

TRƯỜNG ĐẠI HỌC BÁCH KHOA ĐÀ NẴNG
KHOA HÓA - NGÀNH CNHH & VẬT LIỆU

THIẾT BỊ NHIỆT



2007

Chương 1

CHUYỂN ĐỘNG KHÍ TRONG Lò CÔNG NGHIỆP

1. Khái niệm và định luật cơ bản.

1.1.1 Khái niệm.

Sự chuyển động của dòng khí trong thiết bị nhiệt nói chung và trong lò sấy, lò nung ngành sản xuất vật liệu xây dựng nói riêng có ảnh hưởng nhiều đến năng suất của lò. Bởi vì sự chuyển động này gắn liền với hiệu quả của quá trình trao đổi nhiệt giữa dòng khí và vật liệu trong lò. Do đó tốc độ, thành phần của khí, chiều hướng và đặc tính chuyển động của dòng khí cần phải đảm bảo. Ngoài những yếu tố trên còn yêu cầu hợp lý về kết cấu lò, kỹ thuật gia công chuẩn bị vật liệu, sự phân bố nhiệt độ và duy trì môi trường trong lò.

Ngày nay trong các thiết bị nhiệt hiện đại, sự chuyển động tự nhiên của dòng khí khó đảm bảo cho lò làm việc có năng suất cao, công suất lớn. Nên hầu hết các thiết bị nhiệt đều dùng quạt để tạo ra sự chuyển động cưỡng bức dòng khí.

Thực tế ở lò công nghiệp, áp suất dư hay chân không thông thường nhỏ hơn 50mm H₂O, do vậy khi tính các quá trình liên quan đến dòng khí có thể bỏ qua ảnh hưởng của các yếu tố áp suất tới sự nén hoặc giãn nở của khí, mà chỉ xem xét nó như chất lỏng không chịu nén, đồng nhất và liên tục lấp đầy kênh dẫn. Nên vận dụng được những định luật chuyển động của chất lỏng vào chất khí.

Cần chú ý điểm khác cơ bản giữa chất khí và chất lỏng ở chỗ chất khí biến đổi thể tích, tốc độ, mật độ rất nhiều theo nhiệt độ. Nên việc nghiên cứu và áp dụng những định luật cơ bản về chất khí cũng rất cần thiết để khảo sát dòng khí trong lò.

1.1.2 Các định luật.

1.1.2.1 Định luật Boil - Mariotte.

Khi nhiệt độ không đổi, áp suất của khối khí tỷ lệ nghịch với thể tích của nó.

$$- T = \text{const} \text{ ta có} \quad \frac{P_1}{P_2} = \frac{V_2}{V_1} \quad (1-1)$$

$$\text{Hay:} \quad pV = \text{const}$$

1.1.2.2 Định luật Gay - Lussac.

Khi áp suất không đổi, thể tích riêng khí lý tưởng sẽ biến đổi tỷ lệ thuận với nhiệt độ tuyệt đối.

$$- P = \text{const}, \text{ ta có} \quad \frac{V_1}{V_2} = \frac{T_1}{T_2} \quad (1-2)$$

$$\text{Hay:} \quad \frac{V}{T} = \text{const}$$

Khối lượng riêng của khí khi áp suất không đổi sẽ biến đổi tỷ lệ nghịch với nhiệt độ của nó.

$$\frac{V_1}{V_2} = \frac{m / \rho_1}{m / \rho_2} = \frac{\rho_2}{\rho_1} = \frac{T_1}{T_2} \quad (1-3)$$

Khi tính toán ta thường gặp và phải tính thể tích khí với khối lượng riêng của khí ở nhiệt độ t°C khi biết thể tích và khối lượng riêng của nhiệt độ chuẩn 0°C.

$$\frac{V_t}{V_o} = \frac{T_1}{T_o} = \frac{273+t}{273}$$

$$V_t = V_o \left(1 + \frac{1}{273}t\right) \quad , [m^3] \quad (1-4)$$

$\frac{1}{273}$: hệ số dẫn nở thể tích, đại lượng này hầu như không đổi với tất cả các loại khí.

$$\rho_t = \rho_o \left(\frac{273}{273+t}\right) \quad , [Kg/m^3] \quad (1-5)$$

Khối lượng riêng của hỗn hợp khí xác định bằng công thức sau:

$$\rho_{hh} = \frac{V_1\rho_1 + V_2\rho_2 + \dots + V_n\rho_n}{100}$$

V_1, V_2, \dots, V_n : Thể tích các khí thành phần (%)

$\rho_1, \rho_2, \dots, \rho_n$: Khối lượng riêng các khí thành phần (kg/m³)

Nếu biết tốc độ khí ở nhiệt độ chuẩn (hoặc nhiệt độ nào đó) ta có thể xác định được tốc độ khí ở nhiệt độ (t °C) đang khảo sát

$$W_t = W_o \left(\frac{273+t}{273}\right) \quad , [m/s] \quad (1-6)$$

Khi thể tích không đổi, áp suất tỷ lệ thuận với nhiệt độ tuyệt đối của nó.

$$- v = \text{const} \quad \frac{P_1}{P_2} = \frac{T_1}{T_2} \quad (1-7)$$

Suy ra quan hệ áp suất ở nhiệt độ t và nhiệt độ chuẩn 0°C:

$$P_t = P_o \left(1 + \frac{1}{273}t\right) \quad (1-8)$$

1.1.2.3 Phương trình trạng thái của khí.

Quan hệ giữa áp suất, nhiệt độ và thể tích biểu thị phương trình trạng thái của khí.

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

P: áp suất của khí, [N/ m²]

v: thể tích riêng của khí, [m³/ kg]

T: nhiệt độ tuyệt đối, [°K]

R: Hằng số khí bằng 8314/M, [j / kg.°C] và M khối lượng mol của khí.

1.1.2.4 Định luật Dalton.

áp suất chung của hỗn hợp khí bằng tổng áp suất riêng phần của khí thành phần.

$$P_{hh} = P_1 + P_2 + \dots + P_n \quad (1-10)$$

$$V_{hh} = V_1 + V_2 + \dots + V_n \quad (1-11)$$

P_{hh} : áp suất của hỗn hợp khí.

P_1, P_2, \dots, P_n : áp suất riêng phần của các khí.

V_{hh} : thể tích của hỗn hợp khí

V_1, V_2, \dots, V_n : Thể tích riêng của từng khí có trong hỗn hợp khí.

Từ Boyle - Mariotte ta tính được áp suất riêng phần, ta có $\frac{P_n}{P_{hh}} = \frac{V_n}{V_{hh}}$ suy ra:

$$P_n = P_{hh} \cdot \frac{V_n}{V_{hh}} \quad (1-12)$$

1.2. Các dạng áp suất khí.

Sự chuyển động của chất khí trong ống dẫn, trong kênh lò ... đều gắn liền với lực gây chuyển động khí đó là áp suất. Đối với khí lý tưởng có 3 dạng áp suất: áp suất tĩnh học, áp suất tốc độ (hay động học) và áp suất hình học. Với khí thực, ngoài 3 dạng áp suất trên còn có áp suất tổn thất hay trở lực.

