

LỜI NÓI ĐẦU

Trong tất các sản phẩm thực phẩm sữa là một sản phẩm chứa đầy đủ dinh dưỡng với hàm lượng cân đối nhất . Sữa đóng một vai trò hết sức quan trọng trong đời sống và sức khỏe của con người.

Công nghệ chế biến sữa đã ra đời rất lâu ở các nước phát triển các sản phẩm sữa ngày nay rất đa dạng về chủng loại. Ở nước ta công nghệ chế biến sữa chỉ bắt đầu phát triển mạnh vào những năm cuối thập kỷ 80 của thế kỷ 20 khi đất nước bước vào thời kỳ đổi mới , cho đến ngày nay đã có rất nhiều các nhà máy sữa lớn nhỏ trên khắp đất nước.

Trong các sản phẩm từ sữa thì sữa bột giữ một vai trò rất quan trọng và chiếm một số lượng lớn .Việc chế biến và sản xuất sữa bột có nhiều ý nghĩa quan trọng, trong đó ưu điểm lớn nhất là tăng được thời gian bảo quản sữa và giảm chi phí vận chuyển do vậy nó có ý nghĩa quan trọng đối với nền kinh tế. Có nhiều phương pháp để sản xuất sữa bột mỗi phương pháp sản xuất sẽ cho ra một loại sản phẩm có chất lượng khác nhau ,phổ biến nhất hiện nay là phương pháp sấy phun và phương pháp sấy màng mỏng.

Cuộc sống ngày càng phát triển, nhu cầu sử dụng sữa cũng ngày một tăng lên, trong đó có sữa bột, do vậy mà công nghệ chế biến và sản xuất và sữa bột cũng ngày một tăng lên .Trong đồ án môn học này em xin trình bày phương pháp sản xuất sữa bột bằng phương pháp sấy phun nhằm phần nào làm sáng tỏ hơn công nghệ sản xuất sữa bột

Em xin chân thành cảm ơn sự hướng dẫn tận tình của thầy Lê Xuân Hải ,sự giúp đỡ của các thầy cô ở bộ môn công nghệ thực phẩm cùng các bạn sinh viên đã giúp em hoàn thành đồ án môn học này.

Trong khoảng thời gian ngắn và đây là lần đầu tiên bước vào tính toán hệ thống thiết bị chắc chắn không thể tránh khỏi những sai sót , em rất mong được sự chỉ bảo thêm của thầy cô giáo cũng như ý kiến đóng góp của các bạn

Chương I – TỔNG QUAN :

I.1 – Tổng quan về nguyên liệu :

Nguyên liệu chính cho quá trình sản xuất sữa bột là sữa đặc được cô đặc từ sữa tươi . Sữa tươi mới vắt có nhiều thành phần dinh dưỡng có giá trị cao và cân đối như đạm, chất béo gluxít , các chất khoáng và các nguyên tố vi lượng đáp ứng được nhu cầu dinh dưỡng của con người .Ngoài nguyên liệu chính là sữa tươi còn có các nguyên liệu phụ khác như : đường , vitamin , các chất ổn định ...

I.1.1 – Thành phần hóa học của sữa :

Sữa là một chất lỏng được tiết ra từ tuyến sữa của động vật hữu nhũ. Thành phần hóa học của các loại sữa không giống nhau chúng luôn thay đổi và phụ thuộc vào các yếu tố như thời kỳ tiết sữa , thành phần thức ăn cho gia súc , phương pháp vắt sữa và độ tuổi của con vật . Thành phần của các chất có trong sữa người ta đo được như sau :

Thành phần	% theo khối lượng
Nước	80 – 90 %
Chất béo	3,5 – 3,7 %
Protein	3,0 – 3,3 %
Đường Lactose	3,5 – 5,5%
Khoáng chất	0,5 – 0,7 %

- **Nước :**

Nước trong sữa tồn tại chủ yếu ở dạng tự do và là thành phần chiếm tỷ lệ cao nhất trong sữa , là môi trường để hòa tan các thành phần khô có trong sữa. Nước còn là môi trường cho các phản ứng sinh hóa, trong đó có phản ứng lên men sữa. Nước trong sữa một phần tồn tại ở dạng hydrat hóa với đường lactose và khoáng còn một phần khác liên kết với prtein.

- **Protein:**

Protein trong sữa là protein hoàn hảo ,trong thành phần của các loại protein

này có chứa 19 loại acid amin khác nhau, trong đó có đầy đủ các acid amin không thay thế. Trong sữa có hai nhóm protein chính là casein và protein nước sữa(whey protein).

- Casein :

Casein là thành phần quan trọng nhất của protein trong sữa chiếm 75 – 80 % lượng protein, bao gồm nhiều loại protein khác nhau như : α - casein , β - casein, κ - casein, γ - casein . Các casein này tồn tại ở dạng keo bởi sự tương tác giữa chúng và các thành phần khác

- Protein nước sữa (whey protein) :

Protein nước sữa chiếm khoảng 20 % tổng lượng nitơ có trong sữa và chủ yếu ở 2 dạng đó là: lactalbumin và lactoglobulin .Cả 2 phần này của protein nước sữa là không đồng nhất. Lactalbumin là protein đóng vai trò quan trọng trong quá trình tổng hợp đường lactose.

• Chất béo :

Chất béo trong sữa chiếm khoảng 3,5 – 3,7 % (theo tổng khối lượng) . Chất béo của sữa là hỗn hợp của 98 – 99 % trygliceride và 1 – 2 % còn lại là các thành phần khác. Chất béo của sữa không tạo vị nhưng có mùi êm dịu tạo sự ngon miệng cho các sản phẩm của sữa. Ở trong sữa , chất béo tồn tại ở dạng nhũ tương là dạng phân tán của các giọt béo trong nước .Hầu hết chất béo trong sữa nằm chủ yếu ở dạng các hợp chất ester ,

Các loại acid béo có trong sữa được ghi nhận trong bảng sau :

Acid béo	% theo khối lượng	Trạng thái tồn tại	Công thức hóa học
Butyric	3,0 - 4,6	Lỏng ở nhiệt độ phòng	$C_4H_8O_2$
Caporic	1,3 – 2,2		$C_6H_{12}O_2$
Caprylic	0,8 – 2,5		$C_8H_{16}O_2$
Capric	1,8 – 3,8	Rắn ở nhiệt độ phòng	$C_{10}H_{20}O_2$
Lauric	2.0 – 3.0		$C_{12}H_{24}O_2$
Myrintic	7.0 – 11,0		$C_{14}H_{28}O_2$
Palmtic	25,0 – 29,0		$C_{16}H_{32}O_2$
Stearic	7,0 – 13,0		$C_{18}H_{36}O_2$
Oleic	30,0 – 40,0	Lỏng ở nhiệt độ phòng	$C_{18}H_{34}O_2$
Linoleic	> 1,0		$C_{18}H_{30}O_2$
Aradidonic	> 1,0		$C_{18}H_{32}O_2$

- Đường lactose:

Đường lactose là thành phần đường chủ yếu có trong sữa, có hàm lượng khoảng 3,6 – 5,5 % tùy theo loại sữa. Đường lactose là một đường đôi được hợp thành từ hai loại đường đơn là glucose và galactose . Đường lactose tồn tại ở trạng thái tự do dưới 4 dạng chính α và β hydrat , α và β hydrit. Dạng α và β luôn cân bằng nếu có sự tác động nào phá vỡ cân bằng này thì sẽ có sự dịch chuyển giữa chúng .Trong sữa đường lactose tồn tại ở dạng hòa tan . Ngoài đường lactose trong sữa còn có một số loại đường khác với hàm lượng nhỏ.

- Các thành phần khác:

- Khoáng và muối

Khoáng trong sữa tồn tại dưới dạng hòa tan hoặc tạo muối với casein .Muối khoáng quan trọng nhất là muối khoáng của các kim loại như : Ca , Mg , Na , và K. Chúng hiện diện dưới dạng của muối PO_4^{-3} , Cl^- , CN^- và caseinate. Trong sữa hai muối của Ca và K là phong phú nhất

- Vitamin :

Vitamin hiện diện trong sữa rất đa dạng nên rất cần cho sự phát triển , tồn tại cũng như sự phát triển của các cơ quan trong cơ thể con người

- Các enzyme :

Trong sữa có chứa nhiều loại enzyme có trong tự nhiên , những enzyme này ảnh hưởng tới chất lượng sữa và các sản phẩm chế biến của sữa. Các enzyme trong sữa được chia làm hai nhóm :

Các enzyme thủy phân :lipase , phosphotase kiềm , galactase , và amylase

Các enzyme oxy hóa sinh học : Peroxidase , Oxydase ...

II.1.2 - Tính chất vật lý của sữa :

Ở điều kiện thường sữa là một chất lỏng màu trắng đục là hỗn hợp của nhiều chất khác nhau và được phân bố ở những trạng thái khác nhau như hòa tan hoàn toàn ,dạng huyền phù , dạng nhũ tương ... các thông số vật lý của sữa như sau :

- Khối lượng riêng :

Là thông số quyết định trạng thái của các thành phần có trong sữa , khối lượng riêng của sữa tươi có giá trị từ $1028 - 1035 \text{ kg / m}^3$. Giá trị này thay đổi và phụ thuộc vào loài giống gia súc, chu kỳ tiết sữa và nhiệt độ của môi trường .

- Độ chua của sữa :

Độ chua của sữa là do có sự hiện diện của ion H^+ . Ở 20°C độ pH của sữa có giá trị khoảng 6,5 – 6,7 và cũng phụ thuộc vào loài và chu kỳ tiết sữa.

- Độ nhớt của sữa :

Phụ thuộc vào nhiệt độ và trạng thái phân tán của các chất có trong sữa. Thông thường độ nhớt của sữa có giá trị khoảng 20 cp ở 20°C

- Áp suất thẩm thấu của sữa :

Áp suất thẩm thấu của sữa (P_{π}) được tạo bởi những chất có khả năng phân tán cao như đường lactose, muối . Thông thường áp suất thẩm thấu của sữa có giá trị vào khoảng 6,6 atm ở 0°C

- Nhiệt độ đông đặc :

Sữa có nhiệt độ đông đặc từ $-0,53$ tới $-0,57$ °C tùy theo loại sữa. Nhiệt độ đông đặc trung bình là $-0,54$ °C, thấp hơn nhiệt độ đông đặc của nước là do trong sữa có một số chất hòa tan như đường lactose, các khoáng ...

