệt qua một vách ngăn, một bên là dịch thể sôi, một bên là dịch thể ngưng và đóng băng. Do đó, có nhiều phương pháp để tính các thiết bị này. Dưới đây giới thiệu phương pháp tính của P.D.Lebedev.

13.2.1. Tính toán nhiệt bình thăng hoa

Khác với các thiết bị sấy khác, trong bình thăng hoa không có tổn thất nhiệt do TBTT ($Q_{ct} = 0$). Như vậy, nhiệt lượng tiêu hao trong HTS thăng hoa gồm: nhiệt lượng cần làm lạnh VLS từ nhiệt độ ban đầu đến nhiệt độ thăng hoa Q_{II} , nhiệt lượng cần thiết trong quá trình thăng hoa Q_{III} và nhiệt lượng cần thiết để bay hơi ẩm còn lại sau thăng hoa Q_{IV} . Tuy nhiên, nếu tính trong một chu kỳ sau mỗi quá trình sấy

chúng ta lại nhận được nhiệt vật lý Q' để đưa VLS từ nhiệt độ ban đầu đến nhiệt độ thăng hoa và nhiệt lượng tiêu hao trong quá trình đông đặc Q'' . Do đó, phương trình cân bằng nhiệt của HTS thăng hoa bằng:

$$Q = (Q_{11} + Q_{th}) + Q_d - (Q' + Q'') \quad (13.1)$$

Dễ dàng thấy rằng về mặt giá trị tuyệt đối ta có:

$$Q_{11} = Q' + Q'' \quad (13.2)$$

$$\text{Do đó: } Q = Q_{th} + Q_d \quad (13.3)$$

Như trên đã thảo luận, VLS trong bình thăng hoa nhận nhiệt từ các tấm được đốt nóng nhờ bức xạ, dẫn nhiệt và đối lưu. Tuy nhiên, do trong điều kiện chân không nên nhiệt lượng VLS nhận được chủ yếu bằng con đường bức xạ. Theo nghiên cứu của nhiều tác giả thì nhiệt lượng VLS nhận được bằng bức xạ là lớn nhất, chiếm từ $(75 \div 85)\%$, sau đó là do dẫn nhiệt và bé nhất là do đối lưu chỉ chiếm khoảng $(3 \div 5)\%$. Do đó, nhiệt lượng VLS nhận được từ các nguồn bức xạ được tính theo dạng công thức trao đổi nhiệt bức xạ. Tuy nhiên, để kể đến ảnh hưởng của dẫn nhiệt và đối lưu chúng ta đưa thêm một hệ số thực nghiệm k . Có thể lấy $k = 1,20 \div 1,25$. Trong kết cấu bình thăng hoa cho trên hình 13.4 có thể xem truyền nhiệt bức xạ giữa các tấm đốt nóng và VLS như truyền nhiệt bức xạ giữa hai tấm phẳng đặt song song. Do đó, nếu biết nhiệt độ các tấm đốt nóng t_1 và nhiệt độ thăng hoa của VLS t_{th} thì nhiệt lượng VLS nhận được bằng:

$$Q = k \cdot F \cdot C_0 \cdot \epsilon_{qd} \left\{ \left[\frac{t_1 + 273}{100} \right]^4 - \left[\frac{t_{th} + 273}{100} \right]^4 \right\} \quad (13.4)$$

Trong đó: F là diện tích tấm đốt nóng và cũng là diện tích bề mặt VLS; C_0 là hằng số bức xạ vật đen tuyệt đối; ϵ_{qd} là độ đen quy dẫn. Độ đen quy dẫn bằng:

$$\epsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{1}{\epsilon_2} - 1} \quad (13.5)$$

với ϵ_1 và ϵ_2 tương ứng là độ đen của nguồn bức xạ và của VLS.

Trong các HTS thăng hoa khác, nếu vị trí tương hỗ giữa VLS và bề mặt bức xạ không thể xem là hai tấm phẳng đặt song song thì nhiệt lượng VLS nhận được sẽ tính bằng:

$$Q = k \cdot H \cdot F \cdot C_0 \cdot \epsilon_{qd} \left\{ \left[\frac{t_1 + 273}{100} \right]^4 - \left[\frac{t_{th} + 273}{100} \right]^4 \right\} \quad (13.6)$$

Trong đó: H là hệ số quan hệ tương hỗ giữa các bề mặt truyền nhiệt. Như vậy, kết cấu bình thăng hoa cho trên hình 13.4 có hệ số $H = 1$. Nếu không thể xem nguồn bức xạ và VLS là hai tấm phẳng đặt song song thì thông thường người ta xem chúng như là hai vật bọc nhau. Khi đó, diện tích F trong công thức (13.6) là diện tích VLS và độ đen quy dẫn có dạng:

$$\varepsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{F_1}{F_2} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} \quad (13.7)$$

Như vậy, từ (13.4) hoặc (13.6) chúng ta tính được bề mặt truyền nhiệt của các tấm đốt nóng F:

$$F = \frac{Q}{k \cdot h \cdot C_0 \cdot \varepsilon_{qd} \left\{ \left[\frac{t_1 + 273}{100} \right]^4 - \left[\frac{t_{th} + 273}{100} \right]^4 \right\}} \quad (13.8)$$

13.2.2. Tính toán bình ngưng – đóng băng

a) Nhiệt lượng toả ra trong bình ngưng – đóng băng

Như trên đã nói, bình ngưng – đóng băng là một thiết bị trao đổi nhiệt dạng chùm ống. Phía ngoài ống là quá trình amôniac bay hơi và phía trong ống là hỗn hợp hơi nước – không khí không những thực hiện quá trình ngưng mà còn cả quá trình đóng băng. Do đó, nhiệt lượng toả ra trong bình ngưng – đóng băng Q_n bằng:

$$Q_n = W_b \{ (r + r_d) + C_{pa}(t_h - t_b) \} \quad (13.9)$$

Trong đó: W_b (kg/h) là lượng ẩm đóng băng; r và r_d tương ứng là nhiệt ẩn hoá hơi và nhiệt đông đặc của nước; C_{pa} là nhiệt dung riêng của hơi; t_h và t_b tương ứng là nhiệt độ hơi và nhiệt độ băng

b) Phương trình truyền nhiệt

Bài toán truyền nhiệt ở đây là bài toán truyền nhiệt qua một vách ngăn giữa hỗn hợp hơi nước – không khí trong ống với amôniac sôi ở ngoài ống. Khi đó, nếu gọi F là diện tích bề mặt truyền nhiệt, k là hệ số truyền nhiệt và Δt là độ chênh nhiệt độ trung bình giữa hai dịch thể thì phương trình truyền nhiệt có dạng:

$$Q_n = kF\Delta t \quad (13.10)$$

Với k là hệ số truyền nhiệt. Vì ống rất mỏng ($\delta_1 = 3\text{mm}$) và chiều dày lớp băng cũng rất bé ($\delta_2 \leq (6 \div 8)\text{mm}$) nên trong tính toán chúng ta xem bài toán truyền nhiệt ở đây như là bài toán truyền nhiệt qua một vách phẳng. Do đó, hệ số truyền nhiệt k bằng:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (13.11)$$

Trong đó: α_1, α_2 tương ứng là hệ số trao đổi nhiệt khi sôi của amôniac và khi ngưng của hơi nước trên lớp đóng băng trong mặt trong của ống; $\frac{\delta_1}{\lambda_1}, \frac{\delta_2}{\lambda_2}$ tương ứng là chiều dày và hệ số dẫn nhiệt của vách ống và của lớp băng.

Như vậy, để xác định hệ số truyền nhiệt k chúng ta cần tính hệ số trao đổi nhiệt α_1 và α_2 .

– *Xác định hệ số trao đổi nhiệt α_1 .* Đây là hệ số trao đổi nhiệt khi sôi của amôniac với một vách nóng. Do đó, có thể tính theo các công thức thực nghiệm xác định hệ số trao đổi nhiệt khi sôi đã giới thiệu trong các giáo trình về truyền nhiệt, các tài liệu về kỹ thuật lạnh hoặc thiết bị trao đổi nhiệt. Dưới đây giới thiệu một trong các công thức thực nghiệm đó:

$$\alpha_1 = 4,2 (1 + 0,007 t_{vc}) q^{0,7} \quad \text{kcal/m}^2 \text{hK} \quad (13.12)$$

Với: t_{vc} ($^{\circ}\text{C}$) là nhiệt độ vách; q (kcal/m^2) là mật độ dòng nhiệt.

Nếu q , α_1 tương ứng tính bằng W/m^2 và $\text{W/m}^2\text{K}$ thì (13.12) lấy dạng:

$$\alpha_1 = 4,395 (1 + 0,007 t_{vc}) q^{0,7} \quad \text{W/m}^2\text{K} \quad (13.13)$$

Như vậy, để tính được α_1 chúng ta phải sơ bộ cho trước nhiệt độ vách t_{vc} và mật độ dòng nhiệt q . Chúng ta sẽ kiểm tra lại các giá trị này sau khi tính được bề mặt truyền nhiệt.

– *Xác định hệ số trao đổi nhiệt α_2 .* Có thể xác định α_2 theo các công thức thực nghiệm khi ngưng của hơi nước. Tuy nhiên, đây không chỉ ngưng của hơi nước thuần túy mà là hơi nước trong hỗn hợp khí – hơi. Có thể tính α_2 theo công thức thực nghiệm sau đây:

$$\alpha_2 = \frac{2,75 \lambda q'}{g \cdot \mu \cdot 3600} \left(\frac{T_{bh} - T_b}{T_{bh}} \right)^{-1,1}, \quad \text{kcal/m}^2 \text{hK} \quad (13.14)$$

Trong đó: λ (kcal/mhK) là hệ số dẫn nhiệt của hỗn hợp khí hơi; q' ($\text{kg/m}^2\text{h}$) là cường độ ngưng tụ; g (m/s^2) là gia tốc trọng trường; μ (kg/s/m^2) là độ nhớt động học của hơi; T_{bh} (K) là nhiệt độ bão hoà của hơi; T_b (K) là nhiệt độ bề mặt làm lạnh hay nhiệt độ bề mặt băng.

Nếu tính trong hệ chuẩn với λ (W/mK) và α_2 ($\text{W/m}^2\text{K}$) thì công thức (13.14) sẽ lấy dạng:

$$\alpha_2 = 6,568 \cdot 10^{-4} \frac{\lambda q'}{g \cdot \mu} \left\{ \frac{T_{bh} - t_b}{T_{bh}} \right\}^{-1,1}, \quad \text{W/m}^2\text{K} \quad (13.15)$$

Sự đóng băng khử ẩm trong bình ngưng – đóng băng một mặt làm cho bơm chân không hoạt động nhẹ nhàng và chi phí điện năng thấp như trên đã chỉ rõ, nhưng cũng chính sự đóng băng này lại làm cho hiệu quả của bình ngưng – đóng băng càng hoạt động càng kém hiệu quả. Để cải thiện khả năng làm việc của bình ngưng – đóng băng người ta thường dùng nhiều bình luân phiên thay đổi nhau. Do đó, các bình này cũng được luân phiên làm sạch băng bằng các nguồn nhiệt khác hoặc có thể bằng amôniac sau máy nén có nhiệt độ $(30 \div 35)^{\circ}\text{C}$. Khi đó bình ngưng – đóng băng đóng vai trò giàn ngưng của máy lạnh. Như vậy, nếu dùng n bình và mỗi bình có diện tích truyền nhiệt F_n thì cường độ ngưng tụ q' bằng:

$$q' = \frac{W}{nF_n} \quad (13.16)$$

c) *Nhiệt lượng cần thiết xả băng trong bình ngưng Q_x*

Có thể thấy, nhiệt lượng cần thiết trong bình ngưng – đóng băng gồm: nhiệt vật lý của băng, nhiệt đông đặc và nhiệt vật lý của khối lượng ống thép trong bình ngưng – đóng băng. Do đó, nếu gọi G_b (kg) và G_o (kg) tương ứng là khối lượng của băng và khối lượng của toàn bộ ống của bình ngưng ta có:

$$Q_x = G_b \{ r_b + C_{pb}(t_n - t_b) \} + G_o C_{po}(t_o'' - t_o) \quad (13.17)$$

Trong đó:

r_b – nhiệt đông đặc của nước, $r_b = 333,37 \text{ kJ/kg} \approx 80 \text{ kcal/kg}$;

C_{pb} – nhiệt dung riêng của băng, $C_{pb} = 2,2174 \text{ kJ/kgK} = 0,52 \text{ kcal/kgK}$;

t_n và t_b – tương ứng là nhiệt độ của nước sau khi tan và nhiệt độ băng;

C_{po} – nhiệt dung riêng của thép làm ống;

t_o'' và t_o' – tương ứng là nhiệt độ của ống thép sau và trước xả băng.

Khối lượng kim loại làm ống G_o của bình ngưng – đóng băng đương nhiên là phải biết trước, chẳng hạn loại bình ngưng – đóng băng giới thiệu trên đây có $G_o = 3000 \text{ kg}$. Khối lượng băng G_b có thể tính như sau: Nếu gọi diện tích đóng băng là F_b , chiều dày băng là δ_b và khối lượng riêng của băng là ρ_b thì khối lượng băng G_b bằng:

$$G_b = F_b \delta_b \rho_b \quad (13.18)$$

Trong các bình ngưng – đóng băng, δ_b thường không cho phép lớn hơn $(6 + 8) \text{ mm}$. Khối lượng riêng của băng có thể lấy bằng: $\rho_b = 920 \text{ kg/m}^3$.

d) *Hệ số trao đổi nhiệt đối lưu giữa amôniac ngưng với lớp băng α_1*

Khi sử dụng hơi amôniac để xả băng thì amôniac sẽ ngưng tụ lại. Do đó, α_1 ở đây có thể được tính như hệ số trao đổi nhiệt khi ngưng theo công thức thực nghiệm trong các giáo trình Truyền nhiệt hay Kỹ thuật lạnh. Dưới đây là một trong các công thức thực nghiệm đó:

$$\alpha_1 = 1,177 \sqrt{\frac{r_a \rho_a^2 \lambda_a^3}{\mu_a q_F}} \quad \text{kcal/m}^2 \text{hK} \quad (13.19)$$

hay

$$\alpha_1 = 0,768 \sqrt{\frac{r_a \rho_a^2 \lambda_a^3}{\mu_a q_F}} \quad \text{W/m}^2 \text{K} \quad (13.20)$$

Trong đó:

r_a , ρ_a – nhiệt hoá hơi, khối lượng riêng của amôniac;

λ_a và μ_a – hệ số dẫn nhiệt và độ nhớt động của hơi amôniac

q_F là phụ tải nhiệt của bình ngưng ở điều kiện làm việc định mức. Do đó, q_F

bằng: $q_F = \frac{Q}{F}$

13.2.3. Thời gian xả băng τ_x và thời gian đuổi khí trong bình thăng hoa τ_b

a) Thời gian xả băng τ_x

Dễ dàng thấy rằng, nếu nhiệt lượng cần thiết cho quá trình xả băng bằng hơi amôniac tính theo công thức (13.17) là Q_x thì thời gian xả băng:

$$\tau_x = \frac{Q_x}{kF_n \Delta t} \quad (13.22)$$

Trong đó, k là hệ số truyền nhiệt giữa amôniac ngưng với lớp băng đang tan. Có thể gần đúng tính hệ số truyền nhiệt k theo công thức:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}} \quad (13.23)$$

Ở đây, α_1 tính theo (13.19) hoặc (13.20); $\left(\frac{\delta_1}{\lambda_1}\right), \left(\frac{\delta_2}{\lambda_2}\right)$ là chiều dày và hệ số dẫn nhiệt của vách và băng.

b) Thời gian đuổi khí trong bình thăng hoa τ_d

Biết được thời gian đuổi khí cho phép chúng ta chọn được kích thước của bình thăng hoa và năng suất bơm chân không. Thời gian này có thể tính theo công thức kinh nghiệm:

$$\tau_d = \beta \frac{V}{v} \ln \frac{B - p_0}{p_{th} - p_0}, \quad h \quad (13.24)$$

Trong đó: β là hệ số dự phòng, có thể lấy $\beta = 1,2 \div 1,3$; V là thể tích bình thăng hoa (lít); v là tốc độ đuổi khí (l/s); B là áp suất khí trời (mmHg); p_0 là áp suất giới hạn mà chân không có thể tạo ra (mmHg); p_{th} là áp suất cần thiết cho quá trình thăng hoa (mmHg).

Ví dụ 13.1

Xác định bề mặt truyền nhiệt của bình thăng hoa trong một HTS thăng hoa với các điều kiện:

- VLS là cá có độ ẩm tuyệt đối (tính theo vật liệu khô) $\omega_{k1} = 400\%$, $\omega_{k2} = 6,5\%$.
- Khối lượng ẩm cần bốc hơi trong cả quá trình sấy $G_a = 400$ kg.
- Thời gian sấy $\tau = 12$ h.

- Thời gian đưa VLS vào và ra khỏi bình thăng hoa $\tau' = 14\text{h}$.
- Thời gian và khối lượng ẩm cần bốc hơi trong từng giai đoạn:
 - Quá trình làm lạnh: $\tau_1 = 1,5\text{h}$; $G_{a1} = 82,4\text{ kg}$ hay $(20,6\%W)$
 - Quá trình thăng hoa: $\tau_2 = 7,5\text{h}$; $G_{a2} = 257,6\text{ kg}$ hay $(64,4\%W)$
 - Quá trình thải ẩm dư: $\tau_3 = 3\text{h}$; $G_{a3} = 60\text{ kg}$ hay $(15\%W)$.
- Nhiệt độ thăng hoa $t_{th} = -10^\circ\text{C}$.
- Nhiệt độ tẩm đốt nóng $t_{dn} = 40^\circ\text{C}$.
- Nhiệt độ môi trường $t_{mt} = 20^\circ\text{C}$.
- VLS nguyên liệu chứa trên 1m^2 : $G' = (4,5 \div 5,5)\text{kg}$
- Tổng diện tích các khay trong một bình thăng hoa $f = 16,8\text{m}^2$
- Độ chênh nhiệt độ của nước vào, ra khỏi bình thăng hoa $\Delta t_n = 5^\circ\text{C}$.

Giải

1. Khối lượng VLS vào HTS trong một mẻ G_1 :

$$G_1 = G_a \frac{1 + \omega_{k1}}{\omega_{k1} - \omega_{k2}} = 400 \frac{1 + 1}{4 - 0,065} = 508,259 \approx 508\text{kg}$$

2. Lượng ẩm cần thiết bốc hơi trong 1 giờ của các giai đoạn. Theo đầu bài ta có:

- Giai đoạn làm lạnh:

$$W_1 = \frac{G_{a1}}{\tau_1} = \frac{82,4}{1,5} = 54,933 \approx 55\text{kg/h}$$

- Giai đoạn thăng hoa:

$$W_2 = \frac{G_{a2}}{\tau_2} = \frac{257,6}{7,5} = 34,347 \approx 34\text{kg/h}$$

- Giai đoạn bốc hơi ẩm dư:

$$W_3 = \frac{G_{a3}}{\tau_3} = \frac{60}{3} = 20\text{ kg/h}$$

3. Nhiệt lượng cần thiết trong giai đoạn thăng hoa.

Nhiệt - ẩm thăng hoa ở nhiệt độ -10°C lấy bằng: $r_{th} = 680\text{ kcal/kg}$ hay $r_{th} = 2843,488\text{ kJ/kg}$. Khi đó, ta có nhiệt lượng cần thiết cho quá trình thăng hoa trong 1 giờ q_{th} bằng:

$$q_{th} = r_{th} \cdot W_2 = 2843,488 \cdot 34,347 = 97665,282\text{ kJ/h} = 27129,245\text{W}$$

Như vậy, nhiệt lượng cần thiết cho cả giai đoạn thăng hoa Q_{th} bằng:

$$Q_{th} = q_{th} \cdot \tau_2 = 97665,282 \cdot 7,5 = 732489,615\text{ kJ}$$

4. Nhiệt lượng cần thiết trong giai đoạn bay hơi ẩm dư

Như đã biết trong giai đoạn này, ẩm còn lại tồn tại dưới dạng lỏng. Do đó, nếu lấy nhiệt ẩn hoá hơi $r = 591 \text{ kcal/kg} = 2471,326 \text{ kJ/kg}$ thì nhiệt lượng cần thiết để bay ẩm dư trong 1 giờ bằng:

$$Q_{qh} = r \cdot W_3 = 2471,326 \cdot 20 = 49426,520 \text{ kJ/h}$$

$$\text{Và: } Q_{bh} = q_{bh} \cdot \tau_3 = 49426,520 \cdot 3 = 148279,560 \text{ kJ}$$

5. Tổng nhiệt lượng cần thiết cho cả quá trình sấy Q

$$Q = Q_{th} + Q_{bh} = 732489,615 + 148279,560 = 880769,175 \text{ kJ}$$

Hay:

$$q = \frac{Q}{G_s} = \frac{880769,175}{400} = 2201,923 \text{ kJ/kg ẩm}$$

6. Hệ số bức xạ quy dẫn

$$\epsilon_{qd} = \frac{1}{\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{1}{\epsilon_2} - 1} = \frac{1}{\frac{1}{0,96} + \frac{1}{0,9} - 1} = 0,867$$

7. Diện tích đốt nóng của bình thăng hoa F_1

$$F_1 = \frac{q_{th}}{k \cdot 5,67 \cdot \epsilon_{qd} \left\{ \left[\frac{T_{dn}}{100} \right]^4 - \left[\frac{T_{th}}{100} \right]^4 \right\}}$$

Nếu lấy hệ số tính đến ảnh hưởng của dẫn nhiệt và đối lưu $k = 1,2$ thì:

$$F_1 = \frac{27129,245}{1,2 \cdot 5,67 \cdot 0,867 \left\{ \left[\frac{273 + 40}{100} \right]^4 - \left[\frac{273 - 10}{100} \right]^4 \right\}} = 95,548 \approx 95 \text{ m}^2$$

8. Diện tích cần thiết chứa VLS F_2 . Lấy $G' = 5,35 \text{ kg/m}^2$ ta được:

$$F_2 = \frac{G_1}{G'} = \frac{508}{5,35} = 94,953 \approx 95 \text{ m}^2$$

Như vậy, nếu $G' = 535 \text{ kg/m}^2$ thì diện tích chứa VLS đúng bằng diện tích bề mặt đốt nóng của các tấm bức xạ ($F_2 = F_1$).