1.2.1. Áp suất tĩnh học.

áp suất tĩnh học đó là sự chênh lệch áp suất thực trong nồi hơi, trong lò hay trên đường ống... (gọi là áp suất tuyệt đối P_{tu}) với áp suất khí quyển bên ngoài thường đo bằng baromet P_{ba} và nó có giá trị âm hay dương.

$$P_{th} = P_{tu} - P_{ba} \quad (1-13)$$

Trong cơ học chất khí, áp suất tĩnh học được coi là dự trữ năng lượng, năng lượng này sẽ tiêu tốn khi khí chuyển động. Vì vậy áp suất tĩnh học là thế năng của khí.

Đơn vị đo của áp suất có thể là átmốtphê kỹ thuật [at], átmốtphê vật lí [atm], hoặc [mmHg], [N/m²], [mmH₂O], [KG/cm²].

Quan hệ giữa các đơn vị đo:

1 at ứng với 735,56mmHg, hay tương đương 10 mmH₂O = 10.000 mmH₂O = 1kg/cm²= 9.81.10⁴ N/ m². 1atm ứng với 760mmHg hay tương đương 10,333 m H₂O = 10.033mmH₂O

1.2.2. Áp suất hình học.

áp suất hình học được xác định bằng tích số của chiều cao cột khí và độ chênh lệch khối lượng riêng của các khí thay thế nhau (không khí và khí).

$$P_{hh} = Hg (\rho_{kk} - \rho_k) , [N/m^2] \quad (1-14)$$

H - Chiều cao của cột khí , [m]

g - Gia tốc trọng trường [m/s²]

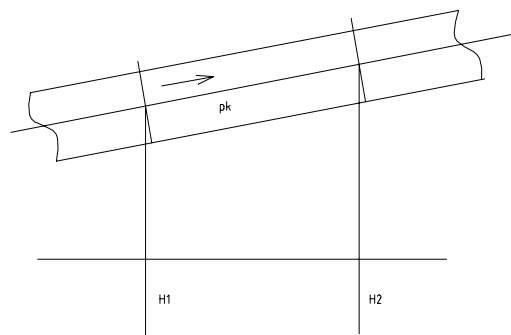
ρ_{kk}, ρ_k = Khối lượng riêng không khí và khí, [kg/m³]

Như vậy áp suất hình học được tạo ra phụ thuộc vào độ cao H và độ chênh lệch khối lượng riêng của khí và không khí. Nếu chiều cao H càng lớn, nhiệt độ khí càng cao tức ρ_k càng nhỏ thì áp suất hình học hay sức hút do ống tạo nên càng lớn.

Giữa 2 tiết diện kênh hay ống dẫn có thể có áp suất hình học nếu có chênh lệch độ cao của 2 tiết diện này và có khí chuyển động trong ống kênh đó (hình 1-1). Trường hợp này áp suất hình học xác định bằng

$$P_{hh} = (H_2 - H_1) g (\rho_{kk} - \rho_k)$$

$$P_{hh} = \Delta H \cdot g (\rho_{kk} - \rho_k) , \quad [N/m^2] \quad (1-15)$$



Hình 1-1 - Sơ đồ áp suất hình học

Giá trị áp suất hình học có thể dương (+) hoặc âm (-).

1.2.3. Áp suất tốc độ.

Áp suất tốc độ là động năng của dòng khí chuyển động. Trong cơ học, động năng của vật thể rắn khí có khối lượng m chuyển động với tốc độ W xác định bằng đại lượng $mW^2/2$. Nếu ta thay khối lượng m bằng khối lượng riêng của vật thể khí ở nhiệt độ t° là ρ_t ta sẽ được áp suất tốc độ:

$$P_{td} = \frac{W_t^2}{2g} \rho_t \quad [mmH_2O]$$

$$\text{Hay } P_{td} = \frac{W_t^2}{2} \rho_t , \quad [N/m^2] \quad (1-16)$$

$$P_{td} = \frac{W_o^2}{2} \rho_o ((1 + \beta.t)) . , [N/m^2] \quad (1-17)$$

W_o ; ρ_o - Tốc độ và khối lượng riêng của khí ở nhiệt độ $0^\circ C$.

Áp suất tốc độ của khí thành lập bởi quạt đẩy hoặc quạt hút hoặc do cả hai.

Vì áp suất tốc độ có liên quan và phụ thuộc nhiều vào tốc độ dòng khí, nên ta phải chú ý đến chuẩn số Reynolds đặc trưng chuyển động của dòng khí.

$$Re = \frac{W_t d}{v_t}$$

v_t - độ nhớt động học của khí ở nhiệt độ t , $[m^2/s]$

W_t — Vận tốc khí ở nhiệt độ t , $[m/s]$

d - đường kính thủy lực của ống dẫn , $[m]$

ví dụ kênh dẫn khí hình chữ nhật có số đo các cạnh a , b

$$d = \frac{2ab}{a + b} \quad (1-18)$$

Nếu $Re < 2200$ ta có chuyển động dòng

$Re > 2200$ ta có chuyển động xoáy

$Re = 2200$ ta có chuyển động quá độ của dòng khí.

13 Phương trình các chất khí.

1.3.1. Phương trình cân bằng khí.

Xét một bình hở đáy chứa đầy khí và nằm ở trạng thái tĩnh hình 1-3 khí này có mật độ ρ_k nhỏ hơn mật độ không khí xung quanh ρ_{kk} . Ta có:

$$\text{áp suất trong bình} \quad P_k = P_a - Hg \rho_k, \quad [N/m^2]$$

$$\text{áp suất ngoài không khí} \quad P_{kk} = P_a - Hg \rho_{kk}, \quad [N/m^2]$$

Do đó:

$$\Delta P = P_k - P_{kk} = Hg (\rho_{kk} - \rho_k) \quad [N/m^2] \quad (1-19)$$

Cũng chứng minh tương tự, nếu bình hở miệng ta sẽ có:

$$P_k = P_a + Hg \rho_k$$

$$P_{kk} = P_a + Hg \rho_{kk}$$

$$\Delta P = P_k - P_{kk} = -Hg (\rho_{kk} - \rho_k) \quad [N/m^2]$$

Trong trường hợp đầu thường ứng dụng để tính chiều cao hợp lí để đặt các thiết bị đo hoặc thiết kế các cửa quan sát, lấy mẫu, thử mẫu. Ở trường hợp thứ hai, áp suất khí trong bình nhỏ hơn áp suất không khí. Cho nên nếu ta mở cửa ở dưới, không khí sẽ ùa vào bình và đẩy khí ra khỏi bình lên phía trên thường ứng dụng để tính chiều cao ống khói.