- Ngoài nguyên liệu chính là sữa tươi còn có một số nguyên liệu phụ trong quá trình sản xuất sữa bột như: đường, vitamin, chất ổn định ... nhằm mục đích tạo độ đặc cho sản phẩm sữa, tạo độ ngọt, và màu vàng đặc trưng cho sữa. Đường maltosedextrin còn có tác dụng làm cho sản phẩm sữa bột bền nhiệt, không bị biến tính khi sấy và sản phẩm sữa bột không bị vón cục.

II.1.3 - Những biến đổi của sữa trong quá trình bảo quản:

Sữa là chất lỏng có giá trị dinh dưỡng cao, thành phần dinh dưỡng trong sữa tươi rất cân đối, dễ hấp thụ nên sữa tươi là môi trường rất thích hợp cho sự phát triển của vi sinh vật. Mặt khác trong sữa lại có chứa nhiều enzyme do vậy mà sau khi vắt ở sữa xảy ra nhiều quá trình biến đổi làm giảm chất lượng của sữa mà ta cần chú ý để hạn chế. bao gồm các quá trình chủ yếu sau đây:

- Phản ứng lên men đường:

Thông thường các vi sinh vật phân hủy đường tạo thành các rượu và các aldehyd làm giảm chất lượng của sữa.

- Phản ứng phân hủy chất béo:

Chất béo trong sữa bị phân hủy có thể là do enzyme lipase của vi sinh vật hoặc có thể là do quá trình oxy hóa. Các sản phẩm của quá trình oxy hóa chất béo là CO_2 , H_2O , aldehyd, cetone, peroxide và các hydroperoxide làm sữa có mùi khó chịu.

- Phản ứng phân hủy protein:

Hiện tượng sữa tươi bị thối rữa là do nhiều loại vi sinh vật có trong sữa phát triển và phân hủy protein của sữa. Những vi khuẩn gây thối rữa đã tiết các enzyme protease, enzyme này tác động làm phân hủy protein. Sản phẩm cuối cùng của quá trình phân hủy này là các acid béo ngắn mạch, NH_3 , CO_2 , H_2S ... làm sữa có mùi ôi thối khó chịu và độc đối với cơ thể.

I.2 – Các phương pháp sấy được ứng dụng để sản xuất sữa bột:

Sấy ở đây là quá trình làm mất nước của sữa. Sữa tươi ban đầu được lọc gạn và tiêu chuẩn hóa bằng cách đun nóng ở $93 - 100^{\circ}\text{C}$ trong thời gian khoảng 25 phút nếu nhiệt độ là $115 - 128^{\circ}\text{C}$ thì chỉ đun từ 1 – 6 phút sau đó được cô đặc đạt độ ẩm là 45 - 55 % . Sữa thường được cô đặc ở nhiệt độ thấp bằng quá trình bốc hơi chân không để tránh biến tính của sữa do nhiệt độ cao. Để quá trình sấy xảy ra tốt, các hạt sữa không bị keo lại người ta thêm vào một loại phụ gia là đường Mantodextrin. Loại đường này ngoài việc giúp cho quá trình tạo bột khi phun được tốt hơn nó còn giúp sữa chịu được nhiệt độ cao hơn tránh được sự biến tính của sữa khi nhiệt độ cao. Sữa được sấy cho đến khi đạt độ ẩm là 2,5 – 5 % . Trong điều kiện độ ẩm này thì các loài vi sinh vật không thể tồn tại và phát triển được , trừ một số bào tử . Do vậy trong công nghệ sản xuất sữa bột sấy vừa đóng vai trò chế biến vừa đóng vai trò bảo quản, tùy theo yêu cầu sản phẩm và chế độ công nghệ mà người ta có thể sử dụng các loại phương pháp và thiết bị sấy sau.

1.2.1 – Sấy chân không (Freeze- Drying):

Dùng trong sản xuất sữa bột chất lượng cao , trong phương pháp này nước trong sữa được bốc hơi ở điều kiện chân không nhiệt độ sấy thấp , vì vậy mà ưu điểm của phương pháp này là các protein trong sữa không bị biến tính cũng như không kéo theo các phản ứng bất lợi khác. Bên cạnh đó thì phương pháp này cũng có nhược điểm là kết cấu thiết bị phức tạp, hao tốn nhiều năng lượng do vậy mà thiết bị này không được sử dụng rộng rãi trong thực tế

1.2.2 – Sấy trục (Roller or drum Drying):

Trong phương pháp này sữa được sấy bằng cách tiếp xúc trực tiếp bề mặt truyền nhiệt (hai trục được gia nhiệt bằng hơi nước) .Thiết bị sử dụng trong phương pháp này tương đối đơn giản nhưng gặp khó khăn trong khi vận hành. Nếu quá trình xử lý nhiệt không tốt không thích hợp sẽ kéo theo sự thay đổi đáng kể tính chất hóa lý của sữa, tạo màu do phản ứng caramel , protein bị biến tính, độ hòa tan của sữa giảm . Vì vậy mà thiết bị này cũng không được sử dụng rộng rãi trong công nghệ

sản xuất sữa trừ một số loại sữa dùng trong công nghiệp không yêu cầu độ hòa tan cao.

1.2.3 – Sấy phun (Spray – Drying):

Trong phương pháp này nguyên liệu được phân tán vào trong thiết bị sấy dưới dạng các hạt sương và được làm khô bằng dòng khí có nhiệt độ cao. Quá trình sấy diễn rất mãnh liệt trong lòng thể tích các giọt lỏng . Sản phẩm của sấy phun dưới dạng bột mịn. Ưu điểm của phương pháp này là thời gian sấy ngắn, sản phẩm thu được ở dạng mong muốn do vậy không cần phải xử lí thêm ,bên cạnh đó nó cũng có một số nhược điểm như là kích thước thiết bị khá lớn, tiêu tốn nhiều năng lượng. Tuy nhiên, phương pháp sấy phun là phương pháp được sử dụng phổ biến nhất trong công nghệ sản xuất sữa bột hiện nay, chi tiết của công nghệ này sẽ được trình bày cụ thể trong phần sau.

1.3 – Những biến đổi của sữa trong quá trình sấy phun:

Khi được phân tán vào trong thiết bị sấy dưới dạng giọt, dưới tác dụng của dòng khí có nhiệt độ cao các giọt sữa sẽ giảm đường kính, khối lượng và thể tích. Trong điều kiện sấy lí tưởng khối lượng sẽ bị giảm khoảng 50% , thể tích giảm 40% , còn đường kính giảm khoảng 70% so với giọt lỏng ban đầu từ vòi phun .Ngoài những biến đổi trên thì trong quá trình sấy sữa còn có một số biến đổi bất lợi khác như sau:

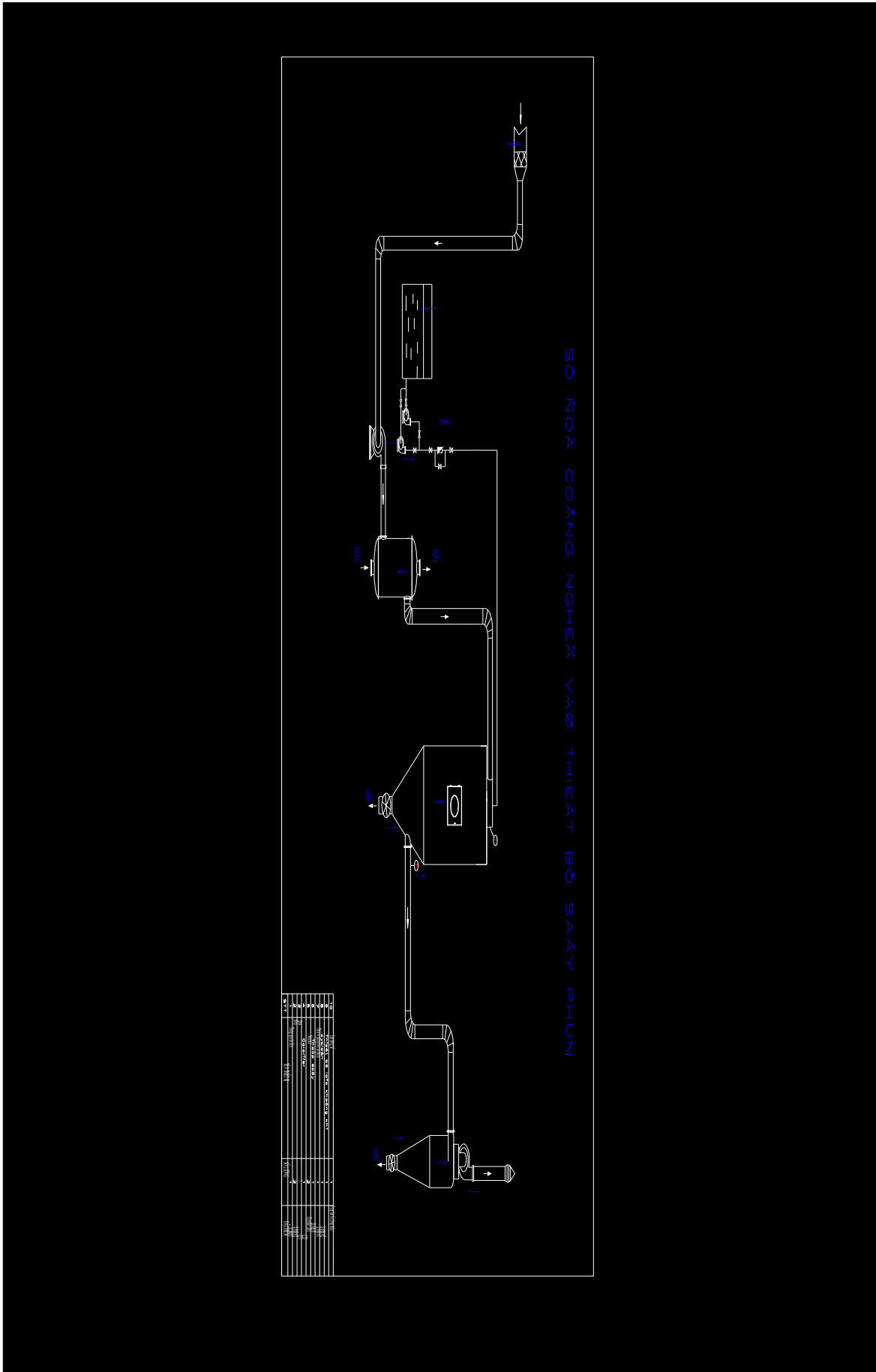
- Protein bị biến tính gây ra mùi khó chịu, giảm độ hòa tan của sữa làm giảm giá trị cảm quan và giá trị dinh dưỡng của sản phẩm
- Trong điều kiện sấy ở nhiệt độ cao , có thể xảy ra phản ứng caramel hóa đường lactose có trong thành phần của sữa, phản ứng Maillard... tạo mùi và màu không tốt , bất lợi cho sản phẩm
- Sự oxy hóa của các lipide có trong sữa(do sự có mặt của emzim lipase có trong sữa trong trường hợp xử lí không triệt để). Vì vậy đối với nguyên liệu sữa tươi dùng để sản xuất sữa bột nguyên kem thì thường phải chú ý nâng cao nhiệt độ khi

thanh trùng so với nguyên liệu để làm sữa bột không béo để đảm bảo vô hoạt hoàn toàn enzym lizase