9. Số lượng bình thăng hoa cần thiết n

$$n = \frac{F_2}{f} = \frac{95}{16,8} = 5,757 \approx 6 \text{ bình}$$

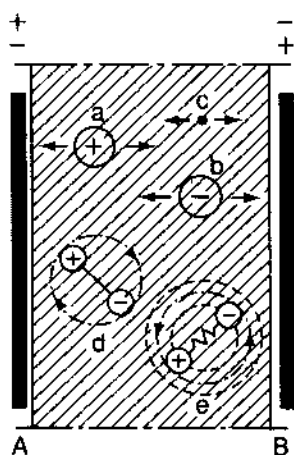
10. Lưu lượng nước nóng cần thiết cho quá trình thăng hoa G_n

$$G_n = \frac{q_{th}}{C_{pn} \Delta t_n} = \frac{97665,282}{4,1816 \cdot 5} = 4671,192 \approx 4700 \text{ kg/h} = 4,7 \text{ m}^3/\text{h}$$

14.1. NGUYÊN LÝ SẤY BẰNG DÒNG ĐIỆN CAO TẦN

14.1.1. Hiệu ứng nhiệt dòng điện cao tần

Nhược điểm của HTS đối lưu và tiếp xúc là nhiệt độ bề mặt VLS luôn cao hơn nhiệt độ trong lòng vật. Trong khi đó, ẩm bao giờ cũng thoát ra trước tiên trên bề mặt VLS, do đó trong các HTS đối lưu và tiếp xúc gradient nhiệt độ và gradient phân áp suất ngược dấu nhau. A.V. Luikov đã chỉ rõ, trong trường hợp đó hiện tượng dẫn nhiệt cản trở quá trình khuếch tán ẩm từ trong lòng VLS ra bề mặt. Trong trường hợp khi VLS nhận nhiệt từ một nguồn bức xạ, do các tia bức xạ được hấp thụ không những trên bề mặt mà cả trong lòng VLS nên hiệu ứng Luikov sẽ được hạn chế phần nào. Hơn nữa, trong phần lớn các HTS đã xét, nhiệt độ trong lòng VLS đều phụ thuộc vào nhiệt độ bề mặt. Do đó, việc điều chỉnh và duy trì nhiệt độ trong lòng VLS ở một giá trị yêu cầu rất khó thực hiện và phụ thuộc vào nhiệt độ trên bề mặt. Để khắc phục những nhược điểm này chúng ta dùng năng lượng của từ trường điện từ. HTS dùng năng lượng điện từ trường gọi là HTS dùng dòng điện cao tần.



Hình 14.1. Chất điện phân và bán dẫn trong trường cao tần

Phần lớn các VLA là những vật vừa có tính chất điện phân vừa có tính chất bán dẫn. Do đó, khi VLA đặt trong một điện từ trường thì một phần năng lượng điện từ bị vật “hấp thụ” và biến thành nhiệt năng. Quá trình biến năng lượng của trường điện từ thành nhiệt năng để đốt nóng VLA có thể giải thích bởi sơ đồ trên hình 14.1. Trong một vật điện phân và bán dẫn nói chung và trong VLA nói riêng luôn luôn tồn tại các ion dương (a), ion âm (b), điện tử (c), ngẫu cực cứng (d) và ngẫu cực mềm (e). Nếu trên hai mặt của VLA ta đặt hai bản cực A và B, giả sử A có điện tích dương và B có điện tích âm. Khi đó, các ngẫu cực cứng và mềm sẽ có xu hướng quay để chiếm vị trí nằm ngang theo nguyên lý: Các điện tích cùng dấu thì đẩy nhau và khác dấu thì hút nhau. Do đó, ngẫu cực mềm (e) lại

quay ngược chiều kim đồng hồ. Tương tự, các ion dương dịch chuyển về phía cực âm và ngược lại, các ion âm dịch chuyển về phía cực dương. Nếu thay đổi liên tục đầu của bản cực A và B thì các ngẫu cực liên tục đổi chiều quay, các ion dương, ion âm và điện tử liên tục đổi chiều chuyển động. Hiện tượng này đã tiêu tốn một năng lượng nhất định của điện từ trường và biến năng lượng này thành nhiệt năng làm tăng nhiệt độ của VLA. Hiệu ứng nhiệt của dòng điện cao tần đạt được rất lớn.

Hơn nữa, khi đó trong các ngẫu cực mềm xảy ra hiện tượng chuyển vị các phần này của một phân tử với các phần khác của một phân tử khác. Hiện tượng này cũng tăng cường thêm hiệu ứng nhiệt.

14.1.2. Quan hệ giữa nhiệt độ và tiêu hao điện năng

Trong thực tế, phần lớn các VLS được đốt nóng bằng dòng điện cao tần, nhiệt độ tâm vật cao hơn nhiệt độ bề mặt. Điều này cũng có thể giải thích bởi hiệu ứng ở tâm lớn trên bề mặt. Do đó, trong chế độ ổn định, gradient nhiệt độ hướng từ bề mặt vào trong lòng vật và cùng chiều với gradient phân áp suất hơi nước. Cũng như dòng âm, dòng nhiệt bằng dẫn nhiệt sẽ đi từ tâm vật ra bề ngoài mặt. Do đó, hiện tượng dẫn nhiệt và hiện tượng khuếch tán ẩm tăng cường lẫn nhau. Nếu gọi λ là hệ số dẫn nhiệt của VLA và R là chiều dày một nửa tấm phẳng thì mật độ dòng nhiệt có thể tính theo công thức:

$$q = \frac{\lambda}{R}(t_i - t_b) = \frac{\lambda}{R}\Delta t \quad (14.1)$$

Trong đó: t_i và t_b tương ứng là nhiệt độ tâm và nhiệt độ bề mặt tấm.

Thể tích của một nửa tấm phẳng bằng:

$$V = F \cdot R \quad (14.2)$$

$$\text{Hay: } F = \frac{V}{R} \quad (14.3)$$

Trong đó, F là diện tích tấm phẳng.

Nếu tính cho 1m^3 VLS thì công thức (14.3) lấy dạng:

$$F = \frac{1}{R} \text{m}^2 \quad (14.4)$$

Kết hợp (14.4) và (14.1) ta tính được nhiệt lượng Q :

$$Q = q \cdot F = \frac{\lambda}{R^2} \Delta t \quad (14.5)$$

Khi đó, nếu hệ số dẫn nhiệt λ tính bằng kcal/mhK và nhiệt lượng Q tính bằng kcal/h thì tiêu hao điện năng E bằng:

$$E = \frac{\lambda \Delta t}{860R^2} \Delta t \quad (14.6)$$

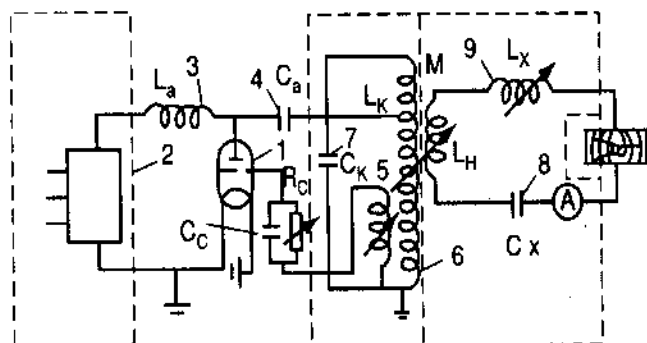
Như vậy, tiêu hao điện năng E tăng khi độ chênh nhiệt độ Δt giữa nhiệt độ tâm và bề mặt VLS tăng, sẽ giảm khi chiều dày VLS tăng.

Tuy sấy bằng dòng điện cao tần có những ưu điểm như đã nói trên đây và nhiều trường hợp quá trình sấy được rút ngắn nhiều nhưng tiêu hao điện năng vẫn lớn, từ $(2,5 \div 5)$ kWh cho 1kg ẩm bốc hơi. Do đó, so với các HTS đối lưu bình thường chi phí năng lượng cho 1kg sản phẩm sấy đắt hơn $(3 \div 4)$ lần. Hơn nữa, HTS bằng dòng điện cao tần rất phức tạp và đòi hỏi công nhân phải có trình độ kỹ thuật cao không những về kỹ thuật sấy mà cả về kỹ thuật vận hành các thiết bị có điện áp cao. Vì vậy, HTS bằng dòng điện cao tần là HTS không được sử dụng phổ biến. Nó chỉ được ứng dụng trong một số trường hợp đặc biệt để sấy một lượng rất nhỏ các sản phẩm quý hiếm do yêu cầu công nghệ các HTS khác không đáp ứng được. Ngoài ra, cũng như trong HTS tiếp xúc, để tăng cường quá trình sấy và giảm chi phí năng lượng, người ta thường kết hợp sấy bằng dòng điện cao tần với việc thổi một dòng không khí nóng trên bề mặt VLS. Khi đó, chúng ta có HTS hỗn hợp giữa sấy bằng dòng điện cao tần và sấy đối lưu.

14.2. BỘ PHÁT CAO TẦN VÀ TÍNH CÔNG SUẤT ĐIỆN TIÊU THỤ

14.2.1. Bộ phát cao tần

Một trong những thiết bị chính của HTS bằng dòng điện cao tần là bộ phận tạo ra một dòng điện có tần số cao hay là bộ phát cao tần. Bộ phát cao tần có thể là một đèn điện tử hay một máy phát cao tần để biến năng lượng của dòng điện một chiều hay xoay chiều có tần số công nghiệp thành năng lượng của các dao động với tần số cao. Yêu cầu cơ bản của một máy phát điện cao tần trong kỹ thuật sấy là khả năng duy trì chế độ nhiệt cần thiết với hiệu suất sử dụng năng lượng cao. Tuy nhiên, trong quá trình đốt nóng và sấy các VLA, nhiệt độ vật tăng lên và đương nhiên độ ẩm lại giảm xuống. Trong tất cả các trường hợp, khi nhiệt độ tăng thì độ dẫn điện của vật liệu tăng và khi độ ẩm giảm thì độ dẫn điện lại giảm. Do đó, yêu cầu máy phát cao tần trong kỹ thuật sấy không chỉ cho phép duy trì mà còn có thể điều chỉnh được công suất với hiệu suất cao theo từng giai đoạn của quá trình sấy.



Hình 14.2. Sơ đồ nguyên lý của một bộ phát cao tần

1. Đèn phát; 2. Bộ nắn dòng cung cấp cho anốt; 3. Cuộn cảm ứng anốt cao tần; 4. Tụ phân ly anốt; 5. Cuộn cảm liên hệ ngược; 6. Cuộn tự cảm vòng dao động; 7. Điện dung dao động; 8. Tụ điện cuộn tải; 9. Biến cảm cuộn tải.

Trong kỹ thuật sấy bằng dòng điện cao tần người ta sử dụng nhiều loại đèn phát cao tần gồm các bộ phận chính cho ở hình 14.2.

14.2.2. Tính công suất của bộ phát

a) Trong giai đoạn đốt nóng VLS

Giả sử VLS có khối lượng là G (kg), nhiệt dung riêng là C (kJ/kg) được đốt nóng từ nhiệt độ t_1 đến nhiệt độ t_2 thì nhiệt lượng tiêu hao cho quá trình đốt nóng bằng:

$$Q = GC(t_2 - t_1) \quad (14.7)$$

Nếu thời gian đốt nóng là τ_1 và N_1 là công suất đốt nóng ta có:

$$Q = N_1 \tau_1 \quad (14.8)$$

Do đó, công suất tiêu thụ trong giai đoạn đốt nóng N_1 bằng:

$$N_1 = \frac{GC(t_2 - t_1)}{\tau_1} \quad (14.9)$$

Khối lượng VLS G có thể tính theo công thức:

$$G = Fdp \quad (14.10)$$

Trong đó: F là diện tích bề mặt, d là chiều dày và ρ là khối lượng riêng của VLS. Khi đó, (14.9) lấy dạng:

$$N_1 = \frac{FdpC(t_2 - t_1)}{\tau_1} \quad (14.11)$$

Chú ý rằng, nếu C tính bằng kcal/kgK thì (14.11) sẽ lấy dạng:

$$N_1 = \frac{1,163FdpC(t_2 - t_1)}{\tau_1} \quad (14.12)$$

Đương nhiên, năng lượng bộ phát cao tần phát ra chỉ có một phần đốt nóng VLS. Phần còn lại là tổn thất do bức xạ, tổn thất trong mạng điện cung cấp, do đốt nóng điện cực v.v... Để đánh giá hiệu quả sử dụng năng lượng của bộ phát cao tần người ta đưa ra hai hiệu suất: hiệu suất đèn phát η_d và hiệu suất mạng η_m . Thông thường $\eta_d = 65\%$ và $\eta_m = 50\%$. Như vậy, công suất tiêu thụ của bộ phát cao tần lớn gần 3 lần công suất nhiệt cần thiết để đốt nóng VLS N_1 . Khi đó, công suất điện của bộ phát bằng:

$$N_{bt} = \frac{N_1}{\eta_d \eta_m} = \frac{FdpC(t_2 - t_1)}{\tau_1 \eta_d \eta_m} \quad (14.13)$$

b) Giai đoạn tốc độ sấy không đổi

Công suất tiêu thụ của bộ phát trong giai đoạn tốc độ sấy không đổi N_{b2} có thể tính theo công thức:

$$N_{b2} = \frac{W(i - i_b)}{\tau_2 \eta_d \eta_m} \quad (14.14)$$

Trong đó: W là khối lượng bay hơi trong giai đoạn tốc độ sấy không đổi, $(i - i_b)$ là nhiệt lượng tiêu hao cho quá trình bay hơi 1kg ẩm; τ_2 là thời gian chu kỳ tốc độ sấy không đổi.

Nếu $(i - i_b)$ tính bằng kcal/kg ẩm và thời gian τ_2 tính bằng giờ thì công thức (14.14) lấy dạng:

$$N_{b2} = \frac{1,163W(i - i_b)}{\tau_2 \eta_d \eta_m} \quad (14.15)$$

Công suất tiêu thụ của bộ phát trong giai đoạn tốc độ sấy giảm dần không đáng kể vì khối lượng ẩm bốc hơi trong giai đoạn này rất bé. Do đó, gần đúng có thể xem công suất tiêu thụ của bộ phát cao tần N_b bằng:

$$N_b = N_{b1} + N_{b2} \quad (14.16)$$

CHƯƠNG 15 TÍNH TOÁN CÁC THIẾT BỊ PHỤ CỦA HỆ THỐNG SẤY

Ngoài TBS trong một HTS còn có những thiết bị phụ trợ như TBTT, calorifer, buồng đốt, quạt v.v... Chương này giới thiệu cách chọn hoặc thiết kế các thiết bị đó.

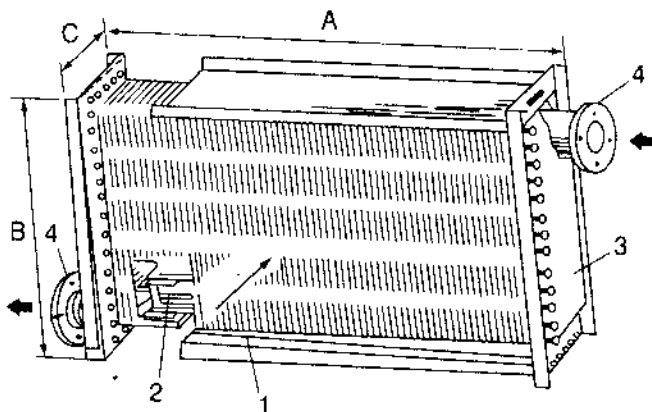
15.1. TÍNH TOÁN CALORIFER

15.1.1. Kết cấu các loại calorifer

Trong kỹ thuật sấy, người ta sử dụng các loại calorifer khí - hơi, calorifer khí - khối, calorifer khí - điện. Kết cấu của calorifer khí - khối đã được giới thiệu và tính toán trong chương 6.

Calorifer khí - hơi và calorifer khí - khối thường dùng để đốt nóng không khí. Dưới đây giới thiệu cấu tạo và cách tính calorifer khí - hơi.

Calorifer khí - hơi là loại thiết bị trao đổi nhiệt có vách ngăn. Trong ống là hơi bão hoà ngưng tụ và ngoài là không khí chuyển động. Do hệ số trao đổi nhiệt khi ngưng của hơi nước α_n rất lớn so với hệ số trao đổi nhiệt đối lưu giữa mặt ngoài của ống với không khí α_k . Theo lý thuyết truyền nhiệt, phía không khí thường được làm cánh để tăng cường truyền nhiệt. Như vậy, calorifer khí - hơi được sản xuất từng block theo quy chuẩn. Hình 15.1 biểu diễn kết cấu một block calorifer khí - hơi. Trong các loại calorifer khí - hơi, không khí thường được đốt nóng không quá 120°C và áp suất hơi khoảng $(4 \div 6)$ at.



Hình 15.1. Cấu tạo calorifer khí - hơi

1. Khung calorifer;
2. Ống có cánh;
3. Mặt bích;
4. Ống hơi vào và nước ngưng ra.

Tính toán calorifer nói chung và calorifer khí – hơi nói riêng là tính toán bề mặt truyền nhiệt F cần thiết khi biết lưu lượng và nhiệt độ vào, ra của không khí. Nhiệt độ không khí vào calorifer t_2' thường lấy bằng nhiệt độ môi trường. Nhiệt độ ra của không khí t_2'' cũng là nhiệt độ TNS vào TBS xác định theo yêu cầu của công nghệ sấy.

Vấn đề chọn nhiệt độ vào TBS đã thảo luận trong các chương trước khi nói về chế độ sấy các VLA. Khối lượng TNS L lưu chuyển qua calorifer được xác định trên cơ sở tính toán nhiệt TBS. Việc xác định L đã được đề cập trong tính toán nhiệt các HTS. Khi đó, nhiệt lượng mà calorifer cần cung cấp cho TNS Q tính bởi công thức:

$$Q = L(I_1 - I_0) \quad (15.1)$$

Trong đó: L (kg/h) là khối lượng không khí khô cần thiết trong quá trình sấy thực tế; I_1 và I_0 tương ứng là entanpy của TNS trước và sau khi ra khỏi calorifer. Khi đó, bề mặt truyền nhiệt của calorifer F bằng:

$$F = \frac{Q}{k \Delta t_{th} \eta_c} = \frac{L(I_1 - I_0)}{k \Delta t_{th} \eta_c} \quad (15.2)$$

Trong đó: k là hệ số truyền nhiệt của calorifer; Δt_{th} là độ chênh nhiệt độ trung bình giữa không khí và hơi; η_c là hiệu suất của calorifer.

– *Tính hệ số truyền nhiệt k .* Tuy truyền nhiệt trong calorifer khí – hơi là truyền nhiệt qua vách trụ, nhưng phần lớn các ống dùng trong calorifer khí – hơi đều thỏa mãn điều kiện $\frac{d_2}{d_1} < 1,4$ nên có thể dùng công thức tính truyền nhiệt qua vách phẳng.

Do đó, diện tích tính được theo công thức (15.2) chính là tổng diện tích mặt ngoài của các ống không kể cánh. Khi có cánh hệ số truyền nhiệt k tính theo công thức:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2 \epsilon_c}} \quad (15.3)$$

Trong đó: $\delta = 0,5(d_2 - d_1)$ là chiều dày của ống, λ là hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm ống và ϵ_c là hệ số cánh.

– *Độ chênh nhiệt độ trung bình Δt_{th}* được xác định theo công thức:

$$\Delta t_{th} = \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{\ln \frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}}} \quad (15.4)$$

Trong các calorifer khí – hơi, dịch thể nóng là hơi nước ngưng tụ có nhiệt độ không đổi $t_1' = t_1'' = t_b = \text{const}$. Ở đây, t_b là nhiệt độ bão hoà của hơi nước. Do đó, $\Delta t_{\max}$ và $\Delta t_{\min}$ trong công thức (15.4) tương ứng được xác định như sau:

$$\Delta t_{\max} = t_h - t_2' \quad (15.5)$$

$$\text{và: } \Delta t_{\min} = t_h - t_2'' \quad (15.6)$$

Ví dụ 15.1

Trong một HTS nhiệt độ không khí trước và sau calorifer tương ứng bằng: $t_2' = 23^\circ\text{C}$ và $t_2'' = 120^\circ\text{C}$. Hãy xác định diện tích truyền nhiệt của calorifer dạng khí – khối có cánh khi biết công suất nhiệt của calorifer $Q = 188 \text{ kW}$ và hơi nước bão hòa ngưng tụ trong ống với nhiệt độ ngưng $t_h = 152^\circ\text{C}$.

Giải

1. Chọn kết cấu calorifer như hình 15.1 với các đặc trưng:

- Chùm ống có cánh bố trí sọc le với bước ống: $s_1 = 80 \text{ mm}$, $s_2 = 45 \text{ mm}$.
- Ống làm bằng thép có $d_2/d_1 = 24/22 \text{ mm}$ với $\lambda_o = 45 \text{ W/mK}$.
- Cánh làm bằng đồng có: đường kính $d_c = 40 \text{ mm}$, chiều dày $\delta_c = 0,5 \text{ mm}$ và bước cánh $t = 3 \text{ mm}$, $\lambda_c = 110 \text{ W/mK}$.
- Chiều dài ống $l = 1200 \text{ m}$

2. Tính độ chênh nhiệt độ

$$\Delta t_{\text{tb}} = \frac{\Delta t_{\max} \cdot \Delta t_{\min}}{\ln \frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}}} = \frac{(152 - 23) \cdot (152 - 120)}{\ln \frac{(152 - 23)}{(152 - 120)}} = 69^\circ\text{C}$$

3. Số cánh trên một ống

$$n_c = \frac{l}{t + \delta_c} = \frac{1,2}{(3 + 0,5)10^{-3}} = 343$$

4. Chiều cao của cánh

$$h = \frac{d_c - d_2}{2} = \frac{40 - 24}{2} = 8 \text{ mm}$$

5. Kích thước xác định

$$d_{\text{xd}} = \frac{F_0' d_2 + F_c' \sqrt{\frac{F_c'}{2n_c}}}{F_0' + F_c'}$$

Trong đó: F_0' – diện tích phần ống không làm cánh; F_c' – diện tích các cánh trên một ống. Do đó:

$$F_0' = \pi d_2 l n_c = \pi (0,024) (0,003) (343) = 0,078 \text{ m}^2$$

$$F_c' = 2 \left[\left(\frac{\pi d_c^2}{4} \right) - \left(\frac{\pi d_2^2}{4} \right) \right] n_c = 2 \left[\left(\frac{\pi 0,04^2}{4} \right) - \left(\frac{\pi 0,024^2}{4} \right) \right] 343 = 0,55 \text{ m}^2$$

$$d_{xd} = \frac{0,078 \cdot 0,024 + 0,55 \sqrt{0,55 \cdot 2,343}}{0,078 + 0,55} = 0,0278 \text{ m}$$

6. Tốc độ cực đại khi không khí chuyển động qua khe hẹp nhất $\omega_{\max}$

Giả sử tốc độ không khí vào calorifer $\omega = 2,5 \text{ m/s}$. Chúng ta sẽ kiểm tra giả thiết này khi tính được chiều rộng và chiều cao của calorifer. Khi đó:

$$\omega_{\max} = \frac{\omega}{1 - \left[\frac{d_2}{s_1} + \frac{2h\delta_c}{s_1(t + \delta_c)} \right]} = \frac{2,5}{1 - \left[\frac{24}{80} + \frac{2,8 \cdot 0,5}{80(3 + 0,5)} \right]} = 3,6 \text{ m/s}$$

7. Xác định các tiêu chuẩn đồng dạng.

Với nhiệt độ trung bình không khí $t_{tb} = 0,5(23 + 120) = 71,5^\circ\text{C}$ ta tìm được: $\lambda = 2,974 \cdot 10^{-2} \text{ W/mK}$; $\nu = 20,181 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$. Khi đó:

$$Re = \frac{\omega_{\max} d_{xd}}{\nu} = \frac{3,6 \cdot 0,0278}{20,181 \cdot 10^{-6}} = 4959$$

$$Nu = 0,251 Re^{0,67} \left[\frac{s_1 - d_2}{d_2} \right]^{-0,2} \left[\frac{s_1 - d_2}{t} + 1 \right]^{-0,2}$$

$$Nu = 0,2514959^{0,67} \left[\frac{80 - 24}{24} \right]^{-0,2} \left[\frac{80 - 24}{3} + 1 \right]^{-0,2} = 34,929$$

8. Hệ số trao đổi nhiệt đối lưu phía không khí

– Hệ số trao đổi nhiệt đối lưu của cánh α_c :

$$\alpha_c = \frac{Nu \lambda}{d_{ud}} = \frac{34,929 \cdot 2,974 \cdot 10^{-2}}{0,0278} = 37,366 \text{ W/m}^2\text{K}$$

– Hiệu suất cánh η_c :

$$\beta = \sqrt{\frac{2\alpha_c}{\lambda_c \delta_c}} = \sqrt{\frac{2 \cdot 37,366}{110,5 \cdot 10^{-4}}} = 36,861$$

$$\beta_h = 36,861 \cdot 8 \cdot 10^{-3} = 0,29$$

$$\frac{d_c}{d_2} = \frac{40}{24} = 1,67$$

Với $d_c/d_2 = 1,67$ và $\beta_h = 0,29$, từ biểu đồ $\eta_c = f(d_c/d_2, \beta_h)$ ta tìm được $\eta_c = 0,96$.