1.3.2. Phương trình dòng liên tục.

Khi khí chuyển động thì khối lượng khí đi qua mọi tiết diện đều bằng nhau. Nên phương trình liên tục của dòng sẽ có dạng sau:

$$F_1 W_1 \rho_1 = F_2 W_2 \rho_2 = \text{const} \quad (1-20)$$

$$F_1, F_2 \quad - \text{Tiết diện 1 và 2,} \quad [m^2]$$

$$W_1, W_2 \quad - \text{Tốc độ khí của tiết diện 1 và 2,} \quad [m/s]$$

$$\rho_1, \rho_2 \quad - \text{Mật độ khí của tiết diện 1 và 2,} \quad [Kg/m^3]$$

Nếu $\rho = \text{const}$ khi $T = \text{const}$

$$F_1 W_1 = F_2 W_2 = V = \text{const} \quad (1-21)$$

$$\text{Do đó: } W = \frac{V}{F}$$

Và nếu $F_1 = F_2$

$$\rho_1 W_1 = \rho_2 W_2 = \text{const} \quad (1-22)$$

$$\text{Do đó: } W_2 = W_1 \frac{T_2}{T_1} \quad (1-23)$$

Nếu trên đường ống không kín, khí trong ống rò ra ngoài hoặc không khí lọt vào đường ống qua lỗ hở đó, thì phương trình liên tục của dòng có dạng sau:

$$\rho_1 \cdot F_1 \cdot W_1 = G \quad [\text{Kg/s}]$$

$$\rho_{hh} \cdot F_2 \cdot W_2 = G \pm \rho_2 \Delta V \quad [\text{Kg/s}] \quad (1-24)$$

ρ_{hh} - Khối lượng thể tích của hỗn hợp khí $[\text{Kg/m}^3]$

ρ_2 - Khối lượng thể tích của khí lọt $[\text{Kg/m}^3]$

ΔV — thể tích khí lọt vào có dấu (+) và rò ra ngoài có dấu (-), $[\text{m}^3/\text{s}]$

1.3.3. Phương trình chuyển động của khí.

Năng lượng toàn phần của dòng khí lý tưởng bao gồm áp suất tĩnh học, hình học và áp suất tốc độ. Quan hệ giữa các áp suất này được biểu thị bằng phương trình Bernulli, đó là một dạng của định luật bảo toàn năng lượng của dòng khí chuyển động ở áp suất không cao lắm.

Xét tiết diện 1 và 2 của kênh dẫn khí, phương trình chuyển động của khí lý tưởng sẽ là:

$$H_1 + \frac{P_1}{\rho g} + \frac{W_1^2}{2g} = H_2 + \frac{P_2}{\rho g} + \frac{W_2^2}{2g} = \text{const} \quad (1-25)$$

hay

$$H\rho g + P + \frac{W^2 \rho}{2} = \text{const} \quad (1-26)$$

Đó cũng chính là:

$$P_{hh} + P_{th} + P_{td} = \text{const} \quad (1-27)$$

Đối với khí thực, giữa tiết diện 1 và 2 có tổn thất áp suất cho nên phương trình Bernulli sẽ có dạng sau:

$$H\rho g + P + \frac{W^2 \rho}{2} + h_{tt} = \text{const} \quad (1-28)$$

Có nghĩa là: Đối với khí thực, khi chúng chuyển động thì tổng áp suất tĩnh học, hình học, tốc độ và áp suất tổn thất là một đại lượng không đổi.

Nếu ống kênh nằm ngang, áp suất hình học bằng không, lấy ví phân ta có:

$$\frac{dW^2}{2} + \frac{dp}{\rho} + dh_{tt} = 0$$

Tốc độ khí phụ thuộc vào tiết diện của ống, của kênh dẫn và nhiệt độ. Nếu kênh mở rộng, đồng thời áp suất tốc độ không đổi thì tổn thất áp suất chỉ để thắng sức cản do ma sát.

Trong ống kênh nằm ngang với tiết diện không đổi. Giả thiết không có tổn thất $h_{tt} = 0$. Quan hệ giữa sự biến đổi nhiệt độ và áp suất có thể viết dưới dạng:

$$- dp = \rho W dW, (*)$$

Lấy tích phân xác định (*), cuối cùng ta có

$$P_1 - P_2 = \rho_2 W_2^2 - \rho_1 W_1^2 = 2 \left(\frac{W_2^2}{2} \rho_2 - \frac{W_1^2}{2} \rho_1 \right)$$

Nếu ống kênh không nằm ngang, chiều cao của tiết diện 1 là H_1 , của tiết diện 2 là H_2 và $H_2 > H_1$ ta sẽ có phương trình:

$$P_1 - P_2 = 2 \left(\frac{W_2^2}{2} \rho_2 - \frac{W_1^2}{2} \rho_1 \right) + \rho_o \frac{273}{T_2 - T_1} g (H_2 - H_1) \ln \frac{T_2}{T_1}$$

Nếu từ tiết diện 1 đến tiết diện 2 có tổn thất thì phương trình chuyển động của khí có dạng:

$$P_1 - P_2 = 2 \left(\frac{W_2^2}{2} \rho_2 - \frac{W_1^2}{2} \rho_1 \right) + \rho_o \frac{273}{T_2 - T_1} g (H_2 - H_1) \ln \frac{T_2}{T_1} + h_{tt} \quad (1-29)$$

Những phương trình trên sử dụng khi nhiệt độ thay đổi nhiều như trong buồng thu hồi nhiệt chẳng hạn.

1.4. Sự chuyển hóa giữa các dạng áp suất.

Hãy khảo sát sự chuyển động khí theo đường ống ở hình 1- 4, áp suất hình học $h_{ph} = 0$ và giả sử áp suất tổn thất $h_{tt} = 0$. ở đoạn tiết diện hẹp, áp suất tốc độ tăng lên dẫn tới giảm áp suất tĩnh học một đại lượng chính bằng đại lượng tăng của áp suất tốc độ. Như vậy có nghĩa là áp suất tĩnh học đã chuyển thành áp suất tốc độ hay nói khác đi áp suất tốc độ được tạo ra bởi áp suất tĩnh học.

Hình 1-4 - Sự chuyển áp suất tĩnh học thành áp suất tốc độ.

(Xem trang sau)

Dự trữ năng lượng của khí là áp suất tĩnh học nhờ đó mà khí chuyển động. Trong dòng khí chuyển động lại xuất hiện áp suất tổn thất. Như vậy ngay cả khí chuyển động khí theo đường ống có tiết diện không đổi áp suất tĩnh học dần dần chuyển thành áp suất tốc độ và áp suất tốc độ lại liên tục chuyển thành áp suất tổn thất.

$$h_{th} \rightarrow h_{td} \rightarrow h_{tt}$$

Khi đó, trong kênh tiết diện không đổi, áp suất tốc độ luôn luôn không đổi do sự chuyển hóa của áp suất tĩnh học. áp suất tổn thất thì ngược lại, nó không thể biến thành dạng áp suất nào khác, điều đó có nghĩa là áp suất tổn thất là dạng không thuận nghịch. Động năng của khí khi đó chuyển thành nhiệt năng ứng với đại lượng áp suất tổn thất. Thực tế, nhiệt độ khí khi đó tăng lên rất ít (chỉ vài phần của độ) và coi như không tăng. Do đó áp suất tổn thất làm giảm dự trữ năng lượng của áp suất tĩnh học.