I.4 – Quá trình sấy phun :

Sữa được phun thành những hạt bụi nhỏ và được làm khô trong phòng sấy. Sữa tươi ban đầu được cô đặc đạt độ khô từ 45 – 55 % trong điều kiện chân không sau đó được đưa vào thiết bị sấy phun . Khi thiết bị làm việc không khí qua bộ phận lọc (9) được thổi vào bộ phận đốt nóng (4), tại đây không khí được đốt nóng tới 180°C và thổi vào buồng sấy (6) .Sữa đặc được bơm cao áp bơm từ bồn chứa tới vòi phun và được phun vào trong tháp dưới dạng những hạt bụi nhỏ. Trong phòng sấy các hạt bụi sữa được sấy khô ngay lập tức thành bột sữa rơi xuống dưới. Không khí trong tháp sấy được quạt hút ra ngoài qua xyclon (8) để thu lại những hạt sản phẩm nhỏ bị lôi cuốn theo dòng khí , nó được trộn với sản phẩm từ trong tháp sấy nhờ ống vận chuyển khí động (5) qua xyclon (8) và được lấy ra ngoài liên tục.

Ở phương pháp này mặc dù nhiệt độ của không khí khá cao (180°C) nhiệt độ của những hạt sữa chỉ mới $70 - 80^{\circ}\text{C}$, và khô ngay thành bột trong một khoảng thời gian rất ngắn do vậy mà thành phần và tính chất của sữa hầu như không đổi , độ hòa tan của sữa bột rất cao. Sữa bột được sản xuất theo phương pháp này gọi là sữa bột hòa tan.



Chương II - TÍNH CÂN BẰNG VẬT CHẤT VÀ NĂNG LƯỢNG:**II.1 - Các thông số ban đầu :**

Năng suất theo sản phẩm sấy : $G_2 = 100 \text{ kg/h}$

Độ ẩm ban đầu của vật liệu sấy: $W_1 = 50 \%$

Độ ẩm của vật liệu sau khi sấy : $W_2 = 3\%$

G_1 : Năng suất nhập liệu, kg/h

G_a : Năng suất bốc hơi ẩm, kg ẩm/h

G_k : Lượng không khí tiêu hao, kg kk/h

II.2 - Cân bằng vật chất :

Trong quá trình sấy hàm lượng chất khô trong nguyên liệu không thay đổi do vậy ta có:

$$G_o = G_1 * \frac{100 - W_1}{100} = G_2 * \frac{100 - W_2}{100}$$

$$\Rightarrow G_1 = G_2 * \frac{100 - W_2}{100 - W_1} = 100 * \frac{100 - 3}{100 - 50} = 194 \text{ (kg/h)}$$

Lượng ẩm bốc hơi trong quá trình sấy

$$G_a = G_1 - G_2 = 194 - 100 = 94 \text{ (kg ẩm/h)}$$

Lượng không khí cần cho quá trình sấy

- Chọn không khí vào calorifer có nhiệt độ $t_o = 30^\circ\text{C}$, $\phi_o = 0.77$. Không khí vào thiết bị sấy có nhiệt độ là $t_1 = 180^\circ\text{C}$, ra khỏi thiết bị sấy có nhiệt độ là $t_2 = 90^\circ\text{C}$

$$d_o = 0,622 * \frac{\phi_o * P_{ohbh}}{P - P_o * \phi_o} = 0,622 * \frac{4241 * 0,77}{101000 - 0,77 * 4241} = 0,02 \text{ (kg ẩm/kg kk khô)}$$

$$H_o = t_o + (2500 + 2 * t_o) * d_o = 30 + (2500 + 2 * 30) * 0,02 = 81,2 \text{ (kj/kg kk khô)}$$

Không khí vào calorifer được đốt nóng đến $t_1 = 180^\circ\text{C}$,

$$d_1 = d_o = 0,02 \text{ (kg ẩm/kg kk khô)}$$

$$H_1 = t_1 + (2500 + 2 * t_1) * d_1 = 180 + (2500 + 2 * 180) * 0,02 = 237,2 \text{ (kj/kg kk khô)}$$

Quá trình sấy theo lý thuyết do vậy

Enthalpi của không khí ra khỏi thiết bị $t^{\circ}\text{C}$

bị sấy $H_2 = H_1$ do vậy : 180

Độ chứa hơi :

$$d_2 = \frac{H_2 - t_2}{2500 + 2 \cdot t_2} = \frac{237,2 - 90}{2500 + 2 \cdot 90} = 0,064$$

(kg ẩm/kg kk khô)

0,02 0,064 d

Lượng không khí tiêu hao riêng :

$$l = \frac{1}{d_2 - d_1} = \frac{1}{0,064 - 0,02} = 22,73 \text{ (kg kk khô/kg ẩm)}$$

Lượng không khí tiêu hao trong quá trình sấy

$$G_k = l \cdot G_a = 22,73 \cdot 94 = 2136,6 \text{ (kgkk khô/h)}$$

Thể tích không khí vào và ra khỏi thiết bị sấy

$$V_1 = \frac{G_k}{\rho_1} ; \quad V_2 = \frac{G_k}{\rho_2}$$

Trong đó ρ_1, ρ_2 là khối lượng riêng của không khí ở nhiệt độ t_1, t_2

$$\rho_1 = 0,78 \text{ (kg/m}^3\text{)} ; \quad \rho_2 = 1,029 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

Thay vào ta có

$$V_1 = 2739 \text{ (m}^3\text{/h)} ; \quad V_2 = 2075,8 \text{ (m}^3\text{/h)}$$

Lưu lượng không khí khô chuyển động trong tháp sấy phun

$$V = \frac{V_1 + V_2}{2} = \frac{2739 + 2075,8}{2} = 2407,4 \text{ (m}^3\text{/h)}$$

Lưu lượng không khí thực chuyển động trong tháp sấy bao gồm lượng không khí khô và lượng hơi ẩm bốc hơi từ vật liệu sấy :

$$V_t = V + G_a / \rho_h = 2407,4 + 94 / 1,296 = 2480 \text{ (m}^3\text{/h)}$$

II.3 - TÍNH THIẾT BỊ CHÍNH :

II.3.1 - Các thông số ban đầu

- Chọn vòi phun tạo sương loại cơ

khí có đường kính lỗ phun là

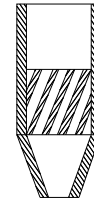
$d_c = 10^{-3} \text{ m}$, góc phân tán tia $\alpha = 50^\circ$

- Giả thiết vận tốc chuyển động của

không khí trong tháp là $\omega = 0,32 \text{ (m/s)}$

ρ_l là khối lượng riêng của dịch sữa

đưa vào sấy, $\rho_l = 1232 \text{ (kg/m}^3\text{)}$

**II.3.2 - Kích thước thiết bị chính:**

- Đường kính trung bình của giọt vật liệu được tính theo công thức

$$d_{tb} = \frac{b}{0,11 \cdot \text{Re}^{0,34}}$$

trong đó

$$b = \frac{d_c}{2 * \cos \frac{\alpha}{2}} * (1 - \sqrt{1 - \cos \frac{\alpha}{2}}) = \frac{10^{-3}}{2 * \cos \frac{50}{2}} * (1 - \sqrt{1 - \cos \frac{50}{2}}) = 0,38 * 10^{-3} \text{ (m)}$$

Là hệ số phụ thuộc cấu tạo của vòi phun

$$\text{Re} = \frac{\omega * \rho_l * d_c}{\mu_l} = \frac{4 * G_l}{\pi * d_c * \mu_l * 3600}; \text{chuẩn số Reynolds.}$$

Với:

- μ_l độ nhớt của dịch sữa đưa vào sấy; $\mu_l = 30 * 10^{-3} \text{ (Pa.s)}$

$$\Rightarrow \text{Re} = \frac{4 * 194}{3,14 * 10^{-3} * 30 * 10^{-3} * 3600} = 2288$$

thay vào ta có

$$d_{tb} = \frac{0,38 * 10^{-3}}{0,11 * 2288^{0,34}} = 25 * 10^{-5} \text{ (m)}$$

❖

Xác định đường kính thiết bị:

Bán kính tán phun được xác định theo công thức

$$\frac{Rp}{d_{tb}} = 0,33 * \frac{\rho_l}{\rho_k} * \text{Re}^{0,35} * Gu^{-0,4} * K_o^{0,2}$$

trong đó

$$Re = \frac{\omega * d_{tb}}{\nu} = \frac{0,32 * 25 * 10^{-5}}{26,86 * 10^{-6}} = 3,165$$

$$Gu = \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - T_o \right) / T_1 = \left(\frac{180 + 273 + 90 + 273}{2} - 273 \right) / (180 + 273) = 0,298$$

$$K_o = \frac{r * (C_1 - C_2)}{0,5 * (T_1 + T_2) * C_{tb}} = \frac{2150 * (1500 - 31)}{0,5 * (180 + 273 + 70 + 273) * 1013} = 7,64$$