– Hệ số trao đổi nhiệt đối lưu tương đương α_2 :

$$\alpha_2 = \alpha_c \frac{F_c}{F_2} \left(\eta_c + \frac{F_0}{F_c} \right) = 37,366 \frac{0,55}{0,55 + 0,078} \left(0,96 + \frac{0,078}{0,55} \right) = 36,057 \text{ W/m}^2\text{K}$$

9. Hệ số làm cánh ϵ_c

$$\epsilon_c = 1 + \frac{n_c(d_c^2 - d_2^2)}{2d_1l} = 1 + \frac{343(40^2 - 24^2)}{2.22.1200} = 7,65$$

10. Hệ số trao đổi nhiệt đối lưu khi hơi ngưng trong ống α_1

Chọn $(t_b - t_w) = 0,7^\circ\text{C}$. Ta sẽ kiểm tra lại độ chênh nhiệt độ này sau khi tính được hệ số truyền nhiệt k . Khi đó:

$$\alpha_1 = 0,7204 \sqrt{\frac{\rho g \lambda^3 r}{v(t_b - t_w)d_1}} = 0,7204 \sqrt{\frac{919.9,81.(0,6838)^3.2108.10^3}{0,2006.10^{-6}.0,722.10^{-3}}} = 26964 \text{ W/m}^2\text{K}$$

11. Hệ số truyền nhiệt k

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2\epsilon_c}} = \frac{1}{\frac{1}{26964} + \frac{0,001}{45} + \frac{1}{36,057.7,65}} = 271 \text{ W/m}^2\text{K}$$

12. Kiểm tra lại độ chênh $(t_b - t_w)$

– Mật độ dòng nhiệt truyền nhiệt qua calorifer q_c :

$$q_c = k\Delta t_m = 271.69 = 18728 \text{ W/m}^2$$

– Kiểm tra độ chênh nhiệt độ đã chọn: về nguyên tắc, mật độ dòng nhiệt q_c phải bằng mật độ dòng nhiệt do hơi ngưng q_1 . Do đó:

$$(t_b - t_w) = \frac{q_c}{\alpha_1} = \frac{18728}{26964} = 0,695 \approx 0,7$$

Như vậy, giả thiết $(t_b - t_w) = 0,7^\circ\text{C}$ là chính xác.

13. Diện tích bề mặt bên trong các ống F_1

Lấy hiệu suất calorifer $\eta = 0,5$. Khi đó F_1 bằng:

$$F_1 = \frac{Q}{k.\Delta t_m.\eta} = \frac{188.10^3}{271.69.0,5} = 13,405 \text{ m}^2$$

14. Số ống cần thiết n

$$n = \frac{F_1}{\pi d_1 l} = \frac{13,405}{\pi.22.10^{-3}.1,2} = 162$$

15. Số ống trong một hàng m . Chọn số hàng ống $Z = 12$, khi đó:

$$m = \frac{n}{z} = \frac{162}{12} = 13,5 \approx 14$$

16. Tổng số ống của calorifer N

$$N = m.z = 14.12 = 168 \text{ ống.}$$

17. Kích thước calorifer

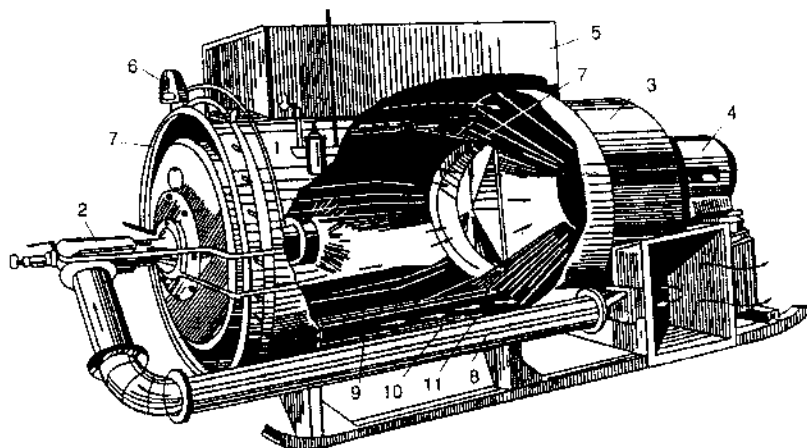
- Chiều dài: $l = 1,2 \text{ m}$
- Chiều rộng: $a = z.s_2 = 12.45.10^{-3} = 0,54 \text{ m}$
- Chiều cao: $b = m.s_1 = 14.80.10^{-3} = 1,12 \text{ m}$

15.2. BUỒNG ĐỐT

15.2.1. Cấu tạo

Buồng đốt trong HTS được sử dụng với hai mục đích. Thứ nhất, buồng đốt tạo ra khối lò có nhiệt độ cao dùng làm dịch thể nóng cung cấp nhiệt để đốt nóng không khí trong calorifer khí – khối. Thứ hai, buồng đốt tạo ra khối lò có nhiệt độ thích hợp để dùng làm TNS.

Do nhiệt độ TNS thông thường thấp nên nhiên liệu dùng trong các buồng đốt của HTS không cần loại có nhiệt trị cao. Mặt khác, khi dùng khối lò làm TNS thì thông thường sau buồng đốt là buồng hoà trộn giữa khối và không khí ngoài trời để có một TNS với nhiệt độ thích hợp. Vì vậy, khác với buồng đốt trong lò hơi, với mục đích bảo vệ thành buồng đốt và tạo quá trình cháy tối ưu, hệ thống không khí thừa α_{hd} trong các buồng đốt HTS thường lấy từ $(2 \div 2,5)$.



Hình 15.2. Cấu tạo buồng đốt dùng nhiên liệu lỏng

1. Buồng đốt; 2. Vòi đốt; 3. Quạt gió; 4. Động cơ điện; 5. Bơm nhiên liệu; 6. Bộ điều chỉnh nhiệt độ; 7. Chóp gió; 8. Kênh dẫn không khí; 9. Tường trong buồng đốt; 10. Tường chắn; 11. Tường ngoài buồng đốt.

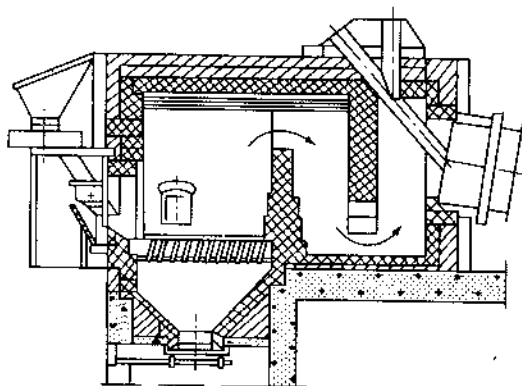
Nhiên liệu dùng trong các buồng đốt của HTS chủ yếu là nhiên liệu lỏng và nhiên liệu rắn. Cấu tạo của một loại buồng đốt nhiên liệu lỏng trong calorifer khí – khối cho ở hình 15.2. Buồng đốt này dùng 80 kg/h dầu hoả hoặc dầu diesel với công suất nhiệt khoảng 800000 kcal/h để đốt nóng chừng 40.000m³/h không khí từ nhiệt độ ngoài trời đến nhiệt độ 150°C.

Dùng nhiên liệu lỏng hay nhiên liệu khí có đặc điểm: Buồng đốt gọn, sạch sẽ, dễ điều chỉnh và tự động hoá quá trình cháy. Tuy nhiên, chi phí nhiên liệu để sấy 1kg sản phẩm cao so với khi dùng nhiên liệu rắn như than đá... Buồng đốt nhiên liệu rắn tuy dễ xây dựng nhưng công kênh và đặc biệt khối trong buồng đốt loại này chứa nhiều bụi bẩn, gồm có tro hoặc các hạt nhiên liệu chưa cháy hết bay theo. Khi tính toán gần đúng khối lượng tro bay theo khối có thể tham khảo số liệu thực nghiệm sau đây:

Nếu gọi Tr là thành phần tro trong nhiên liệu và Tr_b là lượng tro bay theo khí ta có:

- Buồng đốt than gi cố định: $Tr_b = (20 \div 30)Tr$
- Buồng đốt gi xích: $Tr_b = 20\%Tr$
- Buồng đốt than phun: $Tr_b = (60 \div 80)\% Tr$

Để khử tro bay theo khí, trong các buồng đốt đơn giản người ta cho khối đi dịch dắc qua một hoặc nhiều lần. Hình 15.3 biểu diễn kết cấu của một loại buồng đốt với gi nằm ngang cơ khí.



Hình 15.3. Cấu tạo buồng đốt gi ngang cơ khí

15.2.2. Tính toán buồng đốt

Nhờ tính toán nhiệt TBS chúng ta biết được nhiệt lượng calorifer cần cung cấp Q (kJ/h). Do đó, nhiệt lượng buồng đốt cần phát ra là:

$$Q' = \frac{Q}{\eta_b \eta_o \eta_c} \quad (15.7)$$

Trong đó: η_b – hiệu suất buồng đốt; η_o – hiệu suất các ống dẫn khói và η_c – hiệu suất calorifer. Có thể lấy các hiệu suất này theo số liệu kinh nghiệm: $\eta_b = 0,6 \div 0,85$; $\eta_o = 0,85 \div 0,95$ và $\eta_c = 0,5 \div 0,75$.

Nội dung tính toán buồng đốt là tính diện tích gi R và thể tích buồng đốt V_b . Có nhiều phương pháp để xác định các đại lượng đặc trưng này của buồng đốt. Dưới đây giới thiệu một phương pháp đơn giản thường sử dụng khi tính toán

buồng đốt trong kỹ thuật sấy. Phương pháp này sử dụng hai đặc trưng sau đây của buồng đốt:

– Nhiệt thế trên gi Q'/R . Trong đó, Q' tính theo công thức (15.7) và R là diện tích gi lò.

– Nhiệt thế thể tích Q'/V_b (V_b là thể tích buồng đốt).

Đặc trưng này cũng như những thông số khác của buồng đốt được xác định bằng thực nghiệm theo từng loại nhiên liệu cho trong bảng 15.1. Ngoài hai đặc trưng cơ bản nói trên, trong số liệu thực nghiệm người ta còn cho biết hệ số không khí thừa α_b , tổn thất nhiệt do cháy không hết về hoá học q_h , tổn thất nhiệt do cháy không hết về cơ khí q_c , áp suất cho phép trong buồng đốt p_b và áp suất không khí dưới gi p_g .

Bảng 15.1. Các đặc trưng của buồng đốt nhiệt liệu rắn

Đặc trưng	Đơn vị	Gỗ	Than bùn	Than nâu	Antraxit
$\frac{Q'}{V_b}$	$10^{-3} \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3 \text{h}}$	400 ÷ 800	450 ÷ 700	450 ÷ 700	450 ÷ 700
$\frac{Q'}{V_b}$	$10^{-3} \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3 \text{h}}$	300	300	250 ÷ 300	250 ÷ 300
α_b		1,4 ÷ 1,45	1,4 ÷ 1,45	1,4 ÷ 1,45	1,4 ÷ 1,45
q_h	%	2 ÷ 3	2 ÷ 3	2 ÷ 3	2 ÷ 2,5
q_c	%	0,5 ÷ 1	4,5 ÷ 5	7 ÷ 9	9,5 ÷ 12
p_b	mmHg	3	3	3	3
p_g	mmHg	–	24 ÷ 40	50 ÷ 80	50 ÷ 100

Ví dụ 15.2

Tính diện tích gi lò và thể tích buồng đốt trong HTS dùng calorifer khí – khối biết:

– Nhiên liệu là antraxit.

– Nhiệt lượng calorifer cần cung cấp $Q = 230000$ kcal/h.

– Lấy các hiệu suất bằng: $\eta_b = 0,8$; $\eta_o = 0,9$ và $\eta_c = 0,7$.

Giải

1. Theo công thức (15.7), công suất nhiệt của buồng đốt Q' bằng:

$$Q' = \frac{Q}{\eta_b \eta_o \eta_c} = \frac{230000}{0,8 \cdot 0,9 \cdot 0,7} = 456349 \text{ kcal/h}$$

2. Diện tích lò R. Theo bảng 15.1 với antraxit ta có nhiệt thế trên gi
 $\frac{Q'}{R} = (450 \div 700)10^3 \text{ kcal/h}$. Do đó, diện tích lò R bằng:

$$R = \frac{Q'}{(450 \div 700)10^3} = \frac{456349}{(450 \div 700)10^3} = (0,7 \div 1)\text{m}^2$$

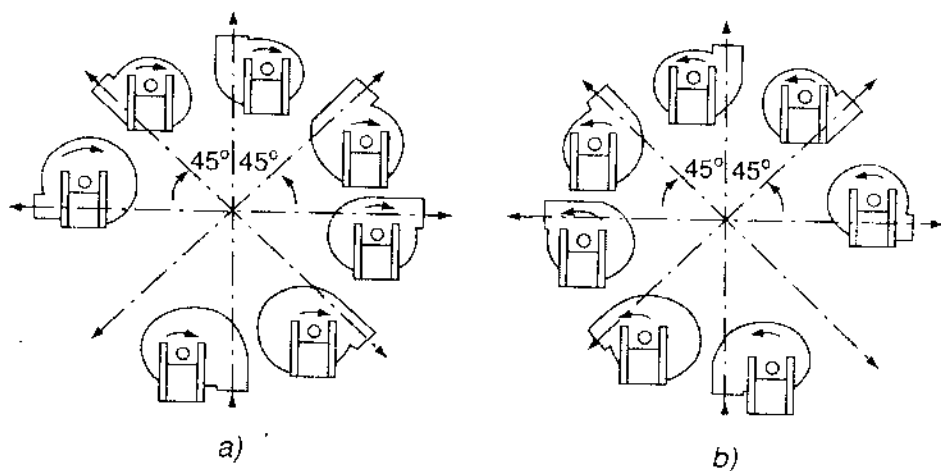
3. Thể tích buồng đốt V_b . Tương tự, từ bảng 15.1 ta có nhiệt thế thể tích của antraxit $\frac{Q'}{V_b} = (250 \div 300)10^3 \text{ kcal/m}^3$. Từ đó thể tích buồng đốt bằng:

$$V_b = \frac{Q'}{(250 \div 300)10^3} = \frac{456349}{(250 \div 300)10^3} = (1,5 \div 2)\text{m}^3$$

15.3. QUẠT VÀ CÁCH CHỌN QUẠT

15.3.1. Các loại quạt dùng trong HTS

Để vận chuyển TNS trong các HTS thường dùng hai loại quạt: quạt ly tâm và quạt hướng trục. Chọn loại quạt nào, số hiệu bao nhiêu phụ thuộc vào đặc trưng của HTS, trở lực, quạt phải khắc phục Δp , năng suất, quạt cần tải đi V cũng như nhiệt độ và độ ẩm của TNS. Khi chọn quạt, giá trị cần xác định là hiệu suất của quạt.



Hình 15.4. Các dạng quạt ly tâm theo chiều quay và giá đỡ

a) Quạt quay phải; b) Quạt quay trái

Quạt ly tâm chia làm 3 loại theo tổng cột áp mà nó tạo ra Δp .

- Quạt hạ áp: $\Delta p \leq 100 \text{ mmH}_2\text{O}$.
- Quạt trung áp: $\Delta p = (100 \div 300) \text{ mmH}_2\text{O}$.
- Quạt cao áp: $\Delta p = (300 \div 1500) \text{ mmH}_2\text{O}$.

Bảng 15.2. Kích thước cấu tạo chính của quạt ly tâm U3 – 57

STT	A	B	G	E	N	P	K
3	195	300	233	271	151	195	340
4	260	400	310	361	201	260	445
5	325	500	387	449	252	325	545
6	392	600	465	540	302	390	700

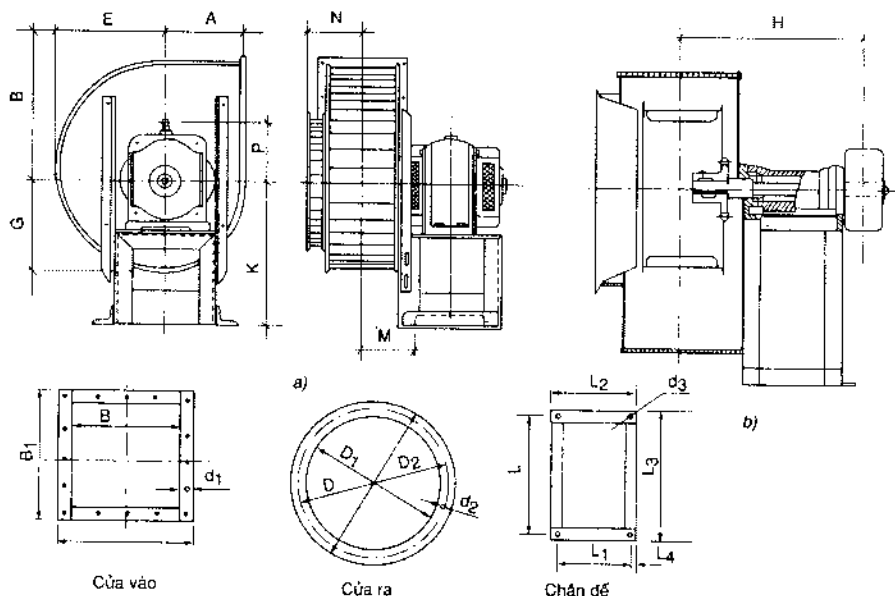
STT	L	L ₁	L ₂	L ₃	L ₄	M	H	d ₃
3	215	215	300	276	15	142	341	13
4	270	270	375	394	20	183	393	17
5	325	325	425	444	22	212	428	17
6	390	390	500	514	25	253	510	20

STT	Bánh đai		Bích cửa vào			
	d	O	B ₂	B ₁	d ₁	Số lỗ
3	160	70	210	253	6,5	8
4	200	80	280	333	6,6	12
5	250	100	350	404	8,5	16
6	300	125	420	475	8,5	16

STT	Bích cửa ra					Đế
	D	D ₁	D ₂	d ₂	Số lỗ	Thép góc
3	312	340	352	6,5	12	40×40×5
4	408	445	458	6,5	12	50×50×5
5	509	545	559	8,5	16	50×50×5
6	616	650	666	8,5	16	60×60×5

Để tiện khi lắp đặt theo yêu cầu sử dụng, người ta sản xuất quạt ly tâm có hai chiều quay với các giá đỡ khác nhau (hình 15.4). Nếu rotor của quạt quay theo chiều kim đồng hồ chúng ta có loại quạt quay phải và ngược lại chúng ta có loại quạt quay trái.

Quạt ly tâm có thể gắn trực tiếp với động cơ điện, cũng có thể nối với động cơ qua một bánh đai. Cấu tạo và các kích thước cơ bản của quạt ly tâm model U3 – 57 do Liên Xô sản xuất cho trên hình 15.5. Các kích thước tính bằng milimet tương ứng với 4 loại quạt model U3–57 cho ở bảng 15.2.



Hình 15.4. Quạt ly tâm U3 – 57

a) Loại động cơ nối trực tiếp; b) Loại động cơ nối gián tiếp

15.3.2. Các quan hệ cơ bản của dòng chảy

Cũng như khi đứng yên, trạng thái của một dòng khí chuyển động được xác định bởi áp suất, nhiệt độ và khối lượng riêng hay thể tích riêng. Tốc độ trung bình của dòng chảy xác định theo công thức:

$$v = \frac{V}{F} = \frac{G}{\rho F} \quad (15.8)$$

Trong đó: V (m^3/s) và G (kg/s) tương ứng là lưu lượng thể tích và lưu lượng khối; F (m^2) là diện tích tiết diện dòng chảy và ρ (kg/m^3) là khối lượng riêng của khí.

Như vậy, tốc độ của dòng tỷ lệ nghịch với diện tích tiết diện. Khi tiết diện giảm thì tốc độ dòng sẽ tăng lên. Điều này dẫn đến các thông số khác của dòng như áp suất, thể tích riêng và nhiệt độ của dòng sẽ thay đổi theo.

Áp suất tuyệt đối, còn gọi là áp suất tĩnh là áp suất chỉ ra trên dụng cụ đo cùng chuyển động với vận tốc của dòng. Do đó, ở những vị trí khác nhau, dòng có tốc độ khác nhau thì đương nhiên áp suất tĩnh của dòng cũng khác nhau. Hiện tượng đó

xảy ra do các phần tử chuyển động thay đổi tốc độ và công tiêu hao cho sự thay đổi này đã làm thay đổi áp suất tĩnh. Vì vậy, nếu tốc độ dòng chảy tăng từ v_1 (m/s) lên v_2 (m/s) thì áp suất tĩnh tăng lên một lượng Δp_i bằng:

$$\Delta p_i = \frac{\rho_2 v_2^2}{2g} - \frac{\rho_1 v_1^2}{2g} \quad (15.9)$$

với g (m/s²) là gia tốc trọng trường.

$$\text{Đặt: } \Delta p_d = \frac{\rho v^2}{2g} \quad (15.10)$$

là áp suất động.