Từ phương trình Bernulli ta thấy rằng, khi thay đổi một áp suất này thì áp suất kia cũng thay đổi theo. Điều đó có nghĩa là một áp suất này có thể chuyển thành áp suất khác khi tổng áp suất của dòng khí chuyển động duy trì không đổi.

Thông thường sự chuyển hóa áp suất xảy ra khi có sự thay đổi tiết diện kênh dẫn.

1.5 Sức cản (trở lực) của dòng khí.

Khi dòng khí chuyển động thẳng trong kênh thẳng có tiết diện không đổi thì năng lượng của dòng khí phải tiêu tốn một ít do khí ma sát vào tường, vào kênh...

Khi tiết diện kênh thay đổi như co hẹp hay ở rộng, hoặc thay đổi chiều hướng chuyển động (quay vòng) hay có một cản trở nào đó trên đường đi của dòng khí, đều xuất hiện trở lực phụ và dòng khí phải tiêu tốn năng lượng để khắc phục trở lực đó. Trở lực này xuất hiện làm cho tốc độ dòng khí phải phân bố lại theo tiết diện ngang, đồng thời tạo ra các dòng xoáy phụ dẫn đến tiêu tốn năng lượng.

Như vậy trên đường đi của khí vào kênh (ống hay tường) và có.

- *Sức cản do ma sát* của khí vào kênh (ống hay tường) và sức cản này xuất hiện trên toàn bộ đường đi của khí trong kênh dẫn ở mọi tiết diện và chiều hướng khác nhau.

- *Sức cản địa phương* xuất hiện chỉ ở những khu vực hay đoạn nào đó của kênh dẫn, ví dụ: đoạn kênh đó thay đổi tiết diện hoặc thay đổi hướng đi...

Tuy nhiên bên cạnh hai dạng sức cản trên còn có dạng sức cản khác do áp suất hình học tạo nên. Trường hợp này chỉ xảy ra khi chuyển khí nóng theo đường ống xuống phía dưới nghĩa là ngược với chiều chuyển động tự nhiên của khí nóng. Trái lại, nếu chuyển động khí nóng lên phía trên thì áp suất hình học lại là năng lượng chuyển vận khí và nó phải phụ thêm vào áp suất tĩnh học và áp suất tĩnh học là năng lượng của dòng khí chuyển động.

Vì thế nếu áp suất hình học là sức cản thì phải đưa vào tổng sức cản của hệ thống, ngược lại nếu đó là năng lượng chuyển động thì nó sẽ giảm sức cản của hệ cho nên tổng sức cản của hệ sẽ bằng:

$$h_{tt} = \sum h_{ms} + \sum h_{df} \pm \sum h_{hh} \quad (1-30)$$

h_{ms} - sức cản do ma sát

h_{df} - sức cản địa phương (cục bộ).

h_{hh} - áp suất hình học

Đơn vị đo bằng N/m^2 hoặc $mm H_2O$.

1.5.1. Sức cản do ma sát.

Sức cản do ma sát có trên suốt đường đi của khí, nó phụ thuộc vào đặc tính chuyển động của dòng khí tức chuẩn số Reynolds, trạng thái bề mặt của kênh dẫn, chiều dài và đường kính của kênh đó:

$$h_{ms} = \beta \frac{L}{d} \cdot \frac{W_o^2}{2} \cdot \rho_o \frac{273+t}{273}, [N/m^2] \quad (1-31)$$

Trong đó:

$$\frac{W_o^2}{2} \cdot \rho_o \frac{273+t}{273} = h_{td}$$

β - hệ số ma sát, nó phụ thuộc vào trạng thái bề mặt của kênh dẫn và chế độ chuyển động của khí tức là phụ thuộc vào chuẩn số Re.

L - Chiều dài kênh dẫn khí, [m]

d - Đường kính kênh dẫn khí, [m].

Khi chuyển động dòng:

$$\beta = \frac{64}{Re} \quad ; \quad Re = \frac{W \cdot d}{\nu} \quad (1-32)$$

W - tốc độ dòng khí. [m/s]

ν - độ nhớt động của khí [m²/s]

d - đường kính qui đổi (đường kính thủy lực) của kênh dẫn khí.

$$d = \frac{4F}{C}$$

F - tiết diện ngang của kênh dẫn, [m²]

C- chu vi của tiết diện đó, [m]

Khi chuyển động xoáy, sự phân bố tốc độ trở nên không đều đặn. Do có dòng xoáy mà trở lực tăng lên. Ngoài ra ở chỗ gồ ghề của mặt kênh còn tạo ra sức cản phụ do các dòng xoáy riêng biệt gặp nhau.

Nếu tốc độ chuyển động của khí càng cao, độ xoáy càng lớn thì độ gồ ghề của mặt kênh càng có ảnh hưởng nhiều đến sức cản. Lớp khí cứ chuyển động dòng ngay sát mặt kênh dần dần biến mất do độ xoáy tăng lên và sức cản đạt tới giá trị cực đại.

Khi khí chuyển động xoáy trong ống kim loại nhẵn, hệ số cản do ma sát không phụ thuộc vào loại khí chuyển động. Nếu $Re \leq 10^5$ hệ số này xác định theo công thức Bzarius bằng:

$$\beta = \frac{0,3164}{Re^{0,25}} \quad (1-33)$$

Trong đó kim loại xù xì:

$$\beta = \frac{0,129}{Re^{0,12}} \quad (1-34)$$

Trong ống xây bằng gạch

$$\beta = \frac{0,175}{Re^{0,12}} \quad (1-35)$$

Khi độ xoáy của dòng tăng cao, độ gồ ghề của kênh có ảnh hưởng rất nhiều đến hệ số cản. Khi đó hệ số cản không phụ thuộc vào chuẩn số Re nữa mà chỉ phụ thuộc vào độ gồ ghề của mặt kênh.

$$\beta = 0,19 \sqrt[3]{\varepsilon} \quad (1-36)$$

$\varepsilon = \frac{K}{d}$ - Độ gồ ghề tương đối của mặt kênh. K - Chiều cao trung bình của lớp gồ ghề của mặt kênh dẫn, [mm]. d - Đường kính của kênh dẫn, [mm]

Đối với các ống, ta có trị số K sau:

ống kim loại mới K= 0,04 - 0,17

ống gang mới K= 0,21 - 0,42

ống kim loại bản K= 0,75- 0,90

Kênh gạch K= 0,80 - 6,0

Gần đúng, trị số ε có thể lấy giá trị sau:

$$\text{ống kim loại mới} \quad \varepsilon = \frac{0,5}{d}$$

$$\text{Kênh gạch} \quad \varepsilon = \frac{3}{d}$$

Khi tính toán lò nung và lò sấy, hệ số cản do ma sát của không khí hay khói lò có thể dùng công thức gần đúng $\beta = m \frac{L}{d}$ và m đối với:

Kênh gạch	m = 0,05
ống kim loại không bị oxy hóa	m = 0,025
ống kim loại bị oxy hóa ít	m = 0,035
ống kim loại bị oxy hóa nhiều	m = 0,045

Trong công nghiệp lò, do quá trình khí chuyển động gắn liền với sự trao đổi nhiệt nên hàm lượng bụi trong khí cũng có ảnh hưởng. Hệ số ma sát kể đến ảnh hưởng này có dạng:

$$\beta' = \beta(1 + \mu) \text{ và } \mu \text{ hàm lượng bụi trong khí, [kg/ kg]}$$

Lúc này phải chú ý đến sự thay đổi khối lượng riêng của khí khi chuyển động.

$$\rho_o^k \text{ khối lượng thể tích của khí ở điều kiện chuẩn}$$

$$C \text{ nồng độ bụi trong khí [kg/m}^3\text{]}$$

1.5.2. Sức cản địa phương (cục bộ).

Khi thay đổi hình dạng hình học của ống dẫn (mở rộng, thu hẹp, chỗ uốn, gấp khúc . . .) thì tốc độ, chiều hướng chuyển động, hình dạng của dòng khí cũng thay đổi theo. Điều đó làm tăng độ xoáy của dòng, làm tốc độ của dòng theo tiết diện của kênh dẫn bị phân bố lại. Kết quả phải tiêu tốn một phần năng lượng của khí chuyển động và để tiện tính toán người ta thường biểu diễn phần tổn thất năng lượng này bằng một phần nào đó của áp suất tốc độ xác định theo phương trình:

$$h_{df} = \xi h_{td}$$

$$= \xi \frac{W_t^2}{2g} \rho_t = \xi \frac{W_o^2}{2} \rho_o \left(\frac{273+t}{273} \right), \text{ [mm H}_2\text{O]} \quad (1-37)$$

t - Nhiệt độ của khí [°C]

ξ - Hệ số cản địa phương

Trường hợp đột mở có thể sử dụng công thức gần đúng tính hệ số cản xác định theo công thức của Borde - Karno:

$$\xi = \left(1 - \frac{F_1}{F_2}\right)^2 \quad (1-38)$$

Nếu khí chuyển động dòng thì tỷ lệ $\frac{W_{tb}}{W_{max}} = 0,5$. Trong trường $F_2 \gg F_1$ hay $\left(\frac{F_1}{F_2} \rightarrow 0\right)$ hệ số cản đối với ống tròn $\xi = 2$, đối ống có tiết diện bất kỳ $\xi = 1,55$.

Khi chuyển động xoáy tỷ lệ tốc độ $\frac{W_{tb}}{W_{max}} = 0,84$, và dòng chuyển động trong ống phẳng $\xi = 1,15$, nếu $\frac{W_{tb}}{W_{max}} = 0,9$ và $\left(\frac{F_1}{F_2} = 0\right)$ thì $\xi = 1,06$.

Nếu phân bố tốc độ không đối xứng, như khi ngoặt đường ống hay góc mở của ống loa quá lớn $\xi = 3,7$.

Trường hợp đột thu, hệ số cản phụ thuộc vào tỷ lệ F_2/F_1 và hình dáng của khu vực thoát khí như trong trường hợp hình vẽ trên, hệ số cản xác định theo công thức:

$$\xi = 0,5 \left(1 - \frac{F_2}{F_1}\right) \quad (1-39)$$

Nếu cạnh mép của lỗ ống thu hẹp được gia công tròn đi, không sắc như hình trên, thì dòng khí sẽ đều đặn hơn, giảm được khu vực cắt dòng, xoáy dòng và hệ số cản giảm xuống còn $\xi = 0,1 \left(1 - \frac{F_2}{F_1}\right)$.

Trường hợp thay đổi chiều của dòng tổn thất áp suất cũng tính theo công thức:

$$h_{df} = \xi \frac{W_{01}^2}{2g} \rho_o \left(1 + \frac{1}{273} t\right), \quad [\text{mm H}_2\text{O}]$$

Hệ số ξ phụ thuộc vào góc quay α° , bán kính trong của mép R , tỷ lệ tiết diện ống dẫn F_2/F_1 , hình dạng tiết diện ống dẫn chữ nhật (h/b), vị trí quay, mức độ gồ ghề của kênh khí và chuẩn số Re .

Ví dụ góc quay $\alpha = 90^\circ$, mép sắc đối với tiết diện chữ nhật nhưng tỷ lệ chiều cao với chiều rộng $\frac{h}{b} = 0,25$, tường gồ ghề thì $\xi = 1,86$, khi $\frac{h}{b} = 4$ thì $\xi = 1,35$.

Trường hợp dòng khí có hình chữ Z, tường nhẵn thì ξ có giá trị khác nhau khi khoảng cách ngoặt khác nhau. Nếu $\frac{1}{b}$ nhỏ thì ξ có giá trị nhỏ và tăng đến $\xi = 4,22$ khi $\frac{1}{b} = 1,8$. Sau đó ξ giảm và khi $\frac{1}{b} > 10$ cả hai đoạn quay 90° này có $\xi = 2,3$.

Nếu quay theo hình chữ U với tiết diện như nhau, giá trị ξ phụ thuộc vào tỷ lệ $\frac{1}{b}$. Khi $\frac{1}{b} = 0$ thì $\xi = 3,6$. Tăng tỷ lệ $\frac{1}{b}$ đến $(1 - 1,2)$ thì $\xi = 1,2$. Nếu tăng tiếp $\frac{1}{b}$ trị số ξ tăng mạnh và khi $\frac{1}{b} = 2,4$, $\xi = 2,3$.

1.5.3. Một số phép tính đặc biệt.

Trong công nghiệp lò nung và lò sấy, khí chuyển động thường có trao đổi nhiệt. Cho nên khi tính toán sức cản do ma sát ở khu vực đó ta dùng công thức sau:

$$h_{ms} = \beta \frac{L}{d} \frac{W_0^2}{2} \rho_o \frac{273+t}{273} \left(\frac{2}{\sqrt{\frac{T_t}{T_k}} + 1} \right), \quad [\text{N/m}^2] \quad (1-40)$$

L, d : chiều dài và đường kính thủy lực đoạn kênh tính, [m].

t : nhiệt độ của khí, [°C].

T_t, T_k : nhiệt độ tường kênh (ống dẫn) và của khí [°K].

Nếu khí có nhiều bụi, thì khi tính toán sức cản ta dùng hệ số cản như sau:

$$\beta_{ms} = \beta (1 + \mu) \quad (1-41)$$

$$\beta_{df} = \xi (1 + 0,8\mu) \quad (1-42)$$

μ hàm lượng bụi trong khí, [kg/Kg].

Do lắng bụi ở những phần đặc biệt của đường ống, cho nên khi tính toán sức cản thủy lực để lựa chọn quạt cần phải lấy dự trữ áp suất 20%.

Trở lực của lớp vật liệu xếp trên xe goòng lò nung tuynnen được xác định

$$h_x = \xi \frac{W_0^2}{2g} \rho_0 \frac{273+t_{tb}}{273} \quad [\text{mH}_2\text{O}] \quad (1-43)$$

ξ Hệ số cản của lớp xếp (0,4 — 0,5)l

với l là chiều dài của phần lò có vật liệu xếp, [m].