Rp ; bán kính tán phun, m

ω ; vận tốc dòng khí chuyển động trong thiết bị, m/s

r ; ẩn nhiệt hóa hơi của ẩm, kJ/kg ; r = 2150 kJ/kg

C₁, C₂ ; nhiệt dung riêng của vật liệu sấy ở nhiệt độ T₁ T₂, kJ/kg độ

$$C_1 = 1500 \text{ (kJ/kg độ)}, C_2 = 31 \text{ (kJ/kg độ)}$$

C_{tb} ; nhiệt dung riêng trung bình, C_{tb} = 1013 (kJ/kg độ)

ν ; độ nhớt của không khí, m²/s $\nu = 26,86 * 10^{-6} \text{ (m}^2/\text{s)}$

d_{tb} ; kích thước trung bình của sản phẩm d_{tb} = 25*10⁻⁵ (m)

thay vào ta có

$$\frac{Rp}{d_{tb}} = 0,33 * \frac{1232}{0,87} * 3,165^{0,35} * 0,298^{-0,4} * 7,64^{0,2} = 2056,62$$

$$\Rightarrow Rp = d_{tb} * 2056,62 = 25 * 10^{-5} * 2056,62 = 0,514 \text{ (m)}$$

đường kính tháp phun ; D_T = 3* Rp = 1,55 (m)

Chọn đường kính tháp phun là D_T = 1,6 (m)



Xác định chiều cao của tháp sấy:

Chiều cao hữu hiệu của tháp sấy được xác định theo công thức

$$\frac{H_T}{d_{\max}} = 1,37 * 10^3 * Re^{0,253} * \left(\frac{r * \nu}{\lambda * (T_1 - T_u)} \right)^{0,426}$$

T_u ; nhiệt độ bầu ướt , T_u = 54 °C (tra từ giản đồ không khí ẩm)

ν ; độ nhớt của không khí, $\nu = 34,85 * 10^{-6} \text{ (m}^2/\text{s)}$

λ ; hệ số dẫn nhiệt của không khí, $\lambda = 3,4 * 10^{-2} \text{ (w/m}^2 \cdot \text{độ)}$

d_{max} ; kích thước lớn nhất của hạt sản phẩm , d_{max} = 2. d_{tb} = 50.10⁻⁵ (m)

$$\frac{H_T}{d_{\max}} = 1,37 * 10^3 * 3,165^{0,253} * \left(\frac{2150 * 10^3 * 34,85 * 10^{-6}}{3,4 * 10^{-2} * (180 - 54)} \right)^{0,426} = 7240$$

$$\Rightarrow H_T = d_{\max} * 7240 = 50 * 10^{-5} * 7240 = 3.62 \text{ (m)}$$

Chọn chiều cao của tháp là $H_T = 4 \text{ (m)}$, gồm 2 phần ; phần thân hình trụ cao 2,6(m)
phần đáy côn có chiều cao là 1,4 (m)

❖ Kiểm tra lại vận tốc của không khí đi trong tháp so với lựa chọn ban đầu:

Tiết diện của tháp sậy:

$$F = \frac{\pi * D_T^2}{4} = \frac{3,14 * 1,6^2}{4} = 2,01(m^2)$$

Vận tốc khí được xác định theo công thức

$$\omega = \frac{V_k}{F} = \frac{2480}{3600 * 2,01} = 0,334(m/s)$$

chênh lệch so với lựa chọn ban đầu

$$\frac{0,334 - 0,32}{0,32} * 100\% = 4,4\% < 5\% ; \text{ vậy lựa chọn ban đầu là hợp lý}$$

❖ Xác định thời gian sậy:

$$t_s = \frac{H_T}{\omega_h} ;$$

ω_h ; tốc độ của hạt sản phẩm rơi trong thiết bị , xem $\omega_h = \omega = 0,34 \text{ (m/s)}$.

Vậy thời gian sậy vật liệu là:

$$t_s = \frac{4}{0,32} = 12,5(s)$$

II.3 - TÍNH CÂN BẰNG NĂNG LƯỢNG :

II.3.1 - Tổn thất nhiệt ở tháp sậy :

- Chế chuyển động của không khí trong thiết bị

$$Re = \frac{\omega * D_T}{\nu} = \frac{0,32 * 1,6}{26,86 * 10^{-6}} = 20253 > 10^4$$

$$t_{tb} = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{180 + 70}{2} = 125^\circ C$$

- Hệ số cấp nhiệt từ trong lòng đến thành tháp do đối lưu cưỡng bức

$$Nu = 0,018 * Re^{0,8} * \varepsilon_1$$

$$\left. \begin{array}{l} Re > 10^4 \\ \frac{L}{D} = 2,5 \end{array} \right\} \Rightarrow \varepsilon_1 = 1,4$$

$$Nu = 0,018 * 20253^{0,8} * 1,32 = 70,23$$

$$Nu = \frac{\alpha'_1 * D_T}{\lambda} \Rightarrow \alpha'_1 = \frac{Nu * \lambda}{D_T} = \frac{70,23 * 3,4 * 10^{-2}}{1,6} = 1,5 (W / m^2 . do)$$

- Hệ số cấp nhiệt do đối lưu tự do

$$Nu = 0,47 * Gr^{0,25}$$

$$Gr = \frac{g * D_T^3 * \Delta t}{\nu^2 * T} = \frac{9,81 * 1,6^3 * (125 - 70)}{(24,32 * 10^{-6})^2 * (125 + 273)} = 9,4 * 10^9$$

$$\Rightarrow Nu = 146,3$$

$$\alpha''_1 = \frac{Nu * \lambda}{D_T} = \frac{146,3 * 3,4 * 10^{-2}}{1,6}$$

- Hệ số cấp nhiệt tổng quát từ trong đến thành thiết bị

$$\alpha_1 = k * (\alpha'_1 + \alpha''_1)$$

k là hệ số tính đến độ nhám, chọn k = 1,25

$$\Rightarrow \alpha_1 = 5,76 (W/m^2 . độ)$$

- Hệ số cấp nhiệt từ ngoài thành thiết bị đến môi trường xung quanh. Giả sử nhiệt độ của không khí trong phân xưởng là $t_k = 28^\circ C$. Nhiệt độ của lớp thép bảo vệ ngoài thành thiết bị là $t_n = 60^\circ C$

$$t_{tb} = \frac{t_k + t_n}{2} = \frac{60 + 28}{2} = 44^\circ C$$

ở nhiệt độ này ta có: $\lambda = 2,67 \cdot 10^{-2} \text{ (W/m.độ)}$

$$v = 16,69 \cdot 10^{-6} \text{ (m}^2/\text{s)}$$

$$Gr = \frac{g \cdot D_T^3 \cdot \Delta t}{\nu^2 \cdot T} = \frac{9,81 \cdot 1,6^3 \cdot (60 - 28)}{(16,69 \cdot 10^{-6})^2 \cdot (28 + 273)} = 1,53 \cdot 10^{10}$$

$$Nu = \frac{\alpha'_2 \cdot D_T}{\lambda} = 0,47 \cdot Gr^{0,25} = 165,3$$

$$\Rightarrow \alpha'_2 = \frac{Nu \cdot \lambda}{D_T} = \frac{165,3 \cdot 2,67 \cdot 10^{-2}}{1,6} = 2,76 \text{ (W/m}^2 \cdot \text{độ)}$$

Hệ số cấp nhiệt do bức xạ :

$$\alpha''_2 = \epsilon_n \cdot C_o \cdot \left(\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right) / (T_1 - T_2)$$

Trong đó :

ϵ_n : là mức độ đen của vật, với hệ thống bằng thép chọn $\epsilon_n = 0,85$

C_o : là hệ số cấp nhiệt của vật đen tuyệt đối , chọn $C_o = 5,7$

$$T_1 = t_w + 273 = 60 + 273 = 333^\circ C$$

$$T_2 = t_{t2} + 273 = 30 + 273 = 303^\circ C$$

Thay vào ta có :

$$\alpha''_2 = 0,8 \cdot 5,7 \cdot \left(\left(\frac{333}{100} \right)^4 - \left(\frac{303}{100} \right)^4 \right) / (333 - 303) = 5,87 \text{ (W/m}^2 \cdot \text{độ)}$$

Hệ số cấp nhiệt từ bề ngoài thiết bị vào không khí

$$|_2 : |'_2 : |''_2 : 2,76 : 5,87 : 8,63 \text{ (W/m}^2 \cdot \text{độ)}$$

- Chọn vật liệu cách nhiệt cho tháp là bông thủy tinh, hệ số dẫn nhiệt là $\lambda = 0,037 \text{ (W/m độ)}$.

- Bề dày thiết bị là $b_1 = 5 \text{ (mm)}$, bề dày lớp vỏ bảo vệ là

$b_3 = 1 \text{ (mm)}$, làm bằng vật liệu la thép không gỉ có $\lambda_1 = \lambda_3 = 21,2 \text{ (W/m độ)}$.