Như vậy, nếu gọi áp suất tĩnh là Δp_i và áp suất toàn phần là Δp thì ở bất kỳ tiết diện nào của dòng chảy chúng ta luôn có:

$$\Delta p = \Delta p_i + \Delta p_d \quad (15.11)$$

Chú ý rằng đại lượng $\frac{\Delta p_d}{\rho} = \frac{v^2}{2g}$ có thứ nguyên là m nên áp suất động cũng được gọi là cột áp động.

Tương tự, Δp và Δp_i cũng được gọi tương ứng là cột áp toàn phần và cột áp tĩnh.

Khi một dịch thể chuyển động, áp suất tĩnh tiêu hao dần để khắc phục lực ma sát của dòng với thành ống cũng như trở lực cục bộ do sự thay đổi hướng hoặc bị nén hay giãn nở gây ra. Tất cả các dạng tổn thất áp suất này tỷ lệ với cột áp động. Do đó, có thể viết:

$$\Delta p_i = (\xi_1 + \xi_2 + \dots + \xi_n) \frac{\rho v^2}{2g} \quad (15.12)$$

Các hệ số tỷ lệ $\xi_1, \xi_2, \dots, \xi_n$ gọi là các hệ số tổn thất và được xác định bằng thực nghiệm.

15.3.3. Cách chọn quạt

a) Năng suất và cột áp của quạt

Cơ sở để chọn quạt là năng suất V và cột áp toàn phần Δp . Năng suất của quạt V được xác định trên cơ sở tính toán nhiệt cho HTS (đã trình bày trong các chương trước). Trong tính toán nhiệt HTS chúng ta đã tính được lượng không khí khô cần thiết L (kg/h). Theo phụ lục 5 ở áp suất $p = 745\text{mmHg}$ chúng ta tìm được thể tích không khí ẩm v ở nhiệt độ và độ ẩm trung bình của TNS. Do đó thể tích V bằng:

$$V = L.v = \frac{L}{\rho} \quad (15.13)$$

Trong đó: ρ là số kg không khí khô/m³ không khí ẩm. Vì thể tích không khí ẩm cũng là thể tích của không khí khô ở cùng nhiệt độ nên ρ trong công thức (15.13) chính là khối lượng riêng của không khí khô ở nhiệt độ trung bình t của TNS.

Tương tự, thể tích V_0 của không khí ẩm ở điều kiện tiêu chuẩn ($t_0 = 0^\circ\text{C}$, $p_0 = 760\text{mmHg}$) bằng:

$$V_0 = \frac{L}{\rho_0} \quad (15.14)$$

Trong đó: ρ_0 là khối lượng riêng của không khí khô ở điều kiện tiêu chuẩn. Có thể lấy $\rho_0 = 1,293\text{kg/m}^3$.

Kết hợp (15.13) và (15.14) chúng ta có công thức tính năng suất của quạt ở điều kiện tiêu chuẩn V_0 nếu biết lưu lượng thể tích V của TNS ở nhiệt độ trung bình t :

$$V_0 = \frac{V\rho_0}{\rho} = \frac{L\rho_0}{\rho^2} \quad (15.15)$$

Cột áp toàn phần Δp là kết quả tính trở lực của HTS. Một HTS thông thường có thể có các trở lực: trở lực qua calorifer Δp_c ; trở lực qua các đường ống dẫn TNS Δp_o ; trở lực qua TBS Δp_s ; trở lực qua thiết bị lọc bụi như xyclon Δp_x ; áp suất động của khí thoát Δp_d .

Cột áp toàn phần quạt phải thực hiện bằng tổng tất cả các trở lực:

$$\Delta p = \Delta p_c + \Delta p_o + \Delta p_s + \Delta p_x + \Delta p_d \quad (15.16)$$

Trong đó: Δp_c , Δp_s , Δp_x đã giới thiệu cách tính khi giới thiệu các thiết bị này. Trở lực đường ống Δp_o tính theo công thức (15.12). Các hệ số tổn thất $\xi_1, \xi_2, \dots, \xi_n$ được xác định bằng thực nghiệm và cho trong phụ lục 8 cuối sách.

b) Xác định công suất và tốc độ của quạt

Nếu lưu lượng ở nhiệt độ trung bình t của TNS đã biết là V (m³/h) và tổng cột áp quạt phải thực hiện là Δp (mmH₂O) thì công suất quạt N tính bằng kW là:

$$N = k \frac{V\rho_0\Delta p}{3600.102.\rho\eta_q} = k \frac{L\rho_0\Delta p}{3600.102.\rho^2\eta_q} \quad (15.17)$$

Trong đó: k là hệ số dự phòng. Có thể lấy $k = (1,1 \div 1,2)$; η_q là hiệu suất của quạt. Hiệu suất quạt nằm trong khoảng $\eta_q = (0,4 \div 0,6)$.

Nếu công suất N của quạt tính bằng mã lực thì công thức (15.17) có dạng:

$$N = k \frac{V\rho_0\Delta p}{3600.75.\rho\eta_q} = k \frac{L\rho_0\Delta p}{3600.75.\rho^2\eta_q}, \text{ kW} \quad (15.18)$$

Hơn nữa, nếu bỏ qua ảnh hưởng của khối lượng riêng của không khí theo nhiệt độ thì các công thức (15.17) và (15.18) tương ứng là:

$$N = k \frac{V \rho_0 \Delta p}{3600.102.\rho \eta_q}, \quad \text{kW} \quad (15.19)$$

$$\text{Và:} \quad N = k \frac{L \rho_0 \Delta p}{3600.75.\rho \eta_q}, \quad \text{mã lực} \quad (15.20)$$

Khi sử dụng quạt cần chú ý rằng quạt cho một năng suất nhất định với một số vòng quay nhất định. Giả sử quạt cho năng suất V_1 (m^3/h) với vòng quay n_1 (v/phút) thì khi vòng quay bằng n_2 quạt sẽ cho năng suất V_2 (m^3/h). Quan hệ giữa năng suất và số vòng quay bằng:

$$\frac{V_2}{V_1} = \frac{n_2}{n_1} \quad (15.21)$$

$$\text{hay:} \quad V_2 = V_1 = \frac{n_2}{n_1} \quad (15.22)$$

Tương tự, cột áp của quạt tạo ra Δp cũng phụ thuộc theo số vòng quay của quạt theo quan hệ:

$$\Delta p_2 = \Delta p_1 \left(\frac{n_2}{n_1} \right)^2 \quad (15.23)$$

Do đó, công suất của quạt khi số vòng quay thay đổi tính theo công thức:

$$N_2 = N_1 \left(\frac{n_2}{n_1} \right)^3 \quad (15.24)$$

c) Cách chọn quạt

Như đã biết, ở các nước tiên tiến quạt được sản xuất theo các quy chuẩn quốc gia. Vì vậy, khi chọn quạt ngoài năng suất V và cột áp Δp chúng ta cần biết các quy chuẩn của quốc gia sản xuất quạt đó. Đối với Liên Xô và CHLB Nga ngày nay quạt sản xuất ra được đánh số, ví dụ quạt số N_03 , N_04 v.v..., hướng quay (quay phải hay quay trái), cột áp tổng (hạ áp, trung áp, cao áp) và cách nối trục. Hơn nữa, mỗi loại quạt, nhà sản xuất còn cho một biểu đồ đặc trưng. Chẳng hạn, biểu đồ đặc trưng của các quạt số $N_03 + N_06$ do Liên Xô chế tạo cho trên hình 15.5. Phần trên của trục tung ở góc vuông I của biểu đồ người ta đặt cột áp tổng của quạt Δp (mmH_2O). Phần dưới của trục tung ở góc vuông IV – năng suất quạt V (m^3/h) và trục hoành – tốc độ không khí v (m/s). Trên biểu đồ có các đường sau đây:

- Các đường thẳng dốc xuống phía dưới biểu diễn quan hệ của các số liệu quạt với tốc độ không khí.
- Các đường hiệu suất của quạt η không đổi.
- Đường biểu thị cột áp động của quạt (đường cong dưới cùng trong phần góc vuông I).

- Các đường có đặc trưng A không đổi. Ở đây, A bằng tích của số vòng quay n với số hiệu quạt. Do đó, khi đã xác định được đặc trưng A và số hiệu quạt ta sẽ tính được số vòng quay của quạt tương ứng.

Ví dụ, cần chọn quạt đáp ứng năng suất ở điều kiện tiêu chuẩn $V_0 = 5000 \text{ m}^3/\text{h}$ với cột áp cần tạo ra $\Delta p = 20 \text{ mmH}_2\text{O}$. Theo biểu đồ trên hình 15.5 tất cả các quạt từ $N_03 - N_06$ đều có thể thỏa mãn năng suất và cột áp yêu cầu.

Chẳng hạn, nếu ta chọn quạt N_03 . Khi đó, theo biểu đồ ta có: $A = 6000$, $\Delta p_d = 80 \text{ mmH}_2\text{O}$ và hiệu suất quạt $\eta = 45\%$. Do đó:

- Số vòng quay của quạt n :

$$n = \frac{6000}{3} = 2000 \text{ phút}$$

- Cột áp tĩnh Δp_t :

$$\Delta p_t = \Delta p - \Delta p_d = 120 - 80 = 40 \text{ mmH}_2\text{O}$$

Tương tự, nếu chọn quạt N_04 ta được: $A = 5500$, $\Delta p_d = 20 \text{ mmH}_2\text{O}$ và $\eta = 57\%$. Khi đó:

- Số vòng quay của quạt n :

$$n = \frac{5500}{4} \approx 1400 \text{ v/phút}$$

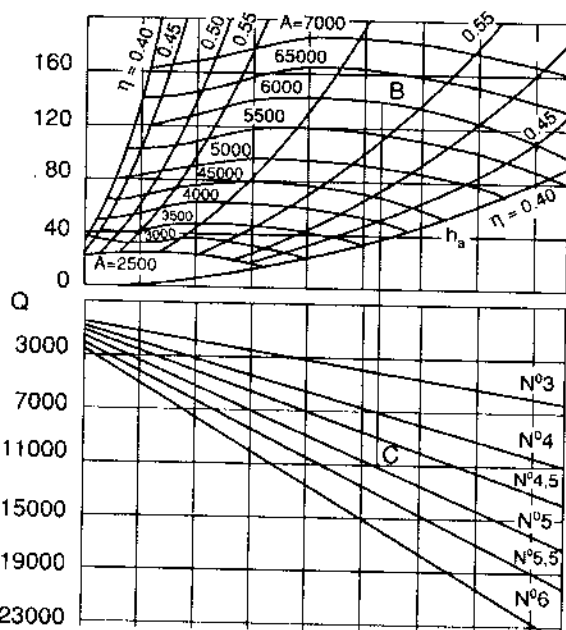
- Cột áp tĩnh Δp_t :

$$\Delta p_t = \Delta p - \Delta p_d = 120 - 20 = 100 \text{ mmH}_2\text{O}$$

Còn nếu chọn quạt N_05 thì: $A = 5760$; $\Delta p_d < 10 \text{ mmH}_2\text{O}$; $\eta = 55\%$ và ta có:

- Số vòng quay của quạt n :

$$n = \frac{5760}{5} \approx 1150 \text{ v/phút}$$



Hình 15.5. Đặc trưng quạt ly tâm hạ áp và trung áp

– Cột áp tĩnh $\Delta p_i \approx 120 \text{ mmH}_2\text{O}$.

Cuối cùng, nếu chọn quạt số N_06 thì hiệu suất của quạt chỉ đạt 0,45. Như vậy, với ví dụ trên đây các quạt N_03 , N_04 , N_05 và N_06 tuy đều đáp ứng được năng suất và cột áp yêu cầu nhưng hiệu suất quạt thay đổi từ 0,45 đến 0,57. Do đó, chọn quạt số N_04 là tối ưu nhất với hiệu suất quạt $\eta = 0,57$

15.4. THIẾT BỊ TRUYỀN TẢI

TBTT trong HTS được hiểu là các thiết bị vận chuyển VLS trong TBS cũng như trước và sau khi sấy. Do đó, các TBTT có thể là xe goòng, băng tải v.v... Kết cấu và kích thước xe goòng phụ thuộc vào kích thước hầm sấy như đã giới thiệu trong các chương trước. Phần này chỉ giới thiệu cách chọn các kích thước cơ bản và công suất của động cơ kéo băng tải.

Năng suất thể tích V_0 (m^3/h) có thể tính theo công thức:

$$V_0 = \frac{\beta B}{\rho u} \quad (15.25)$$

Trong đó: B (t/h) – năng suất khối lượng của băng tải; ρ (t/m^3) – khối lượng riêng của khối hạt; u (m/s) – tốc độ của băng tải; β – hệ số an toàn, hệ số này phụ thuộc vào góc nghiêng của băng tải xác định theo bảng 15.3.

Bảng 15.3.

Góc nghiêng	0 ÷ 10	11 ÷ 15	16 ÷ 18	19 ÷ 22
β	1,0	1,05	1,10	1,15

Để VLS không rơi ra hai bên băng tải, chiều rộng của băng tải không nên nhỏ hơn 500 mm. Các thông số của băng tải thường xác định theo năng suất thể tích V_0 và cho ở bảng 15.3.

Công suất trên trục băng tải tính theo công thức thực nghiệm

$$N = \frac{7,41Ku + 2BL + 37BH}{1000.1,36} \cdot \text{kW} \quad (15.26)$$

Trong đó: L (m) – chiều dài băng tải giữa hai trục; H (m) – chiều cao ở tâm băng tải của VLS; k – hệ số phụ thuộc vào chiều rộng của băng tải cho trong bảng 15.3.

Với những băng tải ngắn nên lấy công suất trên trục tăng lên từ (5 ÷ 20)% so với công suất tính theo (15.26). Chẳng hạn, khi $L = (30 \div 45)\text{m}$ lấy thêm $\Delta N = 5\%$, khi $L = (15 \div 30)\text{m}$ lấy $\Delta N = 10\%$ và khi $L < 15\text{m}$ lấy $\Delta N = 20\%$.

Bảng 15.3. Quan hệ chiều rộng băng tải và năng suất V_0 (m^3/h)

V_0 (m^3/h)	Chiều rộng băng tải (mm)					
(khi $u = 1 \text{ m/s}$)	500	650	800	1000	1200	1400
Băng tải lồng máng	80	125	200	315	420	625
Băng tải phẳng	40	63	100	157,5	225	315
Giới hạn tốc độ u (m/s)						
$u_{\max}$	1,6	1,6	2,0	2,5	2,5	2,5
$u_{\min}$	0,8	0,8	1,0	1,25	1,25	1,6
k	32	40	52	70	85	100

CHƯƠNG 16 VẤN ĐỀ BẢO VỆ MÔI TRƯỜNG VÀ CÁC GIẢI PHÁP TRONG KỸ THUẬT SẤY

Trước đây, trong các giáo trình KTS cũng như tài liệu tham khảo khác ở Việt Nam chưa đề cập đến vấn đề bảo vệ môi trường. Ngày nay, do công nghiệp phát triển, nhiên liệu sử dụng cho KTS ngày càng tăng. Theo số liệu của Liên Xô, nhiên liệu dùng cho KTS chiếm khoảng 30%. Ở Việt Nam chưa có số liệu thống kê nhưng rõ ràng nhiên liệu sử dụng cho KTS cũng đang tăng. Vì vậy, vấn đề bảo vệ môi trường đã đến lúc phải quan tâm thích đáng. Trong KTS, bảo vệ môi trường chủ yếu là khử bụi và các khí độc hại khi đốt cháy nhiên liệu. Ngoài ra, khi sấy các vật liệu dạng mảnh hay dạng huyền phù VLS có thể bay theo TNS. Khi đó, khử bụi ngoài việc đảm bảo môi trường còn nhằm thu hồi một phần sản phẩm bay theo tác nhân. Dưới đây giới thiệu các giải pháp cơ bản giải quyết hai vấn đề đó.

16.1. KẾT CẤU VÀ NGUYÊN LÝ HOẠT ĐỘNG CỦA MỘT SỐ THIẾT BỊ KHỬ BỤI

16.1.1. Tính chất của bụi trong không khí

Khi sấy các vật liệu xốp nhẹ trong HTS thùng quay, HTS tầng sôi, HTS phun các dung dịch huyền phù v.v... VLS có thể có một phần nhỏ bay theo TNS. Theo kinh nghiệm, VLS bay theo TNS có thể đạt từ $(2 + 30) \text{ g/m}^3$. Lượng VLS bay theo phụ thuộc vào kích thước hạt và tốc độ tác nhân. Khi TNS là khối buồng đốt thì trong TNS còn có thể có những hạt nhiên liệu chưa cháy hết hoặc các hạt tro bay theo. Trong trường hợp này nồng độ hạt trong TNS có thể đạt từ $(10 + 30) \text{ g/m}^3$. Bụi được phân loại theo kích thước hạt:

- Bụi có kích thước hạt (đường kính tương đương) $< 100 \mu\text{m}$.
- Bụi trung bình có kích thước hạt (đường kính tương đương) $< 200 \mu\text{m}$.
- Bụi to có kích thước (đường kính tương đương) $> 200 \mu\text{m}$

Nghiên cứu tính chất các hạt bụi trong không khí người ta thấy rằng trong không khí đứng yên, những hạt lớn hơn $10 \mu\text{m}$ không khuếch tán mà lắng đọng từ từ với tốc độ tăng dần. Ngược lại, các hạt có kích thước từ $(0,1 + 10) \mu\text{m}$ sẽ lắng đọng

với một tốc độ không đổi. Khi kích thước của hạt nhỏ hơn, từ $(0,01 \div 0,1)\mu\text{m}$ thì bụi sẽ không lắng đọng mà không ngừng khuếch tán trong không khí.

Bụi của những vật chất khác nhau có tính chất khác nhau, đặc biệt là tính tự gây nổ. Chẳng hạn, khi nồng độ tinh bột trong không khí đạt 35 g/m^3 và bụi than là 30 g/m^3 thì hỗn hợp không khí – bụi có thể phát nổ.

Để đánh giá độ sạch của không khí hay hiệu quả khử bụi người ta đưa ra khái niệm độ làm sạch η_s , được xác định bởi công thức:

$$\eta_s = \frac{a_1 - a_2}{a_1} \quad (16.1)$$

Trong đó: a_1 và a_2 ($\mu\text{g/m}^3$) tương ứng là nồng độ bụi trước và sau khi làm sạch. Tuy nhiên, độ làm sạch xác định theo (16.1) chưa đánh giá đúng chất lượng của thiết bị khử bụi vì trong công thức (16.1) chưa tính đến kích thước bụi được làm sạch. Ví dụ, một thiết bị khử bụi có độ làm sạch $\eta_s = 80\%$ với những hạt bé có thể có độ hoàn thiện hơn nhiều so với một thiết bị khử bụi khác có độ làm sạch $\eta_s = 95\%$ nhưng với những hạt bụi lớn.

Khi có hai thiết bị khử bụi với các hệ số làm sạch tương ứng là η_{s1} và η_{s2} liên tiếp làm việc thì hệ số làm sạch được tính theo công thức:

$$\eta_s = \eta_{s1} + \eta_{s2} - \eta_{s1}\eta_{s2} \quad (16.2)$$

Mặt khác, khi so sánh hai thiết bị khử bụi người ta không sử dụng hệ số làm sạch mà là $(100 - \eta_s)$. Với hai thiết bị khử bụi tương ứng có η_{s1} và η_{s2} , người ta dùng giá trị của tỷ số $\frac{100 - \eta_{s1}}{100 - \eta_{s2}}$ để so sánh khả năng làm sạch của hai thiết bị.

Chẳng hạn $\eta_{s1} = 80\%$ và $\eta_{s2} = 90\%$ thì người ta nói thiết bị khử bụi thứ hai có khả năng khử bụi gấp $\frac{100 - 80}{100 - 90} = 2$ lần so với thiết bị thứ nhất.

16.1.2. Buồng khử bụi

Buồng khử bụi là thiết bị khử bụi đơn giản nhất và thường được dùng để khử bụi có kích thước lớn. Trên đường đi nằm ngang của dòng khí, nếu người ta vừa làm giảm tốc độ vừa cho dòng khối đi dích dắc liên tiếp và đập vào các vách ngăn. Khi đó, do tốc độ giảm và bị va đập nên dưới tác dụng của lực trọng trường các hạt bụi sẽ rơi xuống. Hình 16.1 biểu diễn kết cấu của một buồng khử bụi

a) Điều kiện khử bụi

Trong trường hợp này, rõ ràng điều kiện để bụi có thể lắng đọng xuống dưới là tốc độ của dòng khí phải thoả mãn điều kiện:

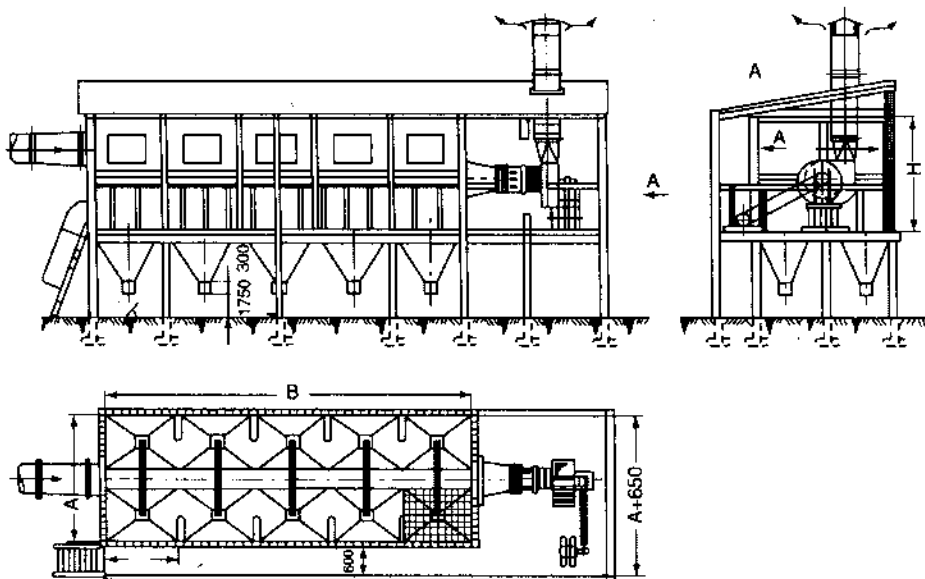
$$v < \frac{L}{H} v_i \quad (16.3)$$

Trong đó: L, H tương ứng là chiều dài và chiều cao của buồng khử bụi; v_1 là tốc độ lơ lửng. Cách xác định tốc độ lơ lửng v_1 đã được trình bày trong các chương trước.

b) Năng suất buồng khử bụi

Nếu tốc độ dòng khí trong buồng v (m/s), chiều cao và chiều rộng của buồng khử bụi tương ứng là H và B thì năng suất của buồng khử bụi V (m³/h) bằng:

$$V = 3600BHv \quad (16.4)$$



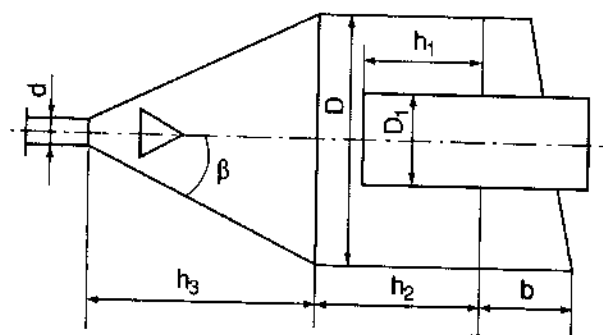
Hình 16.1. Kết cấu buồng khử bụi

Buồng khử bụi trên hình 16.1 có các thông số sau:

- Tiết diện ngang buồng $F = LH = V/1200\text{m}^2$
- Chiều cao $H = 1,1 + 1,2L$
- Chiều rộng $B = 3L$
- Tốc độ khí ở cửa $v_c = (6 \div 8) \text{ m/s}$
- Tốc độ giữa các vách ngăn $v_n = (0,5 \div 1) \text{ m/s}$
- Hệ số làm sạch $\eta_s = 0,85 \div 0,90$

16.1.3. Xyclon

Trong HTS cũng thường dùng xyclon để thu hồi sản phẩm sấy bay theo tác nhân hoặc khử bụi trước khi thải TNS ra môi trường. Xyclon hoạt động theo nguyên lý ly tâm, có cấu tạo và kích thước cơ bản như trên hình 16.2.