W_0 Tốc độ trung bình của dòng khí ở tiết diện thoáng, [m/s]

t_{tb} nhiệt độ trung bình của phần lò tính trở lực, [°C]

Với vật liệu xếp trong lò vòng, lò nằm . . . vật liệu được xếp thành các rãnh dẫn khí song song với trục lò:

$$h_x = \xi \frac{W_0^2}{2g} \rho_0 l \frac{273+t_{tb}}{273} \quad , [\text{mH}_2\text{O}]$$

Trong đó l là chiều dài lớp vật liệu, [m]

ξ - Hệ số cản, đối với kênh thẳng

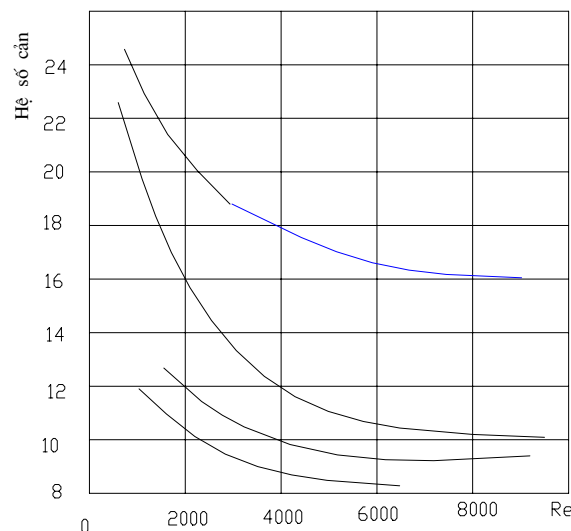
$$\xi = \frac{0,00127}{d^{1,5}} \quad (1-44)$$

d - Đường kính thủy lực của các kênh lớp xếp, m

Khi xác định sức cản của lớp vật liệu dạng hạt như lớp than trong lò khí hóa, lớp clinker, dolomit hay vôi trong lò chúng ta dùng công thức sau:

$$h_{l\text{ốp}} = \xi_1 \frac{H}{d_{d1}} \frac{W_0^2}{2} \rho_0 \left(\frac{273+t_{tb}}{273} \right), \quad [\text{N/m}^2] \quad (1-45)$$

ξ_1 - Hệ số cản của lớp vật liệu, nó phụ thuộc vào dạng vật liệu và chuẩn số Re xem hình (1-9).



d- Đường kính trung bình của hạt, [m]

ρ_o - Khối lượng thể tích của khí [Kg/m³]

W_o - Tốc độ khí ở 0° C ứng với toàn tiết diện của vỏ lò [m/s.]

t_{tb} - Nhiệt độ trung bình của khí đi qua lớp [°C]

Hệ số cản của lớp hạt có kích thước và hình dáng không giống nhau có thể xác định:

$$\xi_1 = \frac{1,53}{4,2} \left(\frac{75}{Re} + \frac{15}{\sqrt{Re}} + 1 \right) + \Delta \xi_1 \quad (1-46)$$

f- Hệ số rỗng của lớp (xem bảng 1-1)

$$f = \frac{\rho_{v1} - \rho_o}{\rho_{v1}}$$

ρ_{v1} - Khối lượng riêng của vật liệu. [Kg/m³]

ρ_o - Khối lượng thể tích vật liệu, [Kg/ m³]

Chuẩn số Re xác định theo công thức:

$$Re_1 = \frac{0,45}{(1-f)\sqrt{f}} \cdot \frac{W_t d_{d1}}{v_t} \quad (1-47)$$

$$W_t = W_c \left(\frac{273+t}{273} \right) \quad [m/s]$$

$$d_{d1} = \frac{G_1 + G_2 + \dots + G_n}{\frac{G_1}{d_1} + \frac{G_2}{d_2} + \dots + \frac{G_n}{d_n}} \quad [m] \quad (1-48)$$

G_1, G_2, \dots, G_n - Khối lượng các phân hạt (Kg) ứng với đường kính của các hạt d_1, d_2, \dots, d_n

v_t - Độ nhớt động học [m²/s], và $\Delta \xi_1$ - Gia số

$$\Delta \xi_1 = 2 \frac{t_r - t_v}{273 + t_{tb}} \quad (1-49)$$

$t_r - t_v$ - Hiệu số nhiệt độ của khí lúc ra và vào [°C].

t_{tb} - Nhiệt độ trung bình của khí [°C].

Bảng 1-1

Vật liệu	Đường kính hạt mm	Hệ số rỗng f
Phối liệu xi măng dạng hạt	3 - 10	0,42 - 0,48
Clinker cement	3 - 50	0,46 - 0,51
Sỏi	40 - 45	0,38 - 0,39
Agloporit	10 - 30	0,46 - 0,49
Quặng	0,8 - 1,1	0,58 - 0,59
Vôi, thạch cao	1,2 + 3,1	0,34 - 0,39
Bì kim loại	1,8 - 4,9	0,38 - 0,50

Sức cản thủy lực của lớp vật liệu có thể xác định bằng công thức sau:

$$h_1 = \xi_1 \frac{W_0}{2} \rho_0 \left(\frac{273+t}{273} \right), [N/m^2] \quad (1-50)$$

W_0 - Tốc độ khí ở 0°C ứng với toàn tiết diện của lò đứng m/s

ξ_1 - Hệ số cản của lớp.

Đối với hạt tròn và chuyển động dòng $Re < 7$

$$\xi_1 = \frac{2056}{Re} \cdot \frac{H}{d_c} \quad (1-51)$$

H: Chiều cao lớp liệu, [m]

d_c : Đường kính trung bình phân loại cục, [m] và

$$d_c = \frac{1}{\sum \frac{G}{d}}, [m] \text{ trong đó: } G \text{ phân trọng lượng theo cỡ hạt, } d: \text{ đường kính cục theo}$$

các cỡ hạt, tính theo đường kính trung bình của mắt sàng để cục lọt qua, [m]

Khi chuyển động xoáy $Re > 7$

$$\xi_1 = \frac{1800}{Re} + \frac{46}{Re^{0.08}} \quad (1-52)$$

Công thức trên ứng với $f = 0,4$ (thông thường $f = 0,4 - 0,6$).

Để xác định hệ số cản của lớp vật liệu dạng hạt cũng có thể dùng công thức khác, ví dụ:

$$\xi_1 = 15,2 \frac{H}{f^{0,8} d^{1,2}} \left(\frac{v}{W_t} \right)^{0,2} \quad (1-53)$$

H — Chiều cao lớp vật liệu hạt cần tính trở lực, [m]

.f — hệ số rỗng.

v_t - Độ nhớt động của khí, [m²/s]

d- Đường kính quy đổi của hạt.

$$d = \frac{2}{3} d_k \frac{f}{1-f} \quad [m] \quad (1-54)$$

d_k - Đường kính hạt vật liệu.

$$\xi_1 = a \frac{H}{W_t^n} \quad (1-55)$$

a, n - Hệ số phụ thuộc vào kích thước trung bình của hạt (bảng 1-2).