- Bề dày của lớp cách nhiệt là : b_2

Lượng nhiệt truyền từ trong tháp do cấp nhiệt là

$$q = \pi * D_T * \alpha_1 (t_{tb} - t_2) = 3,14 * 1,6 * 5,5 (135 - 90) = 1235 \text{ (W/m)}$$

Mặt khác :

$$q = \frac{\lambda_2}{b_2} * \pi * D_{tb} (t_2 - t_3)$$

trong đó :

t_{w1} , t_{w2} ; nhiệt độ bên trong và bên

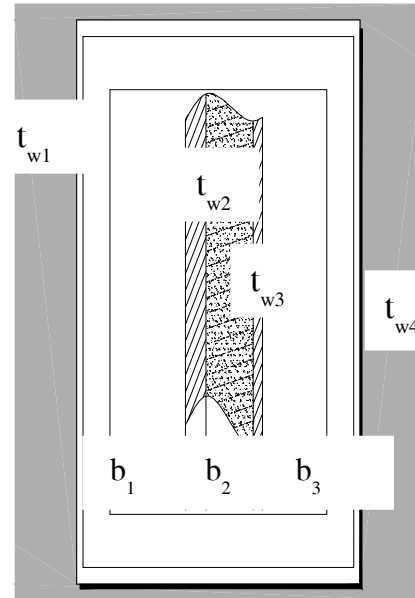
ngoài thành thiết bị xem $t_{w1} \sim t_{w2} = 90$

$^{\circ}\text{C}$

t_{w3} , t_{w4} ; nhiệt độ ở bề trong và bề

ngoài

của lớp vỏ bảo vệ xem $t_{w3} \sim t_{w4} = 60^{\circ}\text{C}$



D_{tb} ; đường kính trung bình của thiết bị khi kể cả lớp cách nhiệt

$$D_{tb} = D_t + 2 * b_1 + b_2 = 1,6 + 2 * 0,005 + b_2 \text{ (m)}$$

Thay vào ta tính được bề dày của lớp cách nhiệt là $b_2 = 1 \text{ (cm)}$

- Hệ số truyền nhiệt tổng quát từ trong lòng thiết bị ra môi trường xung quanh là

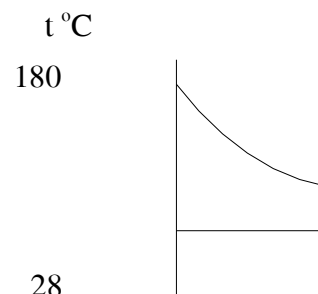
$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{b_1 + b_3}{\lambda_1} + \frac{b_2}{\lambda_2}}$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{5,76} + \frac{1}{8,63} + \frac{0,005 + 0,001}{21,2} + \frac{0,01}{0,0525}} = 2,08 \text{ (W/m}^2 \text{ độ)}$$

- Chênh lệch nhiệt độ trung bình giữa môi trường trong thiết bị và môi trường xung quanh

$$\Delta t_1 = t_1 - t_n = 180 - 28 = 152^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta t_2 = t_{tb} - t_n = 125 - 28 = 107^{\circ}\text{C}$$



$$\Delta t_{\ln} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{152 - 107}{\ln \frac{152}{107}} = 128^\circ C$$

- Diện tích bề mặt trao đổi nhiệt với môi trường xung quanh

$$F = \pi * D_{ng} * H_T + \frac{\pi * D_{ng}^2}{4}$$

trong đó :

$$D_{ng} = D_T + 2 * (b_1 + b_2 + b_3) = 1,6 + 2 * (0,005 + 0,01 + 0,001) = 1,632 \text{ (m)}$$

$$\Rightarrow F = 3,14 * 1,632 * 4 = \frac{3,14 * 1,632^2}{4} = 22,6 (m^2)$$

- Nhiệt lượng tổn thất ra môi trường xung quanh tính theo một kg ẩm

$$q_m = K * F * \Delta t_{\ln} = 2,08 * 128 * 22,6 = 230 \text{ (kj/kg)}$$

II.3.2 - Cân bằng nhiệt lượng trong quá trình sấy

1- Theo không khí vào : $G_k * H_o = 2030$

2- Theo ẩm của vật liệu : $C_n * t_{vào} = 251,4$

3- Từ calorifer : $l * (H_2 - H_o) = 3900$

4- Theo vật liệu ẩm $\frac{G_1}{G_a} * C_p * t_{vào} = \frac{194}{94} * 3,15 * 60 = 390$

- Tổng nhiệt lượng vào là : $\Sigma q_{vào} = 6571,4$

❖

Nhiệt ra (kj/kg ẩm)

1- Theo không khí $G_k * H_2 = 5930$

2- Theo sản phẩm đi ra $\frac{G_2}{G_a} * C_{p2} * t_2 = \frac{100}{94} * 1,23 * 70 = 92$

3- Tổn thất ra môi trường xung quanh : $q = 230$

- Tổng nhiệt lượng ra là : $\Sigma q_{ra} = 6252$

❖

Tổn thất nhiệt :

Chênh lệch giữa nhiệt vào và nhiệt ra trong quá trình sấy :

$$\frac{\Sigma q_{vao} - \Sigma q_{ra}}{\Sigma q_{ra}} * 100 = \frac{6571,4 - 6252}{6252} * 100 = 2,87\%$$

Lượng nhiệt tổn thất ra môi trường:

$$\frac{q_m}{Q_\Sigma} * 100 = \frac{230}{6571,4} * 100 = 3,5\%$$

trong đó :

- C_p là nhiệt dung riêng của vật liệu được tính theo công thức sau :

$$C_p = 4,18 * [1 - (0,6 - 0,018 * t)] * \frac{w}{100}$$

Ta tính được : $C_{p1} = 3,15$ (kj/kg.độ)

$$C_{p2} = 1,23 \text{ (kj /kg.độ)}$$

- C_n là nhiệt dung riêng của nước; $C_n = 4,19$ (kj/kg.độ)

- t_{vao} nhiệt độ vào của nguyên liệu ; $t_{vao} = 60^\circ \text{C}$

- t_2 nhiệt độ ra của sản phẩm ; $t_2 = 90^\circ \text{C}$

❖ **Chênh lệch giữa sấy thực tế và sấy lý thuyết:**

$$\Delta = C_n * t_1 - (q_2 + q_m)$$

trong đó :

$$q_2 = \frac{G_1}{G_a} * C_p * t_{vao} - \frac{G_2}{G_a} * C_p * t_2 \text{ là nhiệt đun nóng .}$$

$$q_2 = \frac{194}{94} * 3,15 * 60 - \frac{100}{94} * 3,15 * 90 = 88,4$$

$$\Delta = 4,19 * 60 - (88,4 + 230) = - 67$$

Như vậy ta thấy rằng $\Delta < 0$ như vậy quá trình sấy cần bù thêm nhiệt đun nóng và nhiệt mất do sản phẩm mang ra . Do vậy mà quá trình sấy thực tế sẽ khác với quá trình sấy lý thuyết mà cụ thể là lượng nhiệt cần cung cấp cho quá trình sấy thực sẽ lớn hơn quá trình sấy lý thuyết .

II.3.3 - Quá trình sấy thực:

❖ **Các thông số của quá trình sấy thực được tính như sau:**

- Độ chứa hơi: t

$$d_2 = \frac{-H_1 + \Delta * d_o + C_{kk} * t_2}{\Delta - (r + C_n * t_2)}$$

$$d_2 = \frac{-237,2 - 67 * 0,02 + 1 * 70}{-67 - (2150 + 4,19 * 70)} = 0,067 \quad 180$$

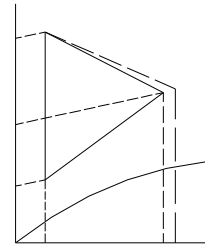
kg ẩm/kg kk khô)

90

- Độ ẩm của không khí ra khỏi thiết

bị sấy:

30



0,02

0,064 0,067

$$\varphi_2 = \frac{d_2 * P}{(0,622 + d_2) * P_{bh}}$$

$$\varphi_2 = \frac{0,057 * 101 * 10^3}{(0,622 + 0,057) * 103033,6} * 100 = 8,4\%$$

- Enthalpi của không khí ra khỏi thiết bị sấy:

$$H_2 = t_2 + (r + C * t_2) * d_2$$

$$H_2 = 70 + (2150 + 4,19 * 70) * 0,067 = 234 \quad (\text{kJ/kg kk khô})$$

- Lượng không khí tiêu hao riêng:

$$l = \frac{1}{d_2 - d_o}$$

$$l = \frac{1}{0,067 - 0,02} = 21,1 \quad (\text{kg kk khô/kg ẩm})$$

- Lượng không khí tiêu hao cho quá trình sấy:

$$G'_k = G_a * l = 94 * 21,1 = 1983,4 \quad (\text{kg kk khô/ h})$$

II.4 – Tính bền cho thiết bị chính:

III.4.1 - Thân thiết bị :

- Chiều cao phần trụ của thân : $H = 2,6 \text{ m}$.

- Đường kính thiết bị : $D = 1,6 \text{ m}$

- Vật liệu chế tạo : Thép không gỉ X18 H10T
- Chiều dày thân chôn sơ bộ là : $S = 5 \text{ mm}$.
- Tính kiểm tra độ ổn định của thân :

Thân chịu lực nén chiều trục và sẽ ổn định nếu thỏa mãn điều kiện sau đây:

$$\frac{P}{\pi * D * (S - C_a)} \leq K_c * E^t * \frac{S - C_a}{D}$$

hoặc

$$S - C_a \geq \sqrt{\frac{P}{\pi * K * K_c}}$$

trong đó ;

- S ; bề dày thân thiết bị ; m
- ρ ; khối lượng riêng của thép ; kg/m^3
- P ; lực nén chiều trục ; N

$$P = M * g = V * \rho * g = \pi * D * H * S * \rho * g$$

$$P = 3,14 * 1,6 * 2,6 * 5 * 10^{-3} * 7.9 * 10^3 * 9,81 = 5062 \text{ N}$$

- K_c Phụ thuộc vào tỷ số : $\frac{D}{2 * (S - C_a)}$

ta có :

$$\frac{D}{2 * (S - C_a)} = \frac{1,6}{2 * 0,005} = 160$$

ta thấy : $25 \leq \frac{D}{2 * (S - C_a)} \leq 2500$ tương ứng thì $K_c \leq 0.155$. Ta chọn $K_c = 0,155$.

E^t ; là mô đun đàn hồi của thép , tra được : $E^t = 2,1 * 10^5 \text{ (N/mm}^2\text{)}$.

Thay vào công thức trên ta có :

$$\sqrt{\frac{P}{\pi * K_c * E^t}} = \sqrt{\frac{2652}{3,14 * 0,155 * 2,1 * 10^5}} = 1,82$$

Ta thấy : $S - C_a = 5 \text{ (mm)} > 1,82$. Vậy thân thiết bị thỏa điều kiện bền

III.4.2 Đáy nắp thiết bị :

Chọn nắp phẳng , đáy dạng nón góc ở đáy là 60° .

Chiều dày của đáy và nắp chọn bằng chiều dày thân , $S = 3 \text{ mm}$. Kiểm tra lại theo tiêu chuẩn bên ta thấy thỏa mãn .