Hình 16.2. Kích thước cơ bản của xyclon

D – đường kính xyclon;
 D_1 – đường kính ống trung tâm;
 d – đường kính phần bẻ nhất của phễu; h_1 – chiều dài phần ống trung tâm cắm vào xyclon; h_2 – chiều cao phần hình trụ của xyclon; h_3 – chiều cao phễu; b – chiều dài tiết diện kênh dẫn vào xyclon

Theo kinh nghiệm, diện tích tiết diện ống chính giữa xyclon nên lấy bằng $(3 \div 4)$ lần tiết diện của kênh dẫn. Tốc độ TNS trong kênh dẫn không nên vượt quá $(20 \div 25)$ m/s. Thể tích xyclon tính theo lưu lượng TNS nên lấy xấp xỉ $0,6 \text{ m}^3$ cho 1 m^3 TNS đưa vào. Như vậy, tùy theo lưu lượng TNS ra khỏi TBS chúng ta nên căn cứ vào số liệu thực nghiệm này để bố trí một hay nhiều xyclon. Có nhiều cách tính chọn xyclon. Dưới đây thiệu cách tính các kích thước cơ bản của xyclon.

1. Quan hệ giữa bán kính xyclon và ống trung tâm. Nếu kênh dẫn có tiết diện hình chữ nhật với kích thước $b/a = (1,5 \div 2)$ thì bán kính xyclon R và bán kính trung tâm R_1 nên lấy theo quan hệ:

$$R - R_1 = a \quad (16.5)$$

2. Tính đường kính xyclon. Đường kính xyclon D xác định theo công thức thực nghiệm sau:

$$D = \left(\frac{11,2 d_v \rho_v}{\varphi \cdot C \cdot \rho_k} + a \right), \quad \text{m} \quad (16.6)$$

Trong đó: d_v (m) – đường kính hạt; ρ_v và ρ_k (kg/m^3) – tương ứng là khối lượng riêng của một hạt và của TNS; a – chiều rộng của tiết diện kênh dẫn; φ – hệ số hình dáng. Nếu hạt có nhân là hình tròn lấy $\varphi = 2,75$ và các mảnh lấy $\varphi = 3,49$.

3. Tính đường kính ống trung tâm. Khi đã tính được đường kính của xyclon D chúng ta kết hợp với công thức (16.5) sẽ tính được đường kính ống trung tâm D_1 (m):

$$D_1 = D - 2a \quad (16.7)$$

4. Xác định chiều dài ống trung tâm cắm vào xyclon h_1

$$h_1 = \frac{4a^2}{D - a} \quad (16.8)$$

5. Tính chiều cao phần hình trụ của xyclon h_2

$$h_2 = h_1 + 2a \quad (16.9)$$

6. Tính chiều cao phần hình côn của xyclon h_3

$$h_3 = \frac{D-d}{2} \operatorname{tg} \beta \quad (16.10)$$

Trong đó: $\operatorname{tg} \beta$ là hệ số ma sát.

Trên cơ sở các công thức trên đây người ta đã thiết lập quan hệ giữa lưu lượng thể tích V (m^3/h) và các kích thước cơ bản của xyclon như trên bảng 16.1. Khi thiết kế xyclon có thể chọn theo bảng này.

Bảng 16.1. Kích thước của xyclon

Đơn vị: m

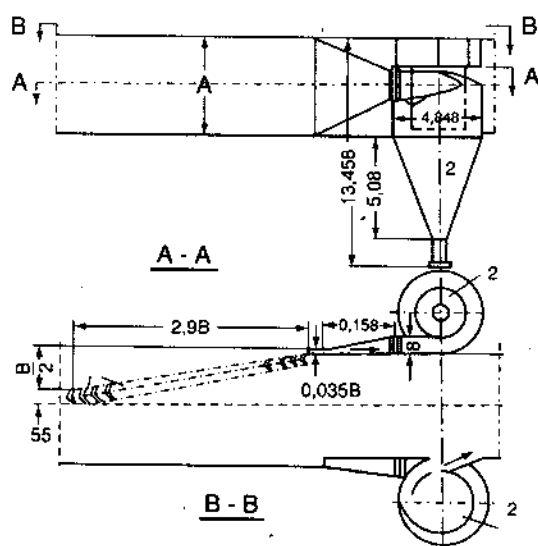
V (m^3/h)	D	a	b	d
90 ÷ 450	0,2	0,050	0,10	0,04
240 ÷ 1050	0,3	0,075	0,15	0,06
370 ÷ 1800	0,4	0,100	0,20	0,08
675 ÷ 4050	0,5	0,125	0,25	0,10
810 ÷ 4050	0,6	0,150	0,30	0,12
1440 ÷ 7200	0,8	0,200	0,40	0,16
2250 ÷ 11250	1,0	0,250	0,50	0,20
3240 ÷ 16200	1,2	0,300	0,60	0,24
4400 ÷ 22000	1,4	0,350	0,70	0,28
5750 ÷ 28700	1,6	0,400	0,80	0,32
7290 ÷ 36450	1,8	0,450	0,90	0,36
9000 ÷ 45000	2,0	0,500	1,00	0,40
14100 ÷ 70500	2,5	0,625	1,25	0,50

V (m^3/h)	h_1	h_2	h_3	D_1	$D - a$
90 ÷ 450	0,07	0,100	0,16	0,10	0,150
240 ÷ 1050	0,10	0,140	0,24	0,15	0,225
370 ÷ 1800	0,13	0,185	0,32	0,20	0,300
675 ÷ 4050	0,17	0,230	0,40	0,25	0,375
810 ÷ 4050	0,20	0,275	0,48	0,30	0,450
1440 ÷ 7200	0,23	0,366	0,64	0,40	0,600

$V \text{ (m}^3/\text{h)}$	h_1	h_2	h_3	D_1	$D - a$
2250 ÷ 11250	0,33	0,458	0,80	0,50	0,750
3240 ÷ 16200	0,40	0,550	0,96	0,60	0,900
4400 ÷ 22000	0,46	0,641	1,12	0,70	1,050
5750 ÷ 28700	0,54	0,733	1,23	0,80	1,200
7290 ÷ 36450	0,60	0,825	1,44	0,90	1,350
9000 ÷ 45000	0,67	0,916	1,60	1,00	1,500
14100 ÷ 70500	0,88	1,145	2,00	1,20	1,875

16.1.4. Bộ lọc bụi kiểu cửa chớp

Bộ lọc bụi kiểu cửa chớp là một trong những bộ lọc đơn giản có hiệu quả. Hình 16.3 dưới đây biểu diễn kết cấu của bộ lọc bụi kiểu cửa chớp kết hợp với kiểu xyclon.



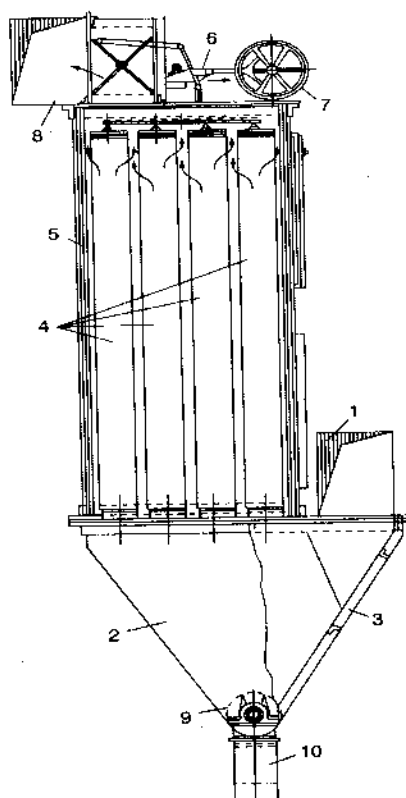
Hình 16.3. Bộ lọc bụi kiểu cửa chớp

Trên kênh dẫn hình chữ nhật ta đặt các cửa chớp có cánh nghiêng một góc 30° . Nhờ các cánh chớp hướng chuyển động của dòng thay đổi và do lực ly tâm bụi mà một phần khí (khoảng 10%) đập vào vách của kênh để đi vào hai xyclon nhỏ đặt bên cạnh. Dòng khí chính (khoảng 90%) đã được khử bụi khi đi qua cửa chớp thải ra môi trường. Khoảng 10% dòng khí với nồng độ bụi cao đi vào các xyclon và một lần nữa được khử bụi tại đây. Khi tốc độ dòng đi qua các cửa chớp khoảng $(12 \div 15) \text{ m/s}$ thì hệ số làm sạch η_s có thể đạt tới 75%.

Ưu điểm của bộ lọc bụi kiểu cửa chớp là gọn nhẹ và có thể đặt trong dòng chảy ngang hoặc chảy thẳng đứng.

16.1.5. Túi lọc

Hình 16.4 biểu diễn kết cấu và nguyên lý làm việc của lọc bụi kiểu túi. Khí cần lọc bụi từ kênh dẫn (1) đi vào phễu chứa (2) và từ đây khí tiếp tục đi vào các túi lọc (4). Bụi có kích thước lớn hơn các hàng xấp của vật liệu làm túi lọc sẽ bị giữ lại.



Hình 16.4. Kết cấu của túi lọc

1. Kênh dẫn khí; 2. Phễu chứa bụi;
3. Cửa nhìn; 4. Túi lọc; 5. Vỏ thiết bị;
- 6, 7. Cơ cấu lắc rung; 8. Đường dẫn khí làm sạch;
9. Vít tải bụi; 10. Thân

Qua một thời gian trong các khe chứa dây bụi. Do đó định kỳ chúng ta phải làm sạch trước bằng hệ thống rung cơ khí, sau đó thổi không khí sạch có áp suất $(80 \div 120)$ mmHg nhờ một quạt gió. Thường một năm người ta thay túi vải một lần. Năng lượng cho túi lọc cỡ $(2 \div 5)$ kW cho $10.000\text{m}^3/\text{h}$ khí.

Túi lọc thường được làm từ len, vải, dạ và các chế phẩm từ các vật liệu đó. Túi lọc được dùng để lọc khí khô có kích thước bụi bé. Để tránh hiện tượng cháy nổ, nhiệt độ khi lọc không được vượt quá $(90 \div 125)^\circ\text{C}$ và khí không được chứa SO_2 , SO_3 .

Trở kháng thủy lực của túi có thể tính theo công thức kinh nghiệm:

$$\Delta p = (kZ + a)V^n, \quad \text{mmHg} \quad (16.11)$$

Trong đó:

V (m^3/h) – năng suất lọc;

Z (g/m^3) – độ bám bụi của túi;

k , a , n – các hằng số thực nghiệm phụ thuộc vào vật liệu làm túi.

Bảng 16.2 cho chúng ta giá trị các hằng số trong công thức (16.11).

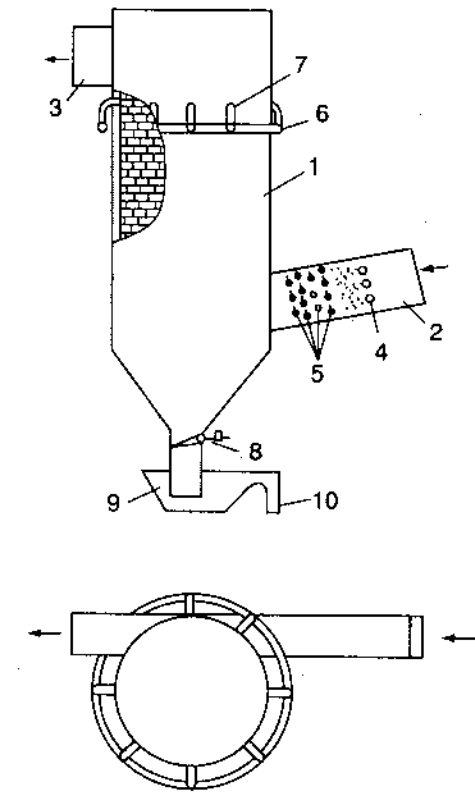
Bảng 16.2. Giá trị k , a , n trong công thức (16.11)

STT	Vật liệu làm túi	K	a	n
1	Vải len	791.10^{-7}	$5,03.10^{-3}$	1,012
2	Vải chéo pha len	1980.10^{-7}	$5,34.10^{-3}$	1,110
3	Vải bông	915.10^{-7}	$3,24.10^{-3}$	1,170
4	Dạ	1195.10^{-7}	$4,97.10^{-3}$	1,100
5	Vải bông giấy	2450.10^{-7}	$7,56.10^{-3}$	1,140

16.1.6. Lọc bụi kiểu ướt

Để khử bụi hoàn toàn, sau các thiết bị như xyclon người ta tiến hành lọc bụi tiếp nhờ một màng nước. Do đó, ngoài tính chất lọc bụi, thiết bị này còn kết hợp làm mát và ngưng hơi chứa trong khí. Hình 16.5 biểu diễn kết cấu và nguyên lý làm việc của một thiết bị lọc bụi kiểu ướt.

Khí từ kênh (1) được thổi vào và qua một màng nước do vòi phun (4) có tốc độ $(3,5 \div 4) \text{ m/s}$ tạo ra. Tiếp đó, hỗn hợp nước – khí đi qua lưới phân phối (5). Lưới này có tác dụng đánh tan hỗn hợp nước – khí. Sau đó, hỗn hợp nước – khí được thổi theo phương tiếp tuyến phía dưới với một ống hình trụ có đường kính khoảng $(1,2 \div 1,3) \text{ m}$ với tốc độ tối đa không vượt quá $23,5 \text{ m/s}$. Ở đây, khí tiến hành trao đổi nhiệt – ẩm và khử bụi nhờ màng nước tạo nên bởi hệ thống vòi phun phía trên (7). Độ làm sạch của thiết bị phụ thuộc nhiều yếu tố, trong đó đường kính phần hình trụ là quan trọng nhất. Ví dụ, khi đường kính bằng 1 m thì độ làm sạch $\eta_s = (85 \div 87)\%$; đường kính $0,5 \text{ m}$ thì $\eta_s = 95\%$. Để tránh hiện tượng phá vỡ các màng nước thì tốc độ khí trong (1) không nên vượt quá 6 m/s .



Hình 16.5. Kết cấu thiết bị lọc bụi kiểu ướt

1. Vỏ thiết bị; 2. Ống dẫn khí vào;
3. Ống dẫn khí ra; 4. Vòi phun rửa;
5. Lưới phân phối; 6. Ống góp nước;
7. Vòi phun tưới; 8. Van khoá khí; 9. Bể chứa nước; 10. Ống thoát nước

Trở lực qua thiết bị có thể tính bằng công thức thực nghiệm theo tốc độ cực đại của khí $v_{\max}$:

$$\Delta p = \frac{\xi \rho_k v_{\max}}{2g \left(1 + \frac{t_1}{273} \right)} \quad (16.12)$$

Với: t_1 ($^{\circ}\text{C}$) – nhiệt độ vào thiết bị của khí; ξ – hệ số trở kháng. Với thiết bị giới thiệu trên hình 16.5: $\xi = 35,5$; ρ_k – khối lượng của khí ở điều kiện tiêu chuẩn.

Khối lượng nước tiêu thụ trong toàn bộ thiết bị bằng:

$$G = \frac{3,6 G_0 v_{\max}}{1 + \frac{t_1}{273}} \quad (16.13)$$

Trong đó: G_0 là tiêu hao riêng nước làm ướt ban đầu. G_0 phụ thuộc vào đường kính thiết bị nhưng không lớn hơn 25 g/m^3 khí tiêu chuẩn.

Nhiệt độ của khí ra khỏi thiết bị lọc bụi có thể tính gần đúng theo công thức kinh nghiệm:

$$t_2 = 0,6t_1 + 0,4t_u \quad (16.14)$$

Trong đó: t_1 là nhiệt độ khí vào; t_u là nhiệt độ nhiệt kế ướt.

Thể tích bộ lọc V được tính trên cơ sở phương trình cân bằng nhiệt:

$$V = \frac{Q}{\alpha_v \Delta t} \quad (16.15)$$

Trong đó: Q – nhiệt lượng để đốt nóng dung dịch và để bay hơi từ dịch thể; α_v – hệ số trao đổi nhiệt thể tích; Δt – độ chênh nhiệt độ.

Đương nhiên, khi đã biết thể tích thiết bị V thì chiều cao làm việc của bộ lọc H bằng:

$$H = \frac{4V}{\pi D^2} \quad (16.16)$$

Nhiệt lượng Q trong công thức (16.15) có thể tính qua độ chênh entanpy của khí và nhiệt tổn thất ra môi trường. Do đó:

$$Q = L(I_1 - I_2) - Q_{mt} \quad (16.17)$$

Trong đó: L – lưu lượng khối lượng khí; I_1, I_2 – tương ứng là entanpy của khí trước và sau thiết bị; Q_{mt} – tổn thất nhiệt ra môi trường.

Hệ số truyền nhiệt thể tích được xác định bằng thực nghiệm. Khi mật độ phun $A = (500 \div 4000) \text{ kg/m}^2\text{h}$, áp suất khí trước vòi phun $p = (2 \div 8) \text{ at}$ và tốc độ khí $v_k = (0,3 \div 1,5) \text{ m/s}$ thì

$$\alpha_v = 8,9A^{0,366} \cdot p_k v_k^{0,6}, \quad \text{kcal/m}^3\text{hK} \quad (16.18)$$

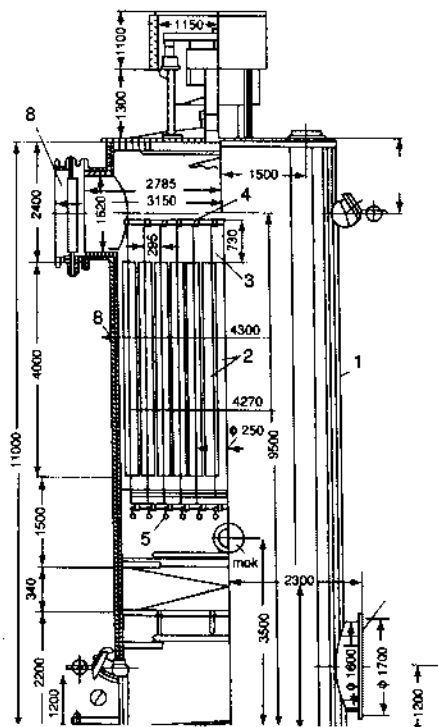
Độ chênh nhiệt độ được tính như độ chênh nhiệt độ của một thiết bị trao đổi nhiệt và bằng:

$$\Delta t = \frac{t_1 - t_2}{\ln \frac{t_1 - t_{unb}}{t_2 - t_{unb}}} \quad (16.19)$$

Trong đó: t_{unb} là nhiệt độ nhiệt kế ướt trung bình của bộ lọc.

16.1.7. Lọc bụi tĩnh điện

Thiết bị lọc bụi tĩnh điện có hiệu suất cao nhưng phức tạp và vì liên quan đến dòng điện cao áp nên khi vận hành đòi hỏi công nhân phải có tay nghề vững. Giá thành của một thiết bị khử bụi tĩnh điện lớn nên trong kỹ thuật sấy không được ứng dụng nhiều. Tuy vậy, ở Việt Nam nó cũng ứng dụng khá phổ biến trong các nhà máy xi măng hiện đại như nhà máy xi măng Hoàng Thạch và đang lắp đặt tại nhà máy xi măng Hà Tiên.



Hình 16.6. Thiết bị lọc bụi tĩnh điện kiểu ống

Thiết bị lọc bụi tĩnh điện làm việc trên cơ sở ion hoá các phân tử khí. Các điện tích được tạo ra nhờ ion hoá chuyển động về phía cực và chạm với các hạt bụi làm cho các hạt bụi cũng bị nhiễm điện, vì vậy các hạt bụi này cùng chuyển động về các cực. Bụi bị nhiễm điện tích âm chạy về bản cực dương, ngược lại bụi bị nhiễm điện tích dương sẽ chạy về bản cực âm. Như vậy, lọc bụi tĩnh điện chỉ có thể hoạt động với dòng điện một chiều. Dòng điện này được tạo ra nhờ một bộ nắn dòng. Độ chênh điện áp càng cao thì khả năng lọc bụi càng lớn. Điện áp này có thể đạt tới $(2800 \div 90000)V$.

Với nguyên lý hoạt động như đã trình bày trên đây người ta đã chế tạo nhiều loại thiết bị lọc bụi tĩnh điện. Trên hình 16.6 thể hiện nguyên lý và kết cấu của thiết bị lọc bụi tĩnh điện kiểu ống.

Thiết bị là một buồng hình trụ bằng thép (1). Trong đó treo một số ống cứng bằng thép (2) có đường kính 250/267 mm và dài 4000 mm. Các ống này đóng vai trò

các bản cực thứ nhất. Ở tâm mỗi ống người ta treo một dây nikencrom (3) có đường kính 2 mm. Các dây này được gắn phía trên với khung (4) và phía dưới với (5). Các dây nikencrom đóng vai trò cực thứ hai. Phần dưới của buồng khử bụi đặt một cơ cấu (6) để phân phối đều khí vào buồng khử bụi. Khí đi từ ống (7) vào thiết bị từ dưới lên, sau khi được khử bụi nhờ các điện cực ra khỏi thiết bị qua ống (8).