Giá trị a và n đối với vật liệu có hình dạng không đều.

Bảng 1-2

Hệ Số	Đường kính trung bình của hạt,						
	1	2	4	6	10	15	20
.a	70.5	40.2	22.2	13.7	5.5	2.5	1.7
.n	0.65	0.63	0.56	0.49	0.36	0.24	0.15

Sức cản của lớp than trong lò khí hóa được xác định tùy theo kiểu ghi lò, cường độ khí hóa và thường có giá trị như sau: Than đá, antracit, kok, khi cường độ khí hóa.

$$150\text{Kg/m}^2.\text{h} \quad 800 - 1500\text{N/m}^2.$$

$$250\text{Kg/m}^2.\text{h} \quad 300\text{N/m}^2.$$

Sức cản của lớp than trên ghi đốt phẳng khi đốt antracit không phân loại 1000N/m^2 , có phân loại 800N/m^2 , than đá và nâu 500N/m^2 . Có thể dùng công thức sau:

$$h = m \left(\frac{B}{F} \right)^2, \quad [\text{mH}_2\text{O}] \quad (1-56)$$

B- Lượng than trung bình để đốt [kg/h].

F- Bề mặt của ghi đốt, [m²]

m- Hệ số với Than nâu: 0,001 - 0,0015.

Than đá không kết khối: 0,0003 đến 0,0005.

Antracit : 0,001 ÷ 0,002

Cám antracit: 0,01 - 0,015

Khi thay đổi nhiệt độ ở lớp vật liệu dạng hạt trong trường hợp đốt nóng và làm nguội chúng, hệ số cản xác định theo công thức:

$$\xi_t = \xi + 2 \frac{t_c - t_d}{273 + \frac{t_c - t_d}{2}} \quad (1-57)$$

t_d, t_c - Nhiệt độ đầu và cuối của khí °C.

Sức cản của xyclon có thể tính theo tốc độ của ống vào hoặc tốc độ ứng với toàn tiết diện của xyclon:

$$W_o = \frac{V_o \cdot 4}{\pi D_s^2}$$

V_o - Lực lượng khí, [m³/s]

D_s - Đường kính của xyclon .

$$D_s = \sqrt{\frac{V_t}{222 W_t}} n$$

V_t - Lưu lượng khí ở nhiệt độ t, [m³/h]

W_t - Tốc độ khí ở ống thoát 18 ÷ 22m/s

Sức cản của xyclon tính theo công thức:

$$h_s = \xi_s' \frac{W_o^2}{2} \rho_0 (1+\mu), \quad [\text{N/m}^2] \quad (1-58)$$

Sức cản của một nhóm xyclôn lớn hơn một xyclon 10%.

Tính sức cản của xyclôn dùng công thức:

$$h_s = \xi_s' \frac{W_v^2}{2} \rho_t \left(\frac{273+t}{273} \right), \quad [\text{N/m}^2] \quad (1-59)$$

μ - Hàm lượng bụi trong dòng khí lúc vào Siklon Kg/Kg .

ξ_s - Hệ số cản của Siklon.

Sức cản thủy lực của tầng sôi xác định theo công thức:

$$h_{ts} = 9,81 C \rho_{bk} H_1 (1 - f), \quad [N/m^2] \quad (1-60)$$

C- Hệ số kể đến các lớp tuần hoàn, với chế độ dòng.C= 1,0 và xoáy C = 0,95

ρ_{bk} - Mật độ biểu kiến của vật liệu, $[Kg/m^3]$

H_1 - Chiều cao của lớp, [m]

f- Hệ số rỗng ở trạng thái tĩnh.

Tổn thất áp suất trong lò sấy ống khí nâng vật liệu lên một đoạn H (chiều cao của ống) có thể xác định theo công thức sau:

$$h_{tt} = 9,81 H \mu_{tb} \rho_{tb}, \quad [N/m^2] \quad (1-61)$$

Tổn thất áp suất khi phân ly hạt trong lò sấy ống

$$h_p = \mu_{tb} \rho_{tb} \frac{W_{tb}^2}{2} \quad [N/m^2] \quad (1-62)$$

Nồng độ trung bình μ_{tb} của vật liệu trong lò sấy ống xác định theo công thức:

$$\mu_{tb} = \frac{G_1 - 0,5m}{G_k + 0,5(L_{kk} + n)} \quad [Kg/Kg] \quad (1-63)$$

G_1 - Khối lượng vật liệu khô đi vào lò sấy Kg/h

G_k - khối lượng động lực sấy khí vào lò sấy ống, Kg/h

L_{kk} - Lượng không khí hút theo vào lò sấy ống, Kg/h

n- Lượng hơi ẩm bốc hơi trong lò sấy, Kg/h.

Sức cản của đệm buồng hồi nhiệt xác định theo công thức:

$$h_{hn} = \xi_{hn} l \frac{W_0^2}{2} \rho_0 \left(\frac{273 + t}{273} \right), \quad [N/m^2] \quad (1-64)$$

l- Chiều dài đường đi của khí, [m]

ξ_{hn} - Hệ số cản khi xếp thành kênh thẳng (kiểu xi men đơn giản).

$$\xi_{hn} = \frac{1,14}{\sqrt[4]{d}} \quad (1-65)$$

Khi xếp theo kiểu chông chéo (kiểu xi men quân cờ):

$$\xi_{hn} = \frac{1,57}{\sqrt[4]{d}} \quad (1-66)$$

d- Đường kính thủy lực của kênh trong đệm, m

W_0 - Xác định ứng với tiết diện sống của đệm khi khối lượng thể tích của nó là ρ_0 .

Sức cản của đệm có thể dùng công thức:

$$h_{hn} = n \frac{0,171 W_0^2}{d^{0,25} 2} \rho_o \left(\frac{273+t}{273} \right), [N/m^2] \quad (1-67)$$

n- Số dãy gạch đệm $n = \frac{H}{b}$

b- Chiều cao của gạch đệm, m

H- Chiều cao của lớp đệm, m

Trong lò nung đồ gốm, sức cản thủy lực của chúng có thể xác định:

$$h_g = \xi_g L W_{tb}^2 g \quad N/m^2 \quad (1-68)$$

L- Chiều dài lớp xếp vật liệu nung, m

W_{tb} - Tốc độ trung bình của khí qua tiết diện sống của lò, m/s

g- Gia tốc trọng trường.

ξ_g - Hệ số cản của lò gốm.

$$\xi_g = \left(\frac{1,1F_s}{\sum_1^n \frac{nF}{\sqrt{a}}} \right)^2 \quad (1-69)$$

F_f - Tiết diện sống của toàn lớp vật liệu xếp trong lò, m^2 .

n, S Số kênh và tiết diện ngang của mỗi kênh, m^2 .

a- Hệ số cản của kênh $0,012 \div 0,015$

K- Hệ số kinh nghiệm $K = 0,075 \div 2,4$.

1.6 Thông gió trong lò.

Chuyển động khí trong lò có ảnh hưởng nhiều đến điều kiện trao đổi nhiệt, sự phân bố nhiệt độ, áp suất cũng như đến sức cản của dòng khí chuyển động và những đặc tính khác. ở lò phòng nung gốm hay lò nấu thủy tinh, khí chuyển động chậm hơn so với lò quay. ở lò phòng chên lệch nhiệt theo tiết diện ngang lớn hơn so với lò quay. Việc làm đồng đều nhiệt độ ở lò phòng là nhờ dòng khí tuần hoàn tự nhiên. Còn ở lò quay do tốc độ dòng khí quá lớn, cho nên việc làm đồng đều nhiệt độ là nhờ dòng cưỡng bức.

Đưa khí vào hay thải khí ra khỏi lò nung, lò sấy hoặc các thiết bị nhiệt khác được tiến hành bởi thiết bị thông gió.

Có hai phương pháp thông gió: nhân tạo và tự nhiên. ở phương pháp nhân tạo sử dụng quạt hút hay quạt đẩy hay kết hợp cả hai. Thông gió tự nhiên dùng ống khói để hút khí trong lò và đưa ra ngoài trời.

1.6.1 Thông gió tự nhiên: Ống khói

Ống khói là thiết bị thông gió tự nhiên, sức hút của nó được thành lập do áp suất hình học tạo ra. áp suất này phải thắng được hay bằng sức cản thủy lực từ điểm ± 0 đến chân ống khói, đồng thời phải tính đến sức cản do bản thân ống khói gây nên. Như vậy khi tính toán ống khói, đầu tiên ta phải tính tổng trở lực của hệ thống lò:

$$h_{tt} = \sum h_{ms} + \sum h_{df} + \sum h_{hh} \quad [N/m^2] \quad (1-70)$$

Đồng thời phải dự trữ $(20 \pm 40)\%$ áp suất, cho nên áp suất tính toán sẽ bằng:

$$h_t = (1,2 + 1,4) h_{tt} \quad [\text{N/m}^2] \quad (1-71)$$

Chiều cao của ống khói xác định theo phương trình:

$$h_t = H_g (\rho_t^{kk} - \rho_t^k) - \beta \frac{H}{D_{tb}} \frac{W_0^2 t_b}{2} \rho_0 \left(\frac{273 + t_{tb}}{273} \right) - \xi \frac{W_{om}^2}{2} \rho_0 \left(\frac{273 + t_m}{273} \right) \quad [\text{N/m}^2] \quad (1-72)$$

H- chiều cao ống khói , m

ρ_t^{kk}, ρ_t^k - khối lượng riêng của không khí và khói lò ở nhiệt độ t, Kg/ m³ .

β - Hệ số ma sát của khí vào thành ống khói.

ống gạch $\beta = 0,035 \div 0,05$. ống kim loại $\beta = 0,025 \div 0,03$.

$\xi = (1,06 - 1,15)$

D_{tb} - Đường kính trung bình của ống khói.

$$D_{tb} = \frac{D_n + D_m}{2} \quad \text{m} \quad (1-73)$$

D_n - Đường kính nền ống khói, m

D_m Đường kính miệng ống khói, m

$$D_n = 1,5D_m \quad (1-74)$$

W_{0tb} — Vận tốc trung bình của khói trong ống khói , [m/s]

W_{om} — Vận tốc khói ở miệng ống khói, [m/s]

Để xác định đường kính miệng ống khói D_m , ta chọn W_{om} trong khoảng (4÷5) m/s. Tốc độ không được nhỏ hơn 2m/s, vì nếu nhỏ hơn thì không khí dễ lọt qua miệng ống khói vào lò. Cũng không được vượt quá 6m/s vì khi đó sức cản của bản thân ống khói tăng lên.

ở công thức trên chúng ta thấy, số hạng thứ nhất là áp suất hình học do ống khói tạo nên, số hạng thứ hai là áp suất tổn thất do ma sát, số hạng thứ ba là sức cản địa phương do khí qua miệng ống khói ra ngoài trời.

Nếu biết lưu lượng khí V_{ok} ở điều kiện chuẩn m³/s thì ta dễ dàng xác định đường kính miệng ống khói theo công thức sau:

$$\frac{\pi D_m^2}{4} = \frac{V_{ok}}{W_{ok}} \quad (1-75)$$

Nhiệt độ khí ở nền ống khói tính theo độ hạ nhiệt độ trong kênh lò. Nhiệt độ khí ở miệng ống khói t_m xác định trên cơ sở nhiệt độ khí ở nền ống khói, cứ 1m chiều cao của ống khói bằng gạch hạ đi 1÷1,5°C/m và ống khói kim loại hạ đi 2÷3 °C/m.

ống khói bằng thép không lót gạch chịu lửa bên trong

$$\Delta t = \frac{2}{\sqrt{M}} \quad , [^\circ\text{C}]$$

ống khói bằng thép lót gạch chịu lửa bên trong

$$\Delta t = \frac{0.8}{\sqrt{M}}, [^{\circ}\text{C}]$$

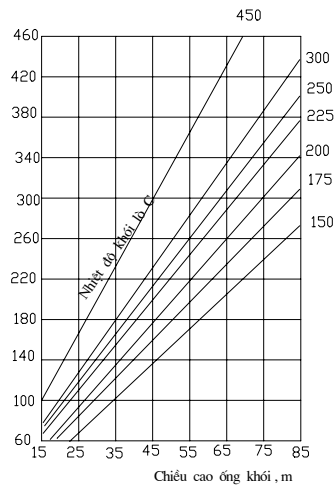
ống khói xây bằng gạch có chiều dày >0.5m

$$\Delta t = \frac{0.2}{\sqrt{D}}, [^{\circ}\text{C}]$$

Nhiệt độ trung bình của khói trong ống khói:

$$t_{tb} = \frac{t_n - t_m}{2}$$

Vì chưa biết chiều cao H của ống khói nên ta phải giả thiết, rồi sau đó ta kiểm tra lại. Có thể lấy gần đúng chiều cao H bằng biểu đồ hình 1-1.



Theo yêu cầu vệ sinh và phòng hỏa chiều cao ống ống khói không được nhỏ hơn 16m và phải cao hơn mái nhà cao nhất ở phạm vi bán kính độc hại như N_xO_y , SO_2 ... thì chiều cao của ống khói phải cao hơn 100m. Chiều cao lớn nhất cả ống khói có thể đạt tới 150m. Nếu nhiên liệu tiêu tốn khoảng 5T/h thì chiều cao ống khói chừng 30m, nếu tăng đến 100 - 200T/h, chiều cao phải lớn hơn 100m.

- Nếu ống khói dùng chung cho 2 lò thì chiều cao ống khói ứng với lò nào có sức cản lớn nhất và lưu lượng khí bằng tổng lưu lượng của hai lò. Dưới chân ống khói phải có tường ngăn cao ít nhất (2 — 4)m để khói lò nọ không chạy sang lò kia.