Chương III – TÍNH TOÁN THIẾT BỊ PHỤ:

III.1 - Tính thiết bị truyền nhiệt:



Các thông số ban đầu:

- Các thông số của không khí :

Lượng không khí đi trong thiết bị $G'_2 = 0,653 \text{ (kg/s)}$

Nhiệt độ không khí ban đầu là 30° C vào calorifer được gia nhiệt đến 200° C (xem tổn thất nhiệt từ calorifer đến tháp là 20° C)

Chọn loại ống thép dùng làm ống truyền nhiệt có hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 46,5 \text{ W/m} \cdot ^\circ \text{C}$
đường kính ống $d_1/d_2 = 38/34 \text{ mm}$.Ống được đặt so le ;bước ống : $s_1 = s_2 = 1,5 d_2$.

Khối lò cho đi trong ống thép với vận tốc là $\omega_1 = 6 \text{ m/s}$; không khí đi ngoài ống thép với vận tốc là : $\omega_2 = 3 \text{ m/s}$

Không khí vào thiết bị sấy được gia nhiệt bằng khối lò, các thông số của khối lò như sau:

Lưu lượng : $G'_1 = 0.6 \text{ (kg/s)}$;

Nhiệt độ : $t_{f1} = 290^\circ \text{ C}$.

Nhiệt độ trung bình của không khí :

$$t_{f2} = 0,5 * (t''_{f2} + t'_{f2}) = 0,5 * (200 + 30) = 115^\circ \text{C}.$$

Từ nhiệt độ t_{f2} tra bảng các thông số vật lí của không khí ta có:

Khối lượng riêng : $\rho_{f2} = 0,888 \text{ (kg/m}^3\text{)}$;

Độ nhớt động : $\nu_{f2} = 24,2 * 10^{-6} \text{ (m}^2\text{/s)}$;

Hệ số dẫn nhiệt : $\lambda_f = 3,29 * 10^{-2} \text{ (W/m} \cdot ^\circ \text{C)}$;

Nhiệt dung riêng : $C_{p2} = 1,01 \text{ (kJ/kg)}$;

❖ Nhiệt lượng mà không khí nhận được:

$$Q_2 = G'_k * C_p * (t''_{f2} - t'_{f2}) = 0,653 * 1,01 * (200 - 30) = 112,12 \text{ (kJ)}.$$

Để xác định gần đúng nhiệt độ trung bình của khói lò sau khi trao đổi nhiệt với không khí giả sử nhiệt độ của nó là $t_{f1} = 230^\circ\text{C}$ sau đó tính lặp kiểm tra lại.

Ở nhiệt độ $t_{f1} = 230^\circ\text{C}$ ta có :

$$C_{p1} = 1,11 \text{ (kJ/kg.}^\circ\text{C)}$$

Từ phương trình truyền nhiệt ta có nhiệt lượng mà khói lò truyền cho không khí là:

$$Q_1 = G_1' * C_{p1} * (t_{f1}' - t_{f1}'')$$

bỏ qua tổn thất nhiệt thì lượng nhiệt này đúng bằng nhiệt lượng mà không khí nhận được Q_2 ; do vậy ta có:

$$t_{f1}'' = t_{f1}' - \frac{Q_2}{G_1' * C_{p1}} = 290 - \frac{112,12}{0,6 * 1,11} = 122^\circ\text{C}$$

Nhiệt độ trung bình của khói lò được tính lại như sau :

$$t_{f1} = \frac{t_{f1}' + t_{f1}''}{2} = \frac{290 + 122}{2} = 206^\circ\text{C}$$

Vậy ta dùng $t_{f1} = 206^\circ\text{C}$ để chọn các thông số vật lý của khói lò tra bảng ta có

Khối lượng riêng của khói lò : $\rho_1 = 0,784 \text{ (kg/m}^3\text{)}$

Nhiệt dung riêng của khói lò : $C_{p1} = 1,097 \text{ (kJ/kg.}^\circ\text{C)}$

Hệ số dẫn nhiệt của khói lò : $\lambda_{f1} = 4,01 * 10^{-2} \text{ (W/m.}^\circ\text{C)}$

Độ nhớt động học của khói lò : $\nu_{f1} = 32,8 * 10^{-6} \text{ (m}^2\text{/s)}$

Chuẩn số Prandl của khói lò : $Pr = 0,67$

Chuẩn số Reynolds của khói lò được tính theo công thức sau:

$$Re = \frac{\omega_1 * d}{\nu_{f1}} = \frac{6 * 0,034}{32,8 * 10^{-6}} = 6229$$

Với giá trị của chuẩn số Re trên tra bảng ta có :

$$\frac{Nu}{Pr^{0,43}} = 20 \text{ (Tra theo giản đồ hình 3.1 trang 112 tập 10)}$$

$$\Rightarrow Nu = 20 * 0,67^{0,43} = 16,84$$

Từ đây ta tính được hệ số cấp nhiệt về phía khói lò :

$$\frac{16,8 * 4,01 * 10^{-2}}{0,034} = 20,3 (W / m^2 . ^\circ C)$$

- Về phía không khí(bên ngoài ống)

$$Re_{f2} = \frac{\omega_2 * d_2}{\nu_{f2}} = \frac{3 * 0,038}{24,2 * 10^{-6}} = 4711 > 10^3$$

Không khí đi trong calorifer theo phương vuông góc với chùm ống rong trường hợp này thì chuẩn số Nu được tính theo công thức sau

$$Nu = 0,41 * Re^{0,6} * Pr^{0,35} = 0,41 * 4711^{0,6} * 0,67^{0,35} = 57,3$$

Từ đây ta tính được hệ số cấp nhiệt phía không khí đi ngoài ống :

$$Nu = \frac{\alpha_2 * d_2}{\lambda_2} \Rightarrow \alpha_2 = \frac{Nu * \lambda_2}{d_2} = \frac{57,3 * 3,29 * 10^{-2}}{0,038} = 49,6 (W / m^2 . ^\circ C)$$

- Hệ số truyền nhiệt tổng quát cho calorifer :

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta}{\lambda}} = \frac{1}{\frac{1}{20,3} + \frac{1}{49,6} + \frac{4 * 10^{-3}}{46,5}} = 18,5 (W / m^2 . ^\circ C)$$

- Độ chênh lệch nhiệt độ trung bình logarit:

Trong calorifer dòng không khí và dòng khói lò trao đổi nhiệt với nhau một cách hỗn độn do trong calorifer có nhiều tấm ngăn làm đổi hướng của dòng không khí phía ngoài ống . Lúc này chênh lệch nhiệt độ trung bình sẽ lớn hơn trường hợp xuôi chiều nhưng nhỏ hơn trường hợp ngược chiều và được tính theo công thức sau

$$\Delta t = \Delta t_{ng} * \varepsilon$$

trong đó :

$$\Delta t_{ng} = t_{f1} - t_{f2} = 206 - 115 = 91 ^\circ C$$

ε hệ số hiệu chỉnh .

Để tính được ε ta cần tính :

$$R = \frac{t'_{f1} - t''_{f1}}{t''_{f2} - t'_{f2}} = \frac{290 - 122}{200 - 30} = 0,99$$

$$P = \frac{t''_{f2} - t'_{f2}}{t'_{f1} - t'_{f2}} = \frac{200 - 30}{290 - 30} = 0,654$$

từ hai thông số trên dựa vào đồ thị thực nghiệm ta tra được : $\varepsilon = 0,89$

thay vào ta có :

$$\Delta t = 91 * 0,89 = 81 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Tổng diện tích bề mặt trao đổi nhiệt

$$F = \frac{Q_2}{K * \Delta t_{lg}} = \frac{122,12 * 10^3}{14,1 * 81} = 98,2 (m^2)$$

Diện tích mặt ngoài của một ống là .

$$F_{1 \text{ ống}} = 2 * \pi * d_{tb} * L = 2 * 3,14 * (0,038 + 0,034) * 2 / 2 = 0,45 (m^2).$$

Trong đó L là chiều dài của thiết bị , chọn sơ bộ $L = 2 \text{ m}$

Tổng số ống cần cho thiết bị truyền nhiệt là .

$$n = \frac{F}{F_{1 \text{ ống}}} = \frac{98,2}{0,45} = 218 \text{ (ống)}$$

Đường kính của thiết bị được xác định bằng công thức sau

$$D = s * (m - 1) + 4 * d_1 \quad ; \text{ trong đó}$$

$$m = \sqrt{1 + \frac{4}{3}(n - 1)} = \sqrt{1 + \frac{4}{3} * (218 - 1)} = 17$$

$$s = 1,5 * d_1 = 0,054 (m)$$

Vậy :

$$D = 0,054 * (17 - 1) + 4 * 0,038 = 1(m)$$

$$L/D = 2 \in (2 - 2,5) \text{ vậy lựa}$$

chọn sơ bộ ban đầu là hợp lí



❖ Lượng nhiên liệu tiêu tốn

Không khí ở điều kiện thường $t = 30^{\circ}\text{C}$ được đốt cháy với dầu FO và đốt nóng lên đến nhiệt độ rất cao sau đó trộn với không khí ban đầu trở thành khói lò trao đổi nhiệt với tác nhân sấy có :

Lưu lượng : $G_2' = 0,6 \text{ (kg/s)}$ hay $G_2' = 2160 \text{ (kg/h)}$

Nhiệt độ : $t_k = 290^\circ\text{C}$

Nhiên liệu dùng để đốt là dầu FO có thành phần chủ yếu là các paraffin từ C14 – C17 và khoảng 10% các cấu tử trơ (Tr).