Thiết bị khử bụi tĩnh điện kiểu ống giới thiệu trên đây làm việc với năng suất $V = 22000 m^3/h$; có tốc độ $v_k = 1 m/s$ và nhiệt độ $t_k = (80 \div 90)^{\circ}C$. Công suất điện là 15kW và độ làm sạch $\eta_s = (95 \div 98)\%$.

16.2. KHỬ CÁC CHẤT ĐỘC HẠI TRONG KHÓI LÒ

Trong sản phẩm cháy, ngoài CO_2 và H_2O còn có NO_x , SO_x , CO v.v... Các oxyt này tuy chiếm tỷ lệ nhỏ trong sản phẩm cháy nhưng là những chất độc hại cần phải khử trước khi thải khói ra môi trường.

Sự hình thành NO_x và các khả năng hạn chế:

Trong các tài liệu về lý thuyết cháy, người ta gọi NO_x là những chất khí chứa nitơ như NO , NO_2 và cả N_2O . Theo cơ chế hình thành NO_x người ta chia ra:

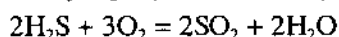
- + Cơ chế hình thành NO nhiệt
- + Cơ chế hình thành NO tức thời
- + Cơ chế hình thành NO nhiên liệu

Nhiệt độ cháy càng cao và lượng oxy dư thừa càng nhiều thì NO hình thành càng nhiều. Các biện pháp kỹ thuật nhằm hạn chế hình thành NO gồm:

- + Hạn chế lượng không khí trong giới hạn tối thiểu cho phép. Nói cách khác là chọn hệ số không khí thừa tối ưu về mặt cháy kiệt nhiên liệu và hình thành NO.
- + Đốt cháy phân cấp để hạn chế nhiệt độ và hạn chế không khí.
- + Hồi lưu sản phẩm cháy nhằm giảm nồng độ oxy và nhiệt độ.

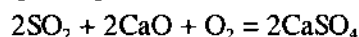
Sự hình thành SO₂ và biện pháp khử:

Trong nhiên liệu bao giờ cũng chứa một lượng lưu huỳnh nhất định dưới dạng H₂S. Khi cháy H₂S tạo nước và SO₂ theo phản ứng:



Nói chung, có hai biện pháp để khử SO₂ trong sản phẩm cháy là đốt và khử SO₂ bằng hấp thụ trước khi thải ra môi trường.

+ Biện pháp đốt: Người ta đưa vào cùng nhiên liệu một lượng thích hợp oxyt canxi (vôi nung) CaO hoặc cacbonat canxi (đá vôi) CaCO₃ hoặc dolomit CaCO₃MgCO₃. Chẳng hạn, đưa vào buồng đốt CaO thì phản ứng khử SO₂ được thực hiện bởi phương trình:



+ Biện pháp hấp thụ. Trong các biện pháp hấp thụ thì biện pháp “rửa” khói bằng dung dịch nước vôi được dùng nhiều nhất và có hiệu quả cao.



CHƯƠNG 17 KIỂM TRA VÀ TỰ ĐỘNG HOÁ HỆ THỐNG SẤY

Theo yêu cầu của công nghệ, khi thiết kế một HTS chúng ta cần bố trí thiết bị kiểm tra và thiết bị tự động điều chỉnh các thông số chủ yếu. Các thông số cần kiểm tra và điều chỉnh trong một HTS có thể là:

- Lưu lượng, nhiệt độ, tốc độ và độ ẩm tương đối của HTS.
- Độ ẩm và nhiệt độ VLS.
- Lượng nhiên liệu tiêu hao.

Vấn đề đo lường, kiểm tra và sơ đồ điều chỉnh các đại lượng nhiệt như lưu lượng, tốc độ, nhiệt độ của một môi chất v.v... đã được nghiên cứu trong giáo trình Kiểm tra và tự động hoá các quá trình nhiệt. Trong chương này giới thiệu những dụng cụ đo và một vài cơ cấu điều chỉnh đặc thù dùng trong HTS.

17.1. XÁC ĐỊNH ĐỘ ẨM CỦA VẬT LIỆU SẤY

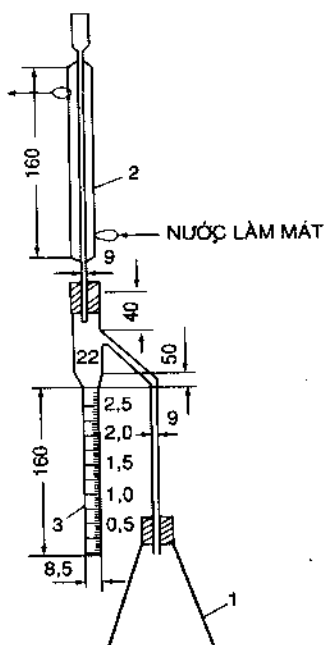
Như trong chương 3 đã thảo luận, ẩm có mặt trong VLS với những liên kết khác nhau. Do đó, việc xác định độ ẩm rất phức tạp, khó đạt được độ chính xác cao và mất nhiều thời gian. Hiện nay có nhiều dụng cụ để xác định độ ẩm (ẩm kế). Tuy nhiên, tất cả các dụng cụ đó đều làm việc theo một số phương pháp nhất định như:

17.1.1. Tủ sấy đo độ ẩm

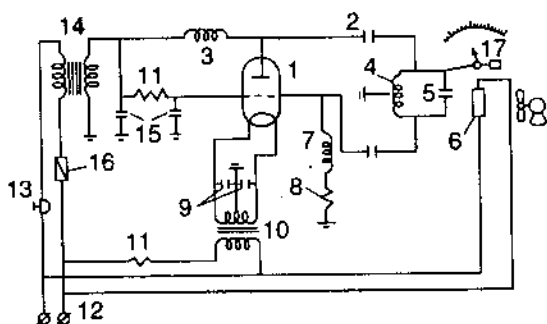
Đây là phương pháp đơn giản và phổ biến hiện nay, được thực hiện trong các tủ sấy với nguồn đốt nóng khác nhau, thường là bằng điện năng trong môi trường không khí. Nhược điểm cơ bản của phương pháp này là thời gian xác định lâu, thường từ (10 ÷ 15) giờ. Hơn nữa, nếu VLS không những chỉ chứa ẩm mà còn chứa các chất dễ bay hơi khác thì khi sấy không chỉ có nước bay hơi mà cả những chất dễ bay hơi cũng bay theo. Do đó, với những vật liệu này kết quả sẽ không chính xác. Đặc biệt, vì tủ sấy làm việc trong không khí nên độ ẩm tương đối của nó cũng ảnh hưởng lớn đến kết quả đo. Để khắc phục ảnh hưởng này và giảm thời gian xác định người ta đã sản xuất các tủ sấy làm việc trong chân không, hoặc không khí thổi vào tủ sấy được làm khô trước nhờ dung dịch hấp nước như dung dịch axit sunfuric. Tuy nhiên, giá thành của những tủ sấy này khá đắt.

Nhiệt độ trong tủ sấy được điều chỉnh tự động trong phạm vi từ $(80 \div 250)^{\circ}\text{C}$ với sai số $\pm 3^{\circ}\text{C}$. Trong các tủ sấy chân không, nguồn nhiệt cung cấp cho quá trình sấy thường là dòng điện cao tần. Thời gian xác định độ ẩm của các mẫu thử, nếu là gỗ trong tủ sấy chân không dùng dòng điện cao tần chỉ mất khoảng $(10 \div 20)$ phút. Hình 17.1 là sơ đồ điện của một tủ sấy xác định độ ẩm của gỗ dùng dòng điện cao tần.

17.1.2. Ẩm kế chưng cất



Hình 17.2. Dụng cụ xác định độ ẩm của VLS theo phương pháp chưng cất



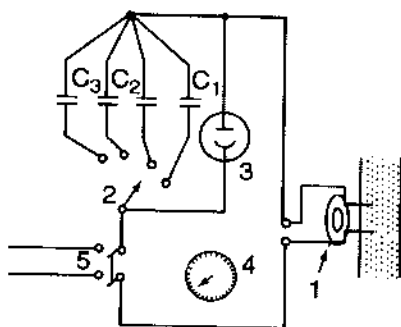
Hình 17.1. Sơ đồ điện của tủ sấy bằng dòng điện cao tần

1. Đèn phát; 2. Tụ điện phân ly anot; 3. Cuộn cảm anot cao tần; 4. Cuộn tự cảm; 5. Vật liệu sấy; 6. Điện trở đốt nóng với quạt; 7. Cuộn cảm cao tần; 8. Điện trở tiếp đất; 9. Tụ; 10. Biến áp đốt nóng; 11. Điện trở ổn định; 12. Nguồn cấp; 13. Hộp ngắt; 14. Biến áp anot; 15. Tiếp xúc hộp; 16. Bộ bảo vệ; 17. Cần tự động.

Nguyên lý của dụng cụ xác định độ ẩm VLS theo phương pháp này cho trên hình 17.2. Tác nhân trung gian trong phương pháp chưng cất phải là một chất lỏng không độc hại, không hoà tan trong nước, nhẹ hơn nước và có nhiệt độ sôi cao hơn nhiệt độ sôi của nước. Tác nhân thích hợp thường dùng là một carbua thơm như toluene (C_7H_8) có nhiệt độ sôi bằng 111°C . Người ta cho VLS cùng với toluen vào bình thủy tinh (1) có dung tích 250 cm^3 . Bình được đốt nóng đến nhiệt độ sôi của toluene (111°C). Ở nhiệt độ này, toàn bộ nước có trong vật liệu đều bay hơi hết cùng với sự bay hơi của toluene. Hỗn hợp hơi nước và toluen dẫn vào ống được làm lạnh (2) rồi từ đây ngưng tụ rơi xuống ống đo thể tích có khắc độ (3) với dung tích 2 cm^3 . Vì nước nặng hơn toluen nên phần trên ống đo thể tích (3) là toluen và phần dưới là nước ngưng tụ. Xác định được thể tích nước trong ống đo thể tích sẽ biết được toàn bộ khối lượng nước và hơi nước chứa trong VLS. Căn cứ vào các công thức giới thiệu trong chương 3 dễ dàng xác định được độ ẩm của VLS.

Thời gian xác định độ ẩm của một mẫu VLS theo phương pháp chưng cất khoảng 2 giờ với độ chính xác 0,01. So với tủ sấy phương pháp này chính xác

hơn, nhanh hơn và không đòi hỏi điều chỉnh nhiệt độ vì toluen sôi ở nhiệt độ nhất định (111°C). Tuy nhiên, phương pháp này chỉ dùng để xác định độ ẩm của VLS dạng bột, hạt hoặc mảnh nhỏ.



Hình 17.3. Sơ đồ của ắc kế điện trở

17.1.3. Ắc kế điện trở

Phần lớn các VLA có điện trở tăng khi độ ẩm giảm. Nếu biết được quan hệ này thì có thể đo độ ẩm của VLS thông qua đo điện trở của nó. Hình 17.3 là sơ đồ của ắc kế điện trở. Bản chất của ắc kế này hoạt động như sau: Dòng điện đi qua một lớp VLS có điện trở R tích điện cho một trong các tụ điện $C_1, C_2, C_3, \dots$ cho đến lúc điện áp giữa hai bản cực chưa đạt đến điện áp thấp sáng một bóng đèn neon (3). Giả sử khi điện áp đạt giá trị E thì đèn (3) loé sáng. Theo kỹ thuật điện, thời gian giữa thời điểm ban đầu cung cấp một dòng điện đến lúc đèn neon loé sáng τ tỷ lệ thuận với điện trở R theo quan hệ:

$$\tau = \ln \left(\frac{U}{U - E} \right) RC \quad (17.1)$$

Trong đó: τ – thời gian (s); U – điện áp nguồn (V); E – điện áp thấp sáng đèn neon (V); R – điện trở cần đo (Ω); C – điện dung (F).

Như vậy, nếu biết quan hệ giữa độ ẩm của vật liệu và điện trở R thì quan hệ tuyến tính đơn giản (17.1) cho phép chúng ta khắc độ trong các ắc kế loại này.

Ắc kế điện trở có nhiều ưu điểm: đơn giản, thời gian đo nhanh, khoảng (40 ÷ 60)s nhưng độ chính xác chỉ đạt được (1 ÷ 2)% trong phạm vi đo (7 ÷ 28)%.

17.1.4. Các loại ắc kế điện khác

Ngoài quan hệ giữa điện trở thay đổi theo độ ẩm chúng ta thấy điện dung C giữa hai bản cực của một tụ điện chứa đầy VLA cũng thay đổi theo độ ẩm. Ắc kế hoạt động theo nguyên lý này gọi là ắc kế điện dung. Độ dẫn điện của VLA cũng phụ thuộc vào độ ẩm. Do đó, để tăng độ chính xác trong ắc kế điện dung người ta dùng dòng điện cao tần.

Người ta cũng thấy rằng, độ ẩm trong vật liệu làm thay đổi (thường là làm yếu) cường độ của các tia phóng xạ như tia beta, tia gamma v.v... Ắc kế hoạt động theo tính chất này gọi là ắc kế phóng xạ, có ưu điểm là kết quả đo không phụ thuộc vào nhiệt độ và sự phân bố ẩm trong vật liệu; và có thể xác định được độ ẩm trong một khoảng rất rộng từ (0 ÷ 100%).

17.2. KIỂM TRA TÍNH ĐỒNG ĐỀU CỦA SẢN PHẨM SẤY

Như trong các chương trước chúng ta đã thấy, sấy là một quá trình công nghệ, trong đó sản phẩm phải được sấy khô với chất lượng tốt nhất trong điều kiện tiêu tốn năng lượng ít nhất. Trong số các chỉ tiêu chất lượng của sản phẩm, tính đồng đều về độ ẩm của sản phẩm là một chỉ tiêu quan trọng cần phải kiểm tra chặt chẽ. Do nhiều lý do, độ ẩm của sản phẩm hoàn toàn như nhau theo yêu cầu trong cả khối vật liệu là rất khó thực hiện. Do đó, kiểm tra tính đồng đều về độ ẩm được thực hiện theo phương pháp thống kê. Tùy loại vật liệu và tùy yêu cầu về tính đồng đều chúng ta tiến hành xác định độ ẩm nhờ một trong các dụng cụ đã giới thiệu trên đây ở một số điểm do nhất định. Xử lý các số liệu để đưa ra được một độ ẩm trung bình với một sai số nào đó là một bài toán xử lý các số liệu thí nghiệm. Cơ sở lý thuyết của bài toán này được trình bày trong các giáo trình về phương pháp tính hoặc cụ thể hơn trong các sách chuyên khảo về phương pháp xử lý số liệu thí nghiệm. Dưới đây trình bày nội dung cơ bản của phương pháp đó.

Chẳng hạn, ẩm của sản phẩm ở N điểm được xác định tương ứng bằng ω_n ($n = 1, N$). Khi đó độ ẩm trung bình của sản phẩm sấy ω_{tb} bằng:

$$\omega_{tb} = \frac{\sum_{n=1}^N \omega_n}{N} \quad (17.2)$$

Khi đó, nếu lấy độ ẩm của sản phẩm sấy bằng ω_{tb} với một phương sai σ bằng:

$$\sigma = \pm \sqrt{\frac{\sum_{n=1}^N (\omega_n - \omega_{tb})^2}{N - 1}} \quad (17.3)$$

Chẳng hạn, cần kiểm tra độ ẩm của thuốc lá sau khi sấy trong buồng sấy cho ở chương 5. Chúng ta xác định độ ẩm của vật liệu trên 3 tầng: tầng (1) trên cùng, tầng (2) chính giữa và tầng (3) cuối cùng. Trong mỗi tầng chúng ta kiểm tra 5 mẫu ứng với các góc và tâm của tiết diện. Kết quả xác định độ ẩm ω (%) ở các điểm lấy mẫu như sau:

Tầng (1)	15,3	14,6	16,5	15,6	14,5
Tầng (2)	14,7	13,8	15,2	14,6	14,1
Tầng (3)	12,5	14,2	14,3	12,6	13,8

Khi đó, độ ẩm trung bình của mỗi tầng bằng:

$$\omega_{tb1} = \frac{13,5 + 14,6 + 25,5 + 15,6 + 14,5}{5} = 14,58\%$$

$$\omega_{th2} = \frac{14,7 + 13,8 + 14,2 + 13,8 + 12,8}{5} = 13,86\%$$

$$\omega_{th3} = \frac{12,6 + 13,2 + 12,6 + 11,5 + 10,6}{5} = 12,1\%$$

Độ ẩm trung bình của 5 mẫu đo theo (17.2) bằng:

$$\omega_{th} = \frac{14,58 + 13,86 + 12,1}{3} = 13,5\%$$

Giá trị tuyệt đối của độ lệch giữa ω_n và ω_{th} $|\omega_n - \omega_{th}| \%$ cho ở bảng sau:

Tầng (1)	0	1,1	1	2,1	1
Tầng (2)	1,2	0,3	0,7	0,3	0,7
Tầng (3)	0,9	0,3	0,9	2	2,9

Do đó, phương sai σ bằng:

$$\sigma = \sqrt{\frac{3(0,3)^2 + 2(0,7)^2 + 2(0,9)^2 + 2(1)^2 + (1,1)^2 + (1,2)^2 + (2)^2 + (2,1)^2 + 2,9}{15 - 1}}$$

$$= 1,3\%$$

17.3. KIỂM TRA CHẾ ĐỘ SẤY

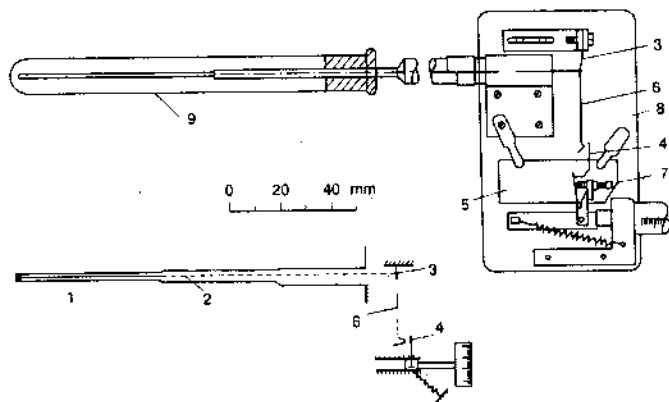
Như các chương trước chúng ta đã biết, chế độ sấy thông thường được hiểu là nhiệt độ, độ ẩm và tốc độ TNS. Do đó, cần kiểm tra chế độ sấy các đại lượng này của TNS ở những điểm cần thiết.

Nhiệt độ tác nhân sau và trước TBS thông thường nằm trong phạm vi $(40 \div 250)^\circ\text{C}$ và cao nhất là 500°C . Do đó, tùy phạm vi nhiệt độ chúng ta có thể sử dụng nhiệt kế thủy phân, nhiệt kế điện trở v.v... Nguyên lý và cấu tạo của các nhiệt kế có thể tham khảo trong giáo trình về đo lường và tự động hoá các quá trình nhiệt. Phần này chỉ giới thiệu các dụng cụ đo độ ẩm và tốc độ tác nhân.

17.3.1. Xác định độ ẩm của TNS

a) Ẩm kế dây tóc

Ẩm kế dây tóc là loại ẩm kế làm việc theo nguyên lý: Khi độ ẩm của môi trường thay đổi thì chiều dài của dây tóc cũng thay đổi. Hình 17.4 là sơ đồ cấu tạo của ẩm kế dây tóc.

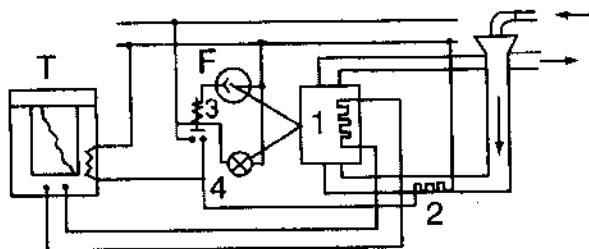


Hình 17.4. Sơ đồ cấu tạo ẩm kế dây tóc

1. Dây tóc (30 + 70)mm với đường kính 0,05mm;
2. Dây kéo; 3. Lò xo;
4. Kim tính; 6. Kim chỉ;
7. Bộ hiệu chỉnh; 8. Bảng điều khiển.

b) Ẩm kế ngưng tụ

Để đo độ ẩm của môi chất ở nhiệt độ cao người ta sử dụng ẩm kế làm việc trên nguyên tắc đo nhiệt độ điểm đọng sương. Hình 17.5 là một trong các sơ đồ của ẩm kế ngưng tụ, ống trụ tròn (1) có mặt ngoài được gia công nhẵn bóng đóng vai trò như một mặt gương tiếp xúc với môi chất cần xác định độ ẩm. Phía trong hình trụ cho một chất lỏng làm lạnh liên tục chảy qua với nhiệt độ được điều chỉnh bằng bộ đốt nóng bằng điện (2).

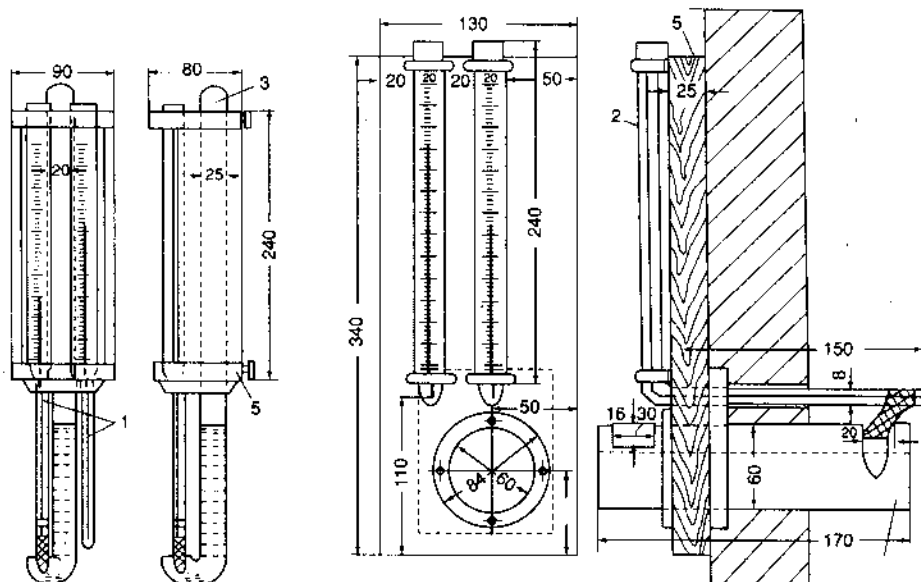


Hình 17.5. Sơ đồ một loại ẩm kế ngưng tụ

Để duy trì nhiệt độ của dịch thể làm lạnh người ta dùng role điện từ (3) và tế bào quang điện (F). Tế bào quang điện (F) sẽ nhận được tia sáng của bóng đèn (4) qua sự phản xạ của gương. Khi nhiệt độ vách trụ hay nhiệt độ mặt gương bằng nhiệt độ đọng sương thì trên mặt gương sẽ xuất hiện sương mù. Chính sương mù đọng lại trên mặt gương đã làm giảm dòng ánh sáng phản xạ đến tế bào quang điện (F). Kết quả là role điện từ (3) tác động và ngắt dòng điện vào bộ đốt nóng (2). Căn cứ vào nhiệt độ đọng sương người ta xác định được độ ẩm của môi chất.

c) Ẩm kế bay hơi đoạn nhiệt (Psychometre)

Trong kỹ thuật sấy, với nhiệt độ tác nhân nhỏ hơn 100°C người ta thường dùng ẩm kế làm việc trên cơ sở xác định nhiệt độ bay hơi đoạn nhiệt của nhiệt kế ướt. Cơ sở của ẩm kế này cũng như ảnh hưởng của tốc độ tác nhân đã trình bày trong chương 2. Công thức giải tích xác định phân áp suất hơi nước bão hòa theo nhiệt độ mà tác giả đã kiến nghị cho phép kết hợp phương pháp này với máy tính để hiển thị giá trị độ ẩm cần đo. Hình 17.6 biểu diễn cấu tạo của psychometre.