Lượng không khí khô cần thiết để đốt cháy 1 kg nhiên liệu là :

$$L_o = 11,6 * \%C + 34,8 * \%H$$

Đối với dầu FO có 70% C ; 15% H ; còn lại là các cấu tử trơ

$$L_o = 11,6 * 0,7 + 34,8 * 0,15 = 15,43 \text{ (kg kk khô/kg nhiên liệu).}$$

Sau khi cháy với dầu trở thành khói lò nó được dẫn vào buồng hoà trộn với không khí ban đầu để có nhiệt độ mong muốn . Quá trình này được đặc trưng bởi hệ số dư của không khí α

$$\alpha = \frac{Q_c * \eta_{bd} + C_{nl} * t_{nl} - (9 * H + A) * h_a - (1 - (9 * H + A + Tr)) * C_{pk} * t_k}{L_o * (x_o * (h_a - h_{ao}) + C_{pk} (t_k - t_o))}$$

Trong đó :

- η_{bd} : Hiệu suất của buồng đốt ($\eta_{bd} = 0,8$)
- Q_c : Nhiệt trị cao của nhiên liệu ($Q_c = 43157 \text{ kJ/kg}$)
- C_{nl}, t_{nl} : Nhiệt dung riêng và nhiệt độ của nhiên liệu
- C_{pk}, t_k : Nhiệt dung riêng và nhiệt độ của khói lò ($C_{pk} = 1,027 \text{ kJ/kg.độ}$)
- h_a, h_{ao} : Enthampi của hơi nước chứa trong khói lò sau buồng hoà trộn và không khí ngoài trời ($h_a = 2960 \text{ kJ/kg}$, $h_{ao} = 2554 \text{ (kJ/kg)}$)
- x_o, t_o : Hàm ẩm và nhiệt độ ban đầu của không khí ($x_o = 0.02 \text{ kg/kg}$ kk khô)
- A : Lượng hơi nước có trong nhiên liệu ($A \sim 0$)
- Tr : Hàm lượng chất trơ có trong nhiên liệu ($Tr = 10\%$)

Thay vào ta tính được

$$\alpha = \frac{43157 * 0,8 + 1,27 * 29 - (9 * 0,15) * 2960 - (1 - (9 * 0,15 + 0,1)) * 1.027 * 290}{15,43 * (0,02 * (2960 - 2554) + 1,027 * (290 - 30))} = 16,2$$

Lượng không khí khô sau buồng hoà trộn cần thiết là.

$$L_k = (\alpha \cdot L_o + 1) - (Tr + 9 \cdot H + A)$$

$$= (16,2 \cdot 15 + 1) - (9 \cdot 0,15 + 0,1) = 249,5 \text{ (kg kk khô /kg nl)}$$

Lượng nhiên liệu tiêu tốn :

$$B = G_2' / L_k = 0,6 \cdot 3600 / 249,5 = 8,7 \text{ (kg / h)}$$

Thể tích nhiên liệu tiêu tốn cho quá trình sấy là:

$$V_d = B / \rho_d = 8,7 / 0,86 = 10,1 \text{ (l/h)}$$

III.2 - Tính và chọn xyclon lắng

Đường kính của xyclon được tính theo công thức sau

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot \omega_q}}$$

trong đó:

V ; lưu lượng của không khí , m³/s

$$V = 0,653 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\omega_q, \text{ tốc độ quy ước ; } \omega_q = (2,2 - 2,5) \text{ m/s}$$

Chọn tốc độ quy ước là $\omega_q = 2,5 \text{ m/s}$

$$D = \sqrt{\frac{0,654}{2,5 * 0,785}} = 0,6(m)$$

- Vậy chọn xyclon có đường là $D = 600 \text{ mm}$; các thông số kỹ thuật của xyclon như sau:

1. Đường kính cửa vào : 0,105 m
2. Chiều cao cửa vào : 0,33 m
3. Đường kính ống tâm : 0,29 m
4. Chiều cao ống tâm : 0,45 m
5. Chiều cao phần trụ : 0,8 m
6. Tổng chiều cao : 1,85 m

❖ **Trở lực qua xyclon:**

Hệ số trở lực qua xyclon được tính theo công thức sau:

$$\Delta p = \xi * \frac{\omega_q^2 * \rho}{2}; N / m^2$$

ξ , là hệ số trở lực phụ thuộc vào kiểu xyclon; tra bảng ta có $\xi = 60$.

ρ , là khối lượng riêng của không khí, kg/m^3

$$\rho = 0,97 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta p = 60 * \frac{2,5^2 * 0,97}{2} = 182(N / m^2)$$

III.3 – Tính chọn quạt đẩy và quạt hút:

Chọn ống dẫn không khí có đường kính là $\Phi = 300 \text{ mm}$.

❖ **Trở lực từ quạt đến calorifer, (xem khoảng cách từ quạt đến calorifer là 1 m):**

- Vận tốc dòng khí thổi trong ống:

$$\omega_k = \frac{4 * G_k}{\rho * \pi * \Phi^2} = \frac{2350 * 4}{1,097 * 3600 * 3,14 * 0,3^2} = 8,4(m / s)$$

$$\text{Re} = \frac{\omega_k * \Phi}{\nu} = \frac{8,4 * 0,3}{16 * 10^{-6}} = 15,75 * 10^4$$

Ta có :

$$Re_{gh} = 6 * (\Phi/\varepsilon)^{8/7}$$

$$Re_n = 220 * (\Phi/\varepsilon)^{9/8}$$

-Chọn ống bằng tôn có sơn chống rỉ sét, $\varepsilon = 0,5 \text{ mm}$

$$\frac{\varepsilon}{\Phi} = \frac{0,5}{300} = 1,67 * 10^{-3} \subset (0,8 - 125) * 10^{-4}$$

từ đây ta có

$$Re_{gh} = 0,86 * 10^4$$

$$Re_n = 27,34 * 10^4$$

Ta thấy : $Re_{gh} < Re < Re_n$,

-Hệ số ma sát được tính theo công thức sau :

$$\begin{aligned} \lambda &= 0,1 * \left(1,46 * \frac{\varepsilon}{\Phi} + \frac{100}{Re} \right)^{0,23} \\ &= 0,1 * \left(1,46 * 1,67 * 10^{-3} + \frac{100}{15,57 * 10^4} \right)^{0,23} = 2,64 * 10^{-2} \end{aligned}$$

-Trở lực từ quạt đến calorifer là :

$$\Delta p_1 = \lambda * \frac{L}{\Phi} * \rho * \frac{\omega}{2} = 0,026 * \frac{1}{0,3} * \frac{8,4^2}{2} = 3,1 (N / m^2)$$

❖ Trở lực trong calorifer:

$$H_{kk} = n * A * \omega^2 * \frac{T}{T_o}$$

trong đó :

Hệ số ống chiều dài 2 m chọn $A = 3$.

Tổn thất áp để không khí vào và ra thiết bị cùng với chỗ đổi dòng 180° được xem bằng tổn thất áp suất trong các ống của thiết bị.

$$H'_{kk} = 2 * H_{kk} = 2 * 4 * 3 * 12,38^2 * \frac{115 + 273}{273} = 2614 (N / m^2)$$

Vì thiết bị chứa không khí nên cần cung cấp một lượng không khí tăng lên. Do vậy trở lực qua thiết bị tăng khoảng 25% tổng tổn thất qua thiết bị:

Vậy tổng trở lực tổng cộng trong tháp sấy là :

$$\Delta p_2 = 2614 * 1,25 = 3267,4 \text{ (N/m}^2\text{)}.$$

❖ Trở lực từ calorifer đến phòng sấy:

- Vận tốc không khí trong ống dẫn:

$$\omega_k = \frac{4 * G_k}{\rho * \pi * \Phi^2} = \frac{2350 * 4}{0,746 * 3600 * 3,14 * 0,3^2} = 12,38 \text{ (m/s)}$$

$$\text{Re} = \frac{\omega_k * \Phi}{\nu} = \frac{12,38 * 0,3}{47,5 * 10^{-6}} = 7,82 * 10^4$$

Tương tự ta có:

$$\begin{aligned} \lambda &= 0,1 * \left(1,46 * \frac{\varepsilon}{\Phi} + \frac{100}{\text{Re}} \right)^{0,23} \\ &= 0,1 * \left(1,46 * 1,67 * 10^{-3} + \frac{100}{7,82 * 10^4} \right)^{0,25} = 2,25 * 10^{-2} \end{aligned}$$

trở lực :

$$\Delta p_3 = \lambda * \frac{L}{\Phi} * \rho * \frac{\omega}{2} = 0,025 * \frac{15}{0,3} * \frac{12,38^2}{2} = 86,24 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

❖ Trở lực trong thiết bị sấy:

$$\lambda = \frac{16}{\text{Re}^{0,2}} = \frac{16}{(7,82 * 10^4)^{0,2}} = 1,68$$

$$\Delta p_4 = \lambda * \frac{L}{D} * \frac{\omega^2 * \rho}{2} = 1,68 * \frac{4}{1,6} * \frac{0,34^2 * 0,086}{2} = 0,2 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

❖ Trở lực đột thu đột mở vào và ra thiết bị sấy:

Tiết diện của ống :

$$F = \frac{\pi * \Phi^2}{4} = \frac{3,14 * 0,3^2}{4} = 0,071 \text{ (m}^2\text{)}$$

Tiết diện của tháp sấy:

$$F_1 = \frac{\pi * D^2}{4} = \frac{3,14 * 1,6^2}{4} = 2 \text{ (m}^2\text{)}$$

Ta có tỷ lệ : $\frac{F_0}{F_1} = 0,0355$; từ đây tra bảng ta có $\varepsilon = 0,75$

Xem trở lực đột thu bằng trở lực đột mở vậy tổng trở lực do đột thu và đột mở được tính theo biểu thức sau.

$$\Delta p_5 = 2 * \varepsilon * \frac{\omega^2}{2} * \rho = 2 * 0,75 * \frac{12,38^2}{2} * 0,764 = 85,74 (N / m^2)$$

Bỏ qua trở lực do đổi hướng và các trở lực khác.