Hình 17.6. Cấu tạo psychrometre

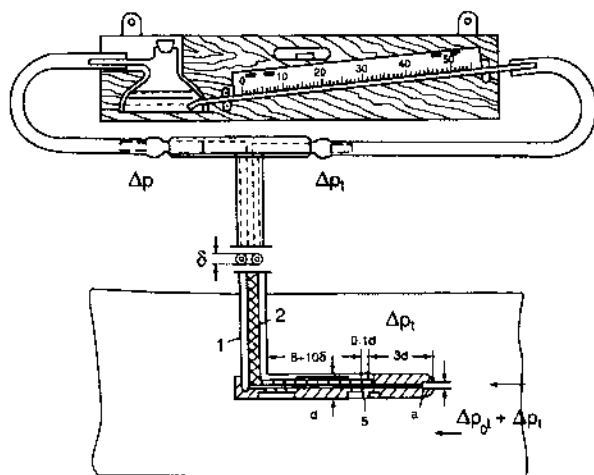
1, 2. Nhiệt kế; 3. Ống thủy tinh; 4. Bình nước; 5. Khung gỗ.

17.3.2. Xác định tốc độ TNS

a) Ống đo tốc độ

Để đo tốc độ dòng tác nhân sấy lớn hơn 4 m/s người ta thường dùng ống đo tốc độ. Thực chất đây là 1 ống áp kế (pneumetrique) kết hợp với 1 micromanometre.

Nguyên lý cấu tạo của ống đo tốc độ cho trên hình 17.7. Trong ống cong (1) có một đầu hở (a) hướng ngược chiều với dòng khí dùng để đo áp suất toàn phần Δp . Kênh khác (2) của ống có một cửa nghen (σ) vuông góc với dòng chảy dùng để đo áp suất tĩnh Δp_t . Ống pneumetrique được nối với 1 micromanometre. Khi đó, micromanometre sẽ chỉ



Hình 17.7. Sơ đồ pneumetrique với micromanometre

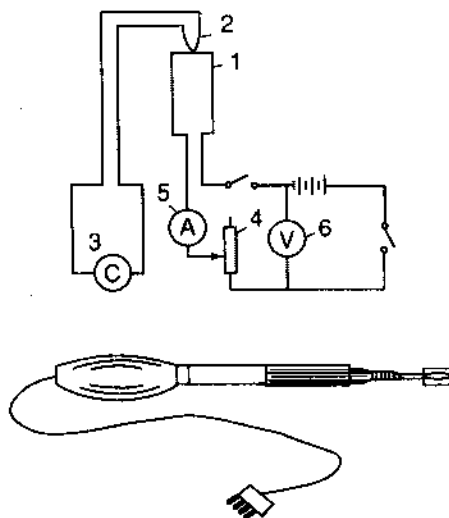
áp suất động Δp_d . Sau khi đã tính đến ảnh hưởng của chế độ chảy rối qua hệ số $(1,04 \div 1,05)$ tốc độ dòng môi chất xác định bằng công thức:

$$v \approx 4,43 \sqrt{\frac{\Delta p_d}{\rho}} \quad (17.4)$$

Trong đó: Δp_d – cột áp (mmH₂O); ρ – khối lượng riêng của môi chất (kg/m³).

b) Phong tốc kế (Anemometre)

Khi tốc độ dòng TNS nhỏ hơn 4m/s thì hiệu số cột chất lỏng trong micromanometre quá bé nên khó xác định chính xác. Khi đó, chúng ta thường dùng phong tốc kế (anemometre). Hình 17.8 biểu diễn cấu tạo và sơ đồ điện của phong tốc kế. Dụng cụ này hoạt động như sau: Một sợi nikencrom hay platin (1) dài (10 ÷ 12) mm có đường kính 0,5mm được đốt nóng bằng điện đến nhiệt độ (300 ÷ 350)⁰C nhờ một acquy hoặc pin có điện thế (1,8 ÷ 2)V. Để duy trì dòng điện không đổi chúng ta dùng biến trở (4). Kiểm tra điện áp của pin và dòng điện mắc thêm một Von kế (6) và Ampe kế (5). Nhiệt độ đốt nóng được xác định bởi cặp nhiệt (2). Với dòng điện và điện trở của dây (1) không đổi thì nhiệt độ của dây (1) chỉ phụ thuộc vào tốc độ của dòng TNS. Tốc độ tác nhân càng lớn thì nhiệt độ dây càng bé và ngược lại. Sự thay đổi tốc độ của dòng tác nhân được ghi lại qua giá trị của dòng hay hiệu số điện thế. Kinh nghiệm cho hay, khi dòng có độ rối lớn thì phong tốc kế này có thể phạm phải sai số (10 ÷ 15)%.



Hình 17.8. Sơ đồ điện và hình dáng bên ngoài của phong tốc kế

17.4. TỰ ĐỘNG HOÁ HỆ THỐNG SẤY

17.4.1. Những vấn đề chung của tự động hoá hệ thống sấy

Trên quan điểm điều khiển tự động thì HTS là một hệ thống rất phức tạp do các quá trình trong đó như quá trình cháy, trao đổi nhiệt, trao đổi ẩm v.v... là những quá trình có quán tính lớn. Do đó, mức độ tự động hoá phụ thuộc vào từng quá trình, từng hệ thống.

Với HTS làm việc liên tục thì tự động hoá HTS là tự động điều chỉnh các thông số của chế độ sấy trong suốt quá trình sấy. Chẳng hạn điều chỉnh nhiệt độ và độ ẩm của TNS trong từng giai đoạn hoặc từng vùng khác nhau của TBS.

Trong HTS làm việc gián đoạn theo từng mẻ, tự động hoá là tự động điều chỉnh các thông số của chế độ sấy theo từng khoảng thời gian theo yêu cầu công nghệ.

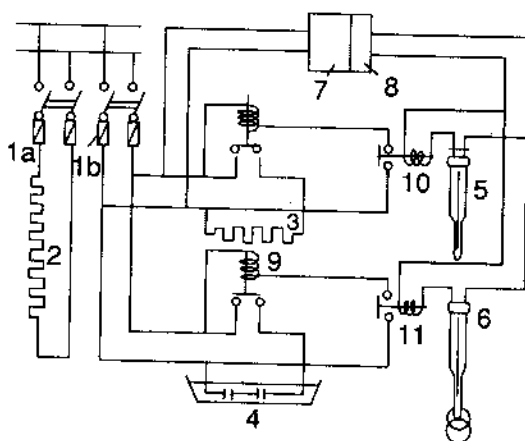
Ngoài ra, vấn đề đưa VLS vào, ra của một HTS cũng cần phải tiến hành tự động hoá qua các cơ cấu nạp liệu và tháo liệu tự động.

Trong các HTS, đặc biệt là HTS dùng khối lò làm tác nhân thì vấn đề tránh cháy nổ cũng là một trong những nội dung của điều chỉnh tự động. Khi đó, chúng ta phải sử dụng hệ thống báo hiệu, bảo vệ chống cháy, chống nổ.

Như vậy, nội dung tự động điều chỉnh trong một HTS rất rộng và đa dạng như điều chỉnh nhiệt độ, độ ẩm, lưu lượng, quá trình cháy hay tự động nạp liệu và tháo liệu v.v... Cơ sở của tự động điều chỉnh nói chung và tự động điều chỉnh các quá trình nhiệt nói riêng đã được học trong giáo trình tương ứng. Tuy nhiên, nhiệt độ và độ ẩm của tác nhân là hai thông số quan trọng và đặc thù trong kỹ thuật sấy. Vì vậy, phần này giới thiệu một sơ đồ tự động điều chỉnh nhiệt độ và độ ẩm tương đối của TNS thường dùng trong HTS.

17.4.2. Tự động điều chỉnh nhiệt độ và độ ẩm của TNS

Chẳng hạn khi dùng calorifer khí – điện có thể sử dụng sơ đồ điều chỉnh ở hình 17.9. Hệ thống có thể điều chỉnh bằng tay nhờ đóng ngắt dòng điện qua calorifer (3). Với tư cách là một cảm biến người ta dùng nhiệt kế thuỷ ngân tiếp xúc (5) và (6). Cả hai nhiệt kế này đều được đặt trong không gian TBS cần điều chỉnh nhiệt độ và độ ẩm. Nhiệt kế tiếp xúc thuỷ ngân – nhiệt kế khô (5) dùng làm cảm biến đóng hoặc ngắt dòng điện qua rơle (10) và rơle sẽ đóng ngắt tiếp điểm (9), nhờ đó calorifer (3) được nối hoặc không nối với nguồn. Tương tự, nhiệt kế tiếp xúc thuỷ ngân – nhiệt kế ướt (6) dùng làm cảm biến dòng ngắt điện hệ thống phun ẩm.



Hình 17.9. Sơ đồ điều chỉnh nhiệt độ và độ ẩm

- 1a. Cầu dao; 1b. Cầu chì; 2. Calorifer đóng ngắt bằng tay; 3. Calorifer đóng ngắt tự động; 4. Cái đốt nóng nước; 5. Nhiệt kế tiếp xúc thuỷ ngân (nhiệt kế khô); 6. Nhiệt kế tiếp xúc thuỷ ngân (nhiệt kế ướt); 7. Máy biến áp; 8. Bộ nắn dòng; 9. Tiếp điểm; 10, 11. Rơ le đốt nóng và phun ẩm.

Trong HTS dùng calorifer khí – hơi thì việc điều chỉnh nhiệt độ TNS thông thường được điều chỉnh qua áp suất hơi đưa vào calorifer. Có nhiều sơ đồ điều chỉnh áp suất hơi, bạn đọc có thể tìm đọc trong các giáo trình đo lường và tự động hoá các quá trình nhiệt.

PHỤ LỤC

Phụ lục 1. Thông số vật lý của một số thực phẩm

Thực phẩm	ω (kg/kg)	ρ (kg/m ³)	C (kJ/kgK)	λ (W/mK)	$\alpha \cdot 10^8$ (m ² /s)
Khoai tây	0,797	1034	3,620	0,59	15,8
Củ cải đỏ	0,871	1050	3,830	0,48	18,0
Cà rốt	0,887	1035	3,870	0,55	13,7
Củ cải (b)	0,869	976	3,820	0,52	13,9
Củ cải (r1)	0,898	1000	3,896	0,56	14,3
Củ cải (r2)	0,921	920	3,960	0,42	9,8
Cần tây	0,880	952	3,850	0,51	13,9
Rau mùi	0,890	1010	3,872	0,49	12,5
Cải bắp	0,915	702	3,970	0,34	12,2
Rau dền	0,930	954	3,998	0,61	16,1
Hành	0,867	944	3,820	0,35	9,7
Tỏi	0,626	964	3,140	0,51	16,9
Quả bầu	0,877	950	3,401	0,50	14,7
Dưa chuột	0,962	924	4,036	0,44	11,8
Cà chua	0,942	1023	4,020	0,57	13,9
Quả táo	0,856	829	3,580	0,40	13,4
Quả lê	0,847	1010	3,810	0,51	13,4
Quả mận	0,886	1130	3,868	0,55	12,6
Quả anh đào	0,837	1081	3,790	0,52	15,1
Quả đào	0,885	930	3,858	0,58	16,2
Quả chanh	0,881	1072	3,860	0,58	14,0
Quả nho	0,795	1068	3,620	0,51	13,1
Nấm	0,874	771	3,84	0,23	7,7
Thóc	0,14	500	1,50	0,09	
Lúa mì	0,14	795	1,50	0,10	

Phụ lục 2. Thông số vật lý của một số vật liệu

Vật liệu	ρ (kg/m ³)	λ (W/mK)	C (kJ/kgK)
Bê tông xi măng	1500	0,7	0,8
Bê tông đá dăm	2000	1,28	0,084
Cát	1650	1,13	2,09
Cao su	1200	0,13 ÷ 0,16	1,38
Cartông	—	0,19	—
Cartông amiăng	900	(0,16 ÷ 0,17)10 ⁻³ t	0,816
Da	—	0,38	1,046 ÷ 1,42
Da thuộc	—	0,14 ÷ 0,16	—
Đất sét	1600 ÷ 2000	0,7 ÷ 0,9	0,84
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 dẻ	600	0,15	2,51
Gạch	1700 ÷ 1900	0,7 ÷ 0,8	0,84 ÷ 0,88
Mica	2600 ÷ 3200	0,46 ÷ 0,58	—
Mùn cưa	—	0,052 ÷ 0,069	—
Sứ	2400	1,04	1,09
Thạch cao	1250	0,43	0,80 ÷ 0,92
Than đá	1200 ÷ 1350	0,24 ÷ 0,27	—
Vữa trát tường	1600 ÷ 1800	0,70 ÷ 1,20	0,84

Phụ lục 3. Các tiêu chuẩn đồng dạng chính trong kỹ thuật sấy

Tên gọi	Ký hiệu	Công thức	Ý nghĩa vật lý
Fourier	FO	$\frac{\alpha \tau}{l^2}$	Thời gian
Raynol	Re	$\frac{\omega l}{\nu}$	Tính chất chuyển động

Tên gọi	Ký hiệu	Công thức	Ý nghĩa vật lý
Gratgóp	Gr	$\frac{g\beta l^3 \Delta t}{\nu^2}$	Đặc trưng lực tự năng
Prăng truyền nhiệt	Pr	$\frac{\nu}{a}$	Quán tính trường ma sát với trường nhiệt độ
Prăng truyền chất	Pr_m	$\frac{\nu}{a_m}$	Quán tính trường ma sát so với nồng độ
Nussen truyền nhiệt	Nu	$\frac{\alpha l}{\lambda}$	Cường độ giữa truyền nhiệt đối lưu và dẫn nhiệt trong lớp biên
Nussen truyền chất	Nu_m	$\frac{\alpha_m l}{\lambda_m}$	Cường độ giữa truyền chất và khuếch tán trong lớp biên
Biot truyền nhiệt	Bi	$\frac{\alpha l}{\lambda}$	Cường độ giữa truyền nhiệt đối lưu và dẫn nhiệt trên bề mặt
Biot truyền chất	Bi_m	$\frac{\alpha_m l}{\lambda_m}$	Cường độ giữa truyền chất và khuếch tán trên bề mặt
Kirpichec về Dẫn nhiệt	Ki	$\frac{ql}{\lambda \Delta t_0}$	Cường độ giữa truyền nhiệt đối lưu và dẫn nhiệt trên bề mặt
Kirpichec về dẫn chất	Ki_m	$\frac{q_m l}{a_m u_0 \rho_0}$	Cường độ giữa dòng nhiệt trên biên và dòng nhiệt trong vật liệu
Luikov	Lu	$\frac{a_m}{a}$	Quán tính giữa trường nhiệt độ và trường nồng độ
Rebinder	Rb	$\frac{C \cdot du}{rdt}$	Quan hệ giữa năng lượng đốt nóng và năng lượng bốc hơi
Pamerans	P_0	$\frac{q_v l^2}{\lambda \Delta t}$	Quan hệ giữa nguồn nhiệt và dẫn nhiệt
Phêdôrôp	Fe	$\sqrt{\frac{4l^3 (\rho_v - \rho_k) g}{\nu^2 \rho_k}}$	Quan hệ giữa lực nâng không khí và vật liệu
Accimets	Ar	$\frac{l^3 (\rho_v - \rho_k) g}{\nu^2 \rho_k}$	Quan hệ giữa lực nâng không khí và vật liệu
Ly	Ly	$\frac{\omega \rho_k^2}{\rho_k \rho_v g}$	Quan hệ giữa lực nâng không khí và vật liệu

Phụ lục 4. Độ ẩm bảo quản các hạt ngũ cốc

Vật liệu	$\omega_{\min}$ (%)	ω_{tb} (%)	$\omega_{\max}$ (%)
Lúa, mỳ	14	15,5	17
Ngô	14	17	20
Kê	13,5	15	17
Đậu nành	16	18	20
Các loại đậu	14	17	19
Hạt hướng dương	15	17	20
Hạt dẻ	11	12	14

Phụ lục 5. Thể tích không khí ẩm của 1kg không khí khô v (m^3/kg_{kk}) theo nhiệt độ và độ ẩm tương đối khi $p = 745 \text{ mmHg}$

t (°C)	ϕ (%)						
	100	90	70	50	30	10	0
-10	0,762	0,762	0,762	0,761	0,761	0,761	0,760
0	0,794	0,794	0,793	0,792	0,791	0,790	0,789
5	0,811	0,810	0,809	0,807	0,806	0,804	0,804
10	0,828	0,827	0,825	0,823	0,821	0,819	0,818
20	0,867	0,865	0,861	0,857	0,853	0,849	0,847
30	0,915	0,911	0,903	0,895	0,887	0,880	0,876
40	0,977	0,970	0,954	0,940	0,925	0,912	0,905
50	1,07	1,05	1,02	0,996	0,970	0,945	0,934
60	1,44	1,17	1,12	1,07	1,02	0,982	0,963
70	1,20	1,38	1,27	1,17	1,09	1,02	0,992
80	1,95	1,79	1,53	1,34	1,19	0,07	1,02
90	3,57	2,88	2,08	1,63	1,33	1,13	1,05
99,4	∞	10,9	3,63	2,17	1,54	1,20	1,08
100	∞	10,9	3,63	2,17	1,55	1,20	1,07
120	∞	11,5	3,82	2,28	1,63	1,26	1,11
140	∞	12,0	4,01	2,40	1,71	1,33	1,19
160	∞	12,6	4,19	2,51	1,79	1,39	1,25

t (°C)	φ (%)						
	100	90	70	50	30	10	0
180	∞	13,2	4,38	2,63	1,87	1,46	1,31
200	∞	13,7	4,57	2,74	1,96	1,52	1,37
220		14,3	4,76	2,86	2,04	1,58	1,42
240	∞	14,9	4,95	2,97	2,12	1,65	1,48
260	∞	15,4	5,15	3,09	2,20	1,71	1,54
280	∞	16,0	5,34	3,20	2,28	1,78	1,60
300	∞	16,6	5,53	3,32	2,37	1,84	1,66
400	∞	19,5	6,49	3,89	2,78	2,16	1,94
500	∞	22,3	7,45	4,47	3,19	2,48	2,23
600	∞	25,2	8,41	5,05	3,60	2,80	2,52
700	∞	28,1	9,37	5,62	4,02	3,12	2,81
800	∞	31,0	10,3	6,20	4,43	3,45	3,10

Phụ lục 6. Thông số vật lý của không khí khô

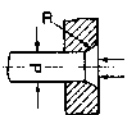
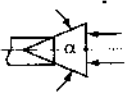
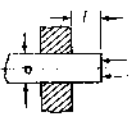
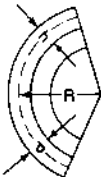
t (°C)	ρ (kg/m³)	C (kJ/kg)	λ.10 ² (W/mK)	α.10 ⁸ (m²/s)	μ.10 ⁶ (N.s/m²)	ν.10 ⁶ (m²/s)	Pr
-50	1,584	1,103	2,04	12,7	14,6	9,23	0,728
-40	1,515	1,013	2,12	13,8	15,2	10,04	0,728
-30	1,453	1,013	2,20	14,9	15,7	10,80	0,723
-20	1,395	1,009	2,28	16,2	16,2	12,79	0,716
-10	1,342	1,009	2,36	17,4	16,7	12,43	0,712
0	1,293	1,005	2,44	18,8	17,2	13,28	0,707
10	1,247	1,005	2,51	20,0	17,6	14,16	0,705
20	1,205	1,005	2,59	21,4	18,1	15,06	0,703
30	1,165	1,005	2,67	22,9	18,6	16,00	0,701
40	1,128	1,005	2,76	24,3	19,1	16,96	0,699

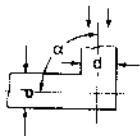
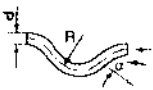
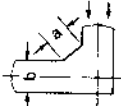
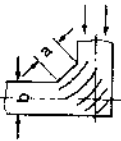
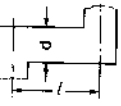
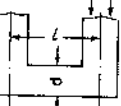
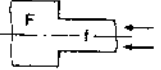
$t(^{\circ}\text{C})$	ρ (kg/m^3)	C_p (kJ/kg)	$\lambda \cdot 10^2$ (W/mK)	$a \cdot 10^8$ (m^2/s)	$\mu \cdot 10^6$ (N.s/m^2)	$\nu \cdot 10^6$ (m^2/s)	Pr
50	1,093	1,005	2,83	25,7	19,6	17,95	0,698
60	1,060	1,005	2,90	27,2	20,1	18,97	0,696
70	1,029	1,009	2,96	28,6	20,6	20,02	0,694
80	1,000	1,009	3,05	30,2	21,1	21,09	0,692
90	0,972	1,009	3,13	31,2	21,5	22,10	0,690
100	0,946	1,009	3,21	33,6	21,9	23,13	0,688
120	0,898	1,009	3,34	36,8	22,8	24,45	0,686
140	0,854	1,013	3,49	40,3	23,7	27,80	0,684
160	0,815	1,017	3,64	43,9	24,5	30,09	0,682
180	0,779	1,022	3,78	47,5	25,3	32,49	0,681
200	0,746	1,026	3,99	51,4	26,0	34,85	0,680
250	0,674	1,039	4,27	61,0	27,4	40,61	0,677
300	0,615	1,047	4,60	71,6	29,7	48,33	0,674
350	0,566	1,059	4,91	81,9	31,4	55,46	0,676
400	0,524	1,068	5,21	93,1	33,0	63,09	0,678
500	0,456	1,093	5,74	115,3	36,2	79,38	0,687
600	0,404	1,114	6,22	138,3	39,1	96,89	0,699
700	0,362	1,135	6,71	163,4	41,8	115,4	0,706
800	0,329	1,156	7,18	188,8	44,3	134,8	0,713
900	0,301	1,172	7,63	216,2	46,7	115,1	0,717
1000	0,277	1,185	8,07	245,9	49,0	177,1	0,719
1100	0,257	1,197	8,50	276,2	51,2	199,3	0,722
1200	0,239	1,210	9,15	316,5	53,5	133,7	0,724

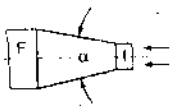
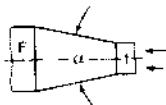
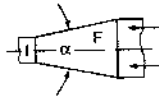
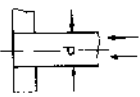
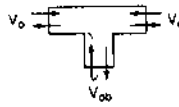
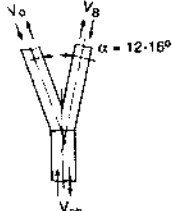
Phụ lục 7. Kích thước, đường kính tương đương, hệ số hình dáng và khối lượng 1000 hạt của một số ngũ cốc

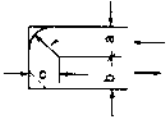
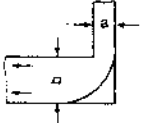
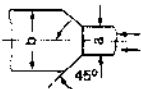
Vật liệu	Kích thước hạt (mm)			d_{td}	φ_{hd}	G (g)
	Dày	Rộng	Dài			
Lúa mỳ	1,5 ÷ 3,8	1,6 ÷ 4	4,2 ÷ 8,6	2,72	1,45	22 ÷ 42
Thóc	1,2 ÷ 2,8	2,5 ÷ 4,3	5 ÷ 12	2,76	1,68	24 ÷ 31
Ngô	3 ÷ 8	5 ÷ 11	5,2 ÷ 14	7,5	1,03	205 ÷ 345
Kê	1 ÷ 2,2	1,2 ÷ 3	1,8 ÷ 3,2	1,38	1,35	60 ÷ 65
Đậu	3,5 ÷ 8	3,7 ÷ 8	4,8	6,2	1,00	155

Phụ lục 8. Trở lực cục bộ của dòng chảy

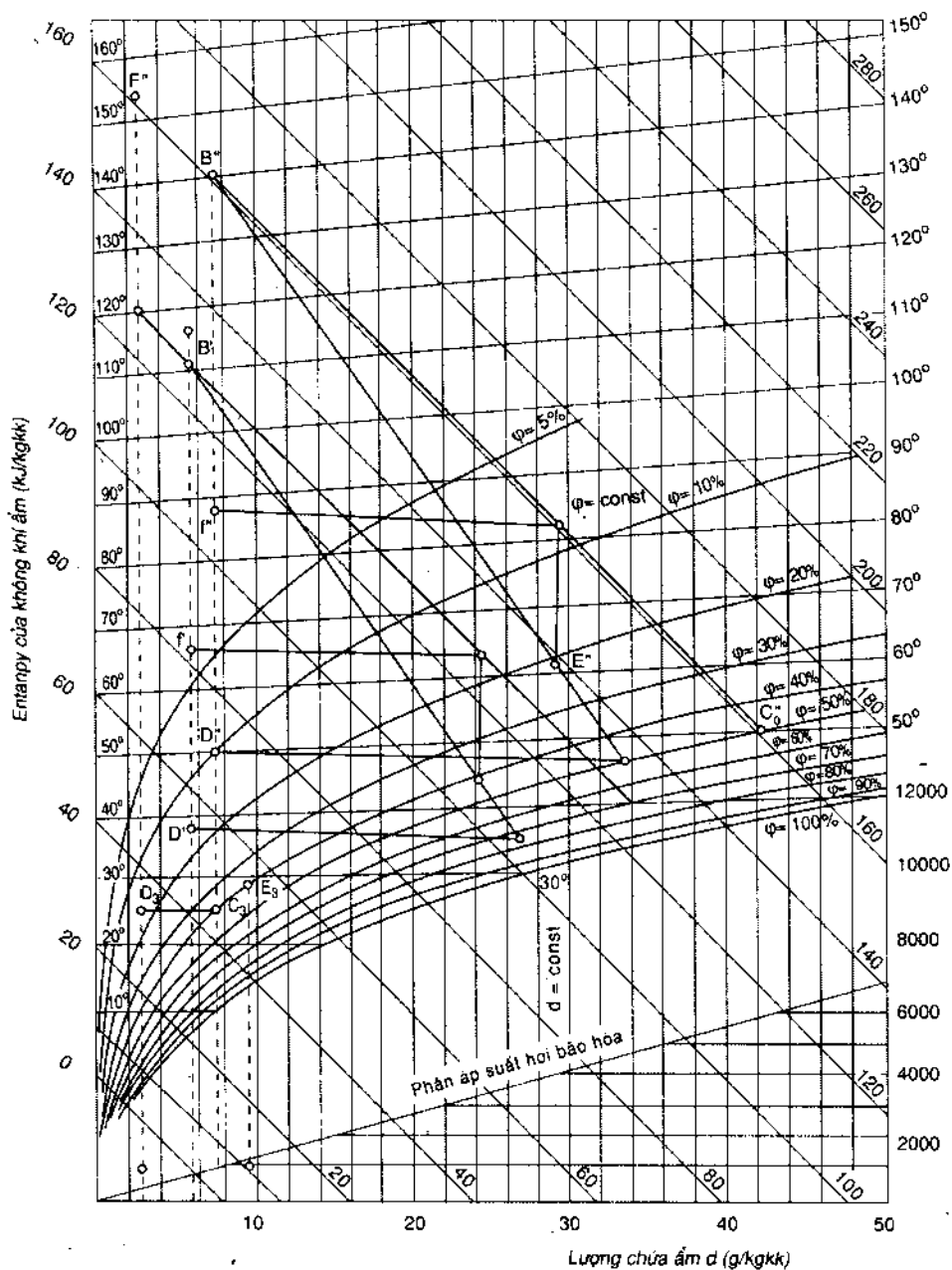
Điều kiện dòng chảy	Hình dáng		ξ	Chú thích
1. Cửa vào		Cạnh sắc Cạnh tròn $R = 0,1d$	0,3 0,1	Tốc độ lớn
2. Đốt thu		$\alpha = 45^\circ$	0,05	
3. Cửa vào		$l = (1,5 \div 2)d$	0,85	
4. Cong (ống tròn, vuông và chữ nhật)		$\frac{R}{d} = 1; \xi_1 = 0,25$ $\frac{R}{d} = 2; \xi_1 = 0,15$ $\frac{b}{h} = 0,51; 1; 1,5; 2$ $\eta = 1,5; 1; 0,67; 0,46$ $a = 45^\circ, 90^\circ, 120^\circ, 180^\circ$ $H = 0,03; 1; 1,15; 1,4$	$\xi = \xi_{1, \eta \eta}$	– Tiết diện chữ nhật, thì $b = d$ – Tiết diện hình tròn, $\eta = 1$

5. Ống tròn vuông gập		$\alpha = 90^\circ; 120^\circ; 135^\circ; 150^\circ$ $\xi_2 = 1,1; 0,55; 0,25; 0,25$	$\xi = \xi_{2\mu\eta}$	Tiết diện chữ nhật η lấy như trong 4, khi $h = d$. Với ống tròn, $\eta = 1$
6. Ống tròn và vuông lượn		$\frac{R}{d} = 1,5$ $\alpha = 30^\circ; 45^\circ; 60^\circ; 90^\circ$ $\xi_3 = 0,24; 0,33; 0,4; 0,53$	$\xi = \xi_{3\mu\eta}$	
7. Ống gập		$a = 0,1b$ $a = 2b$	0,8 0,5	
8. Ống gập có cánh hướng		$\frac{r}{b} = 0,28; a = 1,41$ $a = 90^\circ; 120^\circ; 135^\circ$ $\xi = 0,25; 0,13; 0,08$ $\frac{r}{b} = 0,1$ $a = 90^\circ; 120^\circ; 135^\circ$ $\xi = 0,4; 0,2; 0,13$	ξ	
9. Ống tròn và vuông thước thợ		$\frac{l}{d} = 0,5; 1; 2 > 5$ $\xi_4 = 1,6; 1,9; 2,1; 2,2$	$\xi = \xi_{4\mu\eta}$	η lấy như trong 4
10. Ống tròn và vuông hình chữ U		$\frac{l}{d} = 1; 2; 0,3; 8$ $\xi_5 = 1,6; 1,9; 2,1; 2,2$	$\xi = \xi_{5\eta}$	
11. Đột thu		$\frac{f}{F} = 0,2; 0,4; 0,6; 0,8$ $\xi = 0,28; 0,2; 0,13; 0,04$		
12. Đột mở			$\xi = (1 - \frac{f}{F})^2$	

13. Ống khuếch tán hình tròn		<table> <tr> <th rowspan="2">F..f</th><th colspan="4">α^0</th></tr> <tr> <th>10</th><th>20</th><th>30</th><th>45</th></tr> <tr> <td>1,25</td><td>0,01</td><td>0,03</td><td>0,05</td><td>0,06</td></tr> <tr> <td>1,5</td><td>0,02</td><td>0,05</td><td>0,11</td><td>0,13</td></tr> <tr> <td>2</td><td>0,04</td><td>0,1</td><td>0,21</td><td>0,27</td></tr> </table>	F..f	α^0				10	20	30	45	1,25	0,01	0,03	0,05	0,06	1,5	0,02	0,05	0,11	0,13	2	0,04	0,1	0,21	0,27	$\xi = \left(1 - \frac{f}{F}\right)^2$						
F..f	α^0																																
	10	20	30	45																													
1,25	0,01	0,03	0,05	0,06																													
1,5	0,02	0,05	0,11	0,13																													
2	0,04	0,1	0,21	0,27																													
14. Ống khuếch tán hình vuông		<table> <tr> <th rowspan="2">F..f</th><th colspan="4">α^0</th></tr> <tr> <th>10</th><th>20</th><th>30</th><th>45</th></tr> <tr> <td>1,25</td><td>0,02</td><td>0,03</td><td>0,05</td><td>0,07</td></tr> <tr> <td>1,5</td><td>0,03</td><td>0,06</td><td>0,1</td><td>0,13</td></tr> <tr> <td>2</td><td>0,06</td><td>0,13</td><td>0,2</td><td>0,26</td></tr> <tr> <td>2,5</td><td>0,09</td><td>0,19</td><td>0,3</td><td>0,39</td></tr> </table>	F..f	α^0				10	20	30	45	1,25	0,02	0,03	0,05	0,07	1,5	0,03	0,06	0,1	0,13	2	0,06	0,13	0,2	0,26	2,5	0,09	0,19	0,3	0,39	$\xi = \left(1 - \frac{f}{F}\right)^2$	
F..f	α^0																																
	10	20	30	45																													
1,25	0,02	0,03	0,05	0,07																													
1,5	0,03	0,06	0,1	0,13																													
2	0,06	0,13	0,2	0,26																													
2,5	0,09	0,19	0,3	0,39																													
15. Ống khuếch tán ngược		$\alpha \leq 45^0$	0,1																														
16. Ra khỏi ống			1,0																														
17. Chạc ba		Bơm vào $v_0 = 0,5; 0,75; 1; 1,5$ $\xi = 0,7; 0,9; 1,15; 1,3$	ξ	Giá trị ξ phụ thuộc vào v_0																													
		Hút vào $v_0 = 0,67; 0,8; 1,2; 1,6$ $\xi = 1; 1,05; 1,15; 2,6$																															
18. Chạc ba ống vuông và tròn		Bơm vào $v_0 : v_B = 0,6; 0,8; 1,2; 1,6$ $\xi_B = 0; 0; 0; 0$ $\xi_0 = 1; 0,4; 0,1; 1,0$		$\xi_{\text{vào}} = \xi_B + \xi_0$ phụ thuộc vào v_0 và v_B																													
		Hút vào $v_0 : v_B = 0,6; 0,8; 1,2; 1,6$ $\xi_B = 0,5; 0,35; 0,1$ $\xi_0 = 1,8; 0,7; 0,1; 0,35$																															

19. Quay 180°		I. Quay góc vuông ξ $\alpha : \beta = 1$ $c = 2a$ 4,25	ξ' 0,63	
		II. Quay góc vuông 2,9 $a : b = 0,5$ $c = 1,42a$	1,1	
		III. Quay tròn 4,51 $r = a$ $a : b = 1$	0,783	
20. Ống khuếch tán quay 90°		Quay góc chữ nhật 1,44 $a : b = 0,5$	0,644	
		Quay góc tròn 1,84 $a : b = 0,5$	0,463	
		Quay góc tròn 1,42 $a : b = 0,5$	0,369	
21. Đốt mở với góc 45°		$a : ba = 0,5$	0,911	0,982

Phụ lục 9. Đồ thị của không khí ẩm ở áp suất $p = 745 \text{ mmHg}$



TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. Hồ Xuân Các, Nguyễn Hữu Quang, *Công nghệ sấy gỗ*, NXB Nông nghiệp, Hà Nội 2005.
2. Bùi Hải, Dương Đức Hồng, Hà Mạnh Thu, *Thiết bị trao đổi nhiệt*, Đại học Bách khoa, Hà Nội 1996.
3. Trần Gia Mỹ, *Kỹ thuật cháy*, NXB Khoa học & Kỹ thuật, Hà Nội 2005.
4. Trần Văn Phú, *Tính toán và thiết kế hệ thống sấy*, NXB Giáo dục (tái bản lần 1), Hà Nội 2002.
5. Trần Văn Phú, Lê Nguyên Đương, *Kỹ thuật sấy nông sản*, NXB Khoa học & Kỹ thuật, Hà Nội 1993.
6. Trần Văn Phú, *Hệ thống sấy công nghiệp và dân dụng*, NXB Khoa học & Kỹ thuật, Hà Nội 1995.
7. Trần Văn Phú, *Hướng dẫn thiết kế hệ thống sấy*, Đại học Bách khoa, Hà Nội 1991.
8. Ginzburg A.S., *Cơ sở lý thuyết và kỹ thuật sấy các sản phẩm thực phẩm*, NXB Công nghiệp thực phẩm, Moscow, 1973 (tiếng Nga).
9. Nevekin L.C., *Drying and Technique in Drying*, Science and Technological Publising, Sofia, 1985.
10. Reinhold V.N., *Drying and Storage of Grains and Oilseeds*, An Avi Book, New York 1982.

MỤC LỤC

Trang

Lời nói đầu	3
Chương 1. TỔNG QUAN VỀ KỸ THUẬT SẤY	5
1.1. Động lực quá trình sấy, phương pháp sấy và tác nhân sấy	5
1.2. Phân loại các hệ thống sấy	6
Chương 2. KHÔNG KHÍ ẤM VÀ KHÓI LÒ	12
2.1. Không khí ẩm	12
2.2. Khói lò	19
Chương 3. TRUYỀN NHIỆT – TRUYỀN CHẤT TRONG VẬT LIỆU ẤM VÀ ĐỘNG HỌC QUÁ TRÌNH SẤY	25
3.1. Các đại lượng đặc trưng của vật liệu ẩm	25
3.2. Quá trình tương tác giữa vật liệu ẩm và không khí	31
3.3. Các dạng liên kết ẩm	34
3.4. Dẫn nhiệt và khuếch tán ẩm trong vật liệu sấy	38
3.5. Động học quá trình sấy	41
Chương 4. QUÁ TRÌNH SẤY LÝ THUYẾT, CHẾ ĐỘ SẤY VÀ THỨ TỰ THIẾT KẾ MỘT HỆ THỐNG SẤY	44
4.1. Quá trình sấy lý thuyết	44
4.2. Chế độ sấy	45
4.3. Thứ tự thiết kế một hệ thống sấy	52
Chương 5. TÍNH TOÁN THIẾT BỊ SẤY ĐỐI LƯU	55
5.1. Cân bằng nhiệt – ẩm trong thiết bị sấy dùng không khí làm tác nhân	55
5.2. Cân bằng nhiệt – ẩm trong thiết bị sấy dùng khói lò làm tác nhân	68
5.3. Hiệu suất nhiệt của hệ thống sấy	69
Chương 6. THIẾT KẾ HỆ THỐNG SẤY BUÔNG	71
6.1. Cấu tạo hệ thống sấy buông	71
6.2. Thiết kế hệ thống sấy buông	72
6.3. Chế độ sấy một số nông – lâm – hải sản trong các hệ thống sấy buông	84
Chương 7. THIẾT KẾ HỆ THỐNG SẤY HẨM	97
7.1. Cấu tạo hệ thống sấy hẩm	97
7.2. Các bước tính toán hệ thống sấy hẩm	98
7.3. Chế độ sấy của hệ thống sấy hẩm với một số nông – lâm – hải sản	107
Chương 8. THIẾT KẾ HỆ THỐNG SẤY THÙNG QUAY	111
8.1. Cấu tạo của hệ thống sấy thùng quay	111
8.2. Tính toán hệ thống sấy thùng quay	111

Chương 9. THIẾT KẾ HỆ THỐNG SẤY THÁP	126
9.1. Cấu tạo và nguyên lý làm việc của hệ thống sấy tháp.....	126
9.2. Tính toán hệ thống sấy tháp.....	133
9.3. Thứ tự thiết kế hệ thống sấy tháp.....	136
9.4. Chế độ sấy tháp của ngô, đậu	147
Chương 10. HỆ THỐNG SẤY TẮNG SÔI VÀ HỆ THỐNG SẤY KHÍ ĐỘNG	148
10.1. Cấu tạo, nguyên lý hoạt động	148
10.2. Tính toán hệ thống sấy tầng sôi	151
10.3. Chế độ sấy tầng sôi khi sấy hạt ngũ cốc	156
10.4. Cấu tạo và nguyên lý hoạt động của hệ thống sấy khí động	163
Chương 11. HỆ THỐNG SẤY PHUN	170
11.1. Nguyên lý làm việc và cấu tạo của hệ thống sấy phun	170
11.2. Tính toán buồng sấy.....	175
Chương 12. HỆ THỐNG SẤY TIẾP XÚC	185
12.1. Nguyên lý làm việc và cấu tạo	185
12.2. Tính toán hệ thống sấy tiếp xúc trong chất lỏng nóng.....	188
12.3. Tính toán hệ thống sấy tiếp xúc bề mặt	195
Chương 13. HỆ THỐNG SẤY THĂNG HOA	200
13.1. Nguyên lý và sơ đồ cấu tạo hệ thống sấy thăng hoa	200
13.2. Tính toán nhiệt các thiết bị cơ bản của hệ thống sấy thăng hoa.....	204
Chương 14. HỆ THỐNG SẤY BẰNG DÒNG ĐIỆN CAO TẦN	212
14.1. Nguyên lý sấy bằng dòng điện cao tần	212
14.2. Bộ phát cao tần và tính công suất tiêu thụ.....	214
Chương 15. TÍNH TOÁN CÁC THIẾT BỊ PHỤ CỦA HỆ THỐNG SẤY	217
15.1. Tính toán calorifer	217
15.2. Buồng đốt.....	222
15.3. Quạt và cách chọn quạt.....	225
15.4. Thiết bị truyền tải.....	232
Chương 16. VẤN ĐỀ BẢO VỆ MÔI TRƯỜNG VÀ CÁC GIẢI PHÁP TRONG KỸ THUẬT SẤY	234
16.1. Kết cấu và nguyên lý hoạt động của một số thiết bị khử bụi	234
16.2. Khử các chất độc hại trong khói lò	243
Chương 17. KIỂM TRA VÀ TỰ ĐỘNG HÓA HỆ THỐNG SẤY	245
17.1. Xác định độ ẩm của vật liệu sấy	245
17.2. Kiểm tra tính đồng đều của sản phẩm sấy	248
17.3. Kiểm tra chế độ sấy	249
17.4. Tự động hóa hệ thống sấy	252
Phụ lục	254

Chịu trách nhiệm xuất bản:

Chủ tịch HĐQT kiêm Tổng Giám đốc NGÔ TRẦN ÁI
Phó Tổng Giám đốc kiêm Tổng biên tập NGUYỄN QUÝ THAO

Chịu trách nhiệm nội dung:

Chủ tịch HĐQT kiêm Giám đốc Công ty CP Sách ĐH – DN
TRẦN NHẬT TÂN

Biên tập và sửa bản in:

HOÀNG THỊ QUY

Trình bày bìa:

BÍCH LA

Chế bản:

HUỲNH MINH TUẤN

KỸ THUẬT SẤY

Mã số : 7B708Y8 – DAI

In 1.000 cuốn (QĐ : 20), khổ 16 x 24cm. In tại Công ty CP In – Thương mại Hà Tây.

Địa chỉ : Số 15, đường Quang Trung, TP. Hà Tây.

Số ĐKKH xuất bản : 113 – 2008/CXB/62 – 175/GD.

In xong và nộp lưu chiểu tháng 4 năm 2008.



CÔNG TY CỔ PHẦN SÁCH ĐẠI HỌC - DẠY NGHỀ
HEVOBCO
25 HÀN THUYỀN - HÀ NỘI
Website : www.hevobco.com.vn



VƯƠNG MIỆN KIM CƯƠNG
CHẤT LƯỢNG QUỐC TẾ

TÌM ĐỌC SÁCH THAM KHẢO KỸ THUẬT CỦA NHÀ XUẤT BẢN GIÁO DỤC

- | | |
|---|---|
| 1. Giáo trình Kỹ thuật nhiệt | Trần Văn Phú |
| 2. Cơ sở kỹ thuật nhiệt | Phạm Lê Dân - Đặng Quốc Phú |
| 3. Bài tập cơ sở kỹ thuật nhiệt | Phạm Lê Dân - Đặng Quốc Phú |
| 4. Truyền nhiệt | Đặng Quốc Phú - Trần Thế Sơn -
Trần Văn Phú |
| 5. Vật liệu kỹ thuật nhiệt và kỹ thuật lạnh | Nguyễn Đức Lợi - Vũ Diễm Hương -
Nguyễn Khắc Xương |
| 6. Giáo trình Kỹ thuật sửa chữa ô tô | Hoàng Đình Long |
| 7. Cơ sở Kỹ thuật laser | Trần Đức Hân - Nguyễn Minh Hiển |
| 8. Kỹ thuật điện tử | Đỗ Xuân Thụ |
| 9. Kỹ thuật điện tử ứng dụng | Nguyễn Vũ Sơn |

Bạn đọc có thể mua sách tại các Công ty Sách - Thiết bị trường học ở các địa phương hoặc các cửa hàng sách của Nhà xuất bản Giáo dục :

- Tại TP. Hà Nội : 187 Giảng Võ; 232 Tây Sơn; 23 Tràng Tiền; 25 Hàn Thuyên.
- Tại TP. Đà Nẵng : 15 Nguyễn Chí Thanh; 62 Nguyễn Chí Thanh.
- Tại TP. Hồ Chí Minh : 240 Trần Bình Trọng, Quận 5;
451B - 453, Hai Bà Trưng, Quận 3.
- Tại TP. Cần Thơ : 5/5, đường 30/4.

Website : www.nxbgd.com.vn



8 934980 813034



Giá : 32.000đ