Vậy tổng trở lực là :

$$\Sigma \Delta p = \Delta p_{\text{cyclon}} + \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3 + \Delta p_4 + \Delta p_5 = 3442,3 \text{ N/m}^2 = H_t$$

$$H_d = 0,2 * H_t - 544,02 = 144,44 (N/m^2)$$

Cột áp toàn phần của quạt là :

$$H_{tp} = H_d + H_t = 144,44 + 3442,3 = 3586,74 (N/m^2) \sim 358,7 \text{ mmH}_2\text{O}$$

Chọn quạt ly tâm :

Áp suất quạt ở điều kiện thực tế.

$$H_p = H_{tp} * \frac{273 + T}{293} * \frac{\rho_k}{\rho}$$

$$H_p = 358,7 * \frac{(273 + 180) * 760 * 0,87}{293 * 760 * 1,11} = 434,7 (mmH_2O)$$

- Công suất của quạt được tính theo biểu thức sau :

$$N = \frac{g * G'_1 * H_p}{\eta * 1000}$$

Trong đó

$$G'_1 = 0,653 \text{ kg/s} .$$

$$\eta , \text{ Hiệu suất chung ; } \eta = 0,7$$

$$H_p , \text{ Cột áp toàn phần của quạt .}$$

$$N = \frac{9,81 * 0,653 * 434,7}{0,7 * 1000} = 3,89 (kw)$$

Trong hệ thống dùng hai quạt mắc nối tiếp như vậy công suất .của mỗi quạt là

$$N' = 2 (kw)$$

Một quạt đặt trước calorifer đẩy không khí vào calorifer còn một quạt đặt sau cyclone hút không khí ra khỏi thiết bị sấy

Công suất của động cơ :

$$N_{dc} = \beta * N ; \text{ với } N = (2 - 5) \text{ ta chọn } \beta = 1,15$$

Vậy công suất của động cơ là

$$N_{dc} = 1,15 * 2 = 2,3 \text{ (kw)}$$

IV.4 - Tính chọn bơm cao áp :

Dùng bơm cao áp , áp suất của bơm tạo được : $p_2 = 60 \text{ at}$.

Lưu lượng dịch sữa theo lý thuyết :

$$Q = \frac{G_1}{\rho_l} = \frac{194}{1232} = 0,157 (m^3 / h)$$

Cột áp toàn phần bơm tạo được khi chạy là :

$$H = \frac{p_2 - p_1}{\rho * g} + H_o + \Delta H$$

Trong đó :

p_1 và p_2 – Áp suất trên bề mặt chất lỏng khoảng hút và khoảng đẩy.

$$p_1 = 1 \text{ at} ; p_2 = 60 \text{ at}$$

ρ - Khối lượng riêng của chất lỏng : $\rho = 1232 \text{ kg/m}^3$

g – Gia tốc trọng trường

H_o – Chiều cao hình học đưa chất lỏng lên ; $H_o = 6 \text{ m}$

ΔH – Áp suất mất do khắc phục trở lực trên đường ống ; $\Delta H = 3\% H$

Từ đây tính được:

$$H = 510 \text{ (m)}$$

Công suất của bơm là :

$$N = \frac{Q * H * \rho * g}{1000\eta} = \frac{0,157 * 510 * 1232 * 9,81}{1000 * 0,7 * 3600} = 0,4 (kw)$$

Để bơm làm việc an toàn ta chọn hệ số an toàn $\beta = 2$

$$N' = \beta * N = 0,8 \text{ (kw)}$$

Vậy ta chọn loại bơm : OPI B

IV.5 – Tính chân đỡ cho thiết bị chính :

Chọn loại chân đỡ như hình vẽ .

$$M = 600 + 200 = 800 \text{ (kg)}$$

Tổng khối lượng của thiết bị là :

Tải trọng lên một chân đỡ là _

$$q = \frac{M}{z} = \frac{800}{4} = 200(kg)$$



Với tải trọng này dựa vào sổ tay quá trình và thiết bị hoá học ta chọn được chân đỡ với các thông số kích thước như sau :

Chiều cao của chân : $H = 2000 \text{ mm}$

Góc mở là 20°

Chiều dày của chân đỡ : $s = 10 \text{ mm}$

IV .6 – Cửa quan sát :

Thiết kế cửa quan sát ở trên cửa người (cửa để sửa chữa hay vệ sinh thiết bị)

Cửa người có kích thước : $0,4 \times 0,5 \text{ (m)}$.

Cửa quan sát là hình tròn có : $d = 0,2 \text{ (m)}$

Chương IV – TÍNH VÀ ĐÁNH GIÁ HIỆU QUẢ KINH TẾ :

IV . 1 – Chi phí để thiết kế thiết bị :

• Giá thành buồng sấy :

- Tổng khối lượng của tháp làm bằng thép không rỉ X18H10T là 500 (kg)

giá thành : $500 * 50000 = 25000000 \text{ đ}$

- Tổng khối lượng của bích làm bằng thép CT₃ là : $50 * 2 = 100 \text{ (kg)}$

Giá thành : $100 * 10000 = 1000000 \text{ đ}$

- Tổng khối lượng của chân đỡ và cửa quan sát vòng tăng cứng làm bằng thép CT₃ là : 100 (kg)

Giá thành : $100 \times 10000 = 1000000$ đ

- Bu lông gắn chóp 12 cái ,bu lông bắt bích 48 cái làm bằng thép CT₃

Giá thành : $5000 \times (12 + 48) = 300000$ đ

- Bông thủy tinh giá thành : 100000 đ .

- Tổng số tiền vật tư : 27400000 đ

Tiền gia công bằng 100% tiền vật tư vậy giá thành của tháp là : 54800000 đ

• **Giá thành các thiết bị phụ :**

Vòi phun giá : 150000 đ

Đầu đốt dầu giá : 500000 đ

Quạt li tâm giá : $1800000 \times 3 = 5400000$ đ

Xyclon giá : $200000 \times 2 = 400000$ đ

Ống thép không rỉ chiều dài là 10 m giá : $10 \times 100000 = 1000000$ đ

Bơm cao áp giá : $800000 \times 2 = 1600000$ đ

Van inox giá : $50000 \times 5 = 250000$ đ

- Tổng giá thành các thiết bị phụ là : 9300000 đ

Chọn hệ số phát sinh trong quá trình thiết kế là $k = 1,3$

Vậy tổng giá thành của thiết bị là :

$$1,3 \times (54800000 + 930000) = 83330000 \text{ đ}$$

TỔNG KẾT

Sau một thời gian tìm tòi nghiên cứu về đề tài sấy vật liệu đặc biệt là sấy sản xuất sữa bột hoà tan bằng công nghệ sấy phun em có một vài nhận xét về ưu nhược điểm của công nghệ này như sau.

Về mặt ưu điểm

- Công nghệ này có thể sấy được các loại vật liệu dạng dung dịch , dạng huyền phù , dạng paste với thời gian sấy khá nhanh

- Sản phẩm thu được ở dạng bột mịn, không cần nghiền, sữa bột hoà tan tốt và chất lượng hầu như không đổi sau với ban đầu

- Thiết bị này có thể dễ dàng tự động hoá ,điều khiển bằng máy tính ...

Tuy nhiên bên cạnh những ưu điểm đó thì nó cũng có một số đặc điểm như sau.

- Chi phí năng lượng cho quá trình sấy lớn, tổn thất nhiệt nhiều, hiệu suất sử dụng nhiệt không cao chỉ khoảng 50-60%.

- Thiết bị khó gia công, khó chế tạo đặc biệt là cơ cấu phân tán tạo sương.Quá trình sấy diễn ra trong tháp với chế độ thủy động lực học phức tạp.

Thiết bị sấy phun có những nhược điểm nhất định nhưng nó vẫn được sử dụng rất rộng rãi trong thực tế như sấy sản xuất bột cam, sản xuất cà phê hoà tan...và đặc biệt là trong công nghệ sản xuất sữa bột hoà tan vì nó cho chất lượng sản phẩm cao và thời gian sấy ngắn mà các thiết bị khác không đáp ứng được.

Một lần nữa em xin chân thành cảm ơn sự hướng dẫn nhiệt tình của thầy Lê Xuân Hải , sự giúp đỡ của các thầy cô giáo trong bộ môn Máy & Thiết Bị , bộ môn Công Nghệ Thực Phẩm đã giúp em hoàn thành đồ án môn học này

TÀI LIỆU THAM KHẢO :

[1] – Nhóm tác giả _ SỔ TAY QUÁ TRÌNH VÀ THIẾT BỊ CÔNG NGHỆ HOÁ CHẤT .Tập I & II

Nhà xuất bản Khoa Học Và Kỹ Thuật Hà Nội - 1999.

[2] - Nguyễn Văn Lựa _ KỸ THUẬT SẤY VẬT LIỆU .

Nhà xuất bản Đại Học Quốc Gia Thành Phố Hồ Chí Minh - 2000

[3] – Trần Văn Phú _ TÍNH TOÁN VÀ THIẾT KẾ HỆ THỐNG SẤY.

Nhà xuất bản Khoa Học Và Kỹ Thuật Hà Nội - 1999.

[4] – Phạm Văn Bôn_ Nguyễn Đình Thọ _ QUÁ TRÌNH VÀ THIẾT BỊ TRUYỀN NHIỆT.

Nhà xuất bản Kỹ Thuật Thành Phố Hồ Chí Minh - 1999.

[5] – Phạm Văn Bôn -Vũ Bá Minh - Hoàng Minh Nam _ QUÁ TRÌNH VÀ THIẾT BỊ CÔNG NGHỆ HOÁ HỌC _ Tập 10

Trường Đại Học Bách Khoa Thành Phố Hồ Chí Minh - 2000

[6] - DAIRY PROCESSING HANDBOOK

MUC LỤC

Lời nói đầu :1

Chương 1 : Tổng quan

1.1 Tổng quan về nguyên liệu2

1.2 Các phương pháp sấy trong sản xuất sữa bột.....7

1.3 Những biến đổi của sữa trong quá trình sấy.....8

1.4 Quy trình công nghệ và thiết bị sấy phun trong sản xuất sữa bột.....9

Chương 2 : Tính cân bằng vật chất và năng lượng:

2.1	Các thông số ban đầu.....	11
2.2	Tính cân bằng vật chất.....	11
2.3	Tính toán thiết bị chính	13
2.4	Tính cân bằng năng lượng.....	16
2.5	Tính bền cho thiết bị.....	22

Chương 3 : Tính toán thiết bị phụ :

3.1	Tính toán thiết bị truyền nhiệt.....	23
3.2	Tính và chọn cyclon lắng.....	29
3.3	Tính chọn quạt đẩy và hút.....	30
3.4	Tính chọn bơm cao áp.....	33
3.5	Tính chân đỡ , cửa quan sát.....	34.

Chương 4 : Tính kinh tế :.....35

Tổng kết : 36

Tài liệu tham khảo :.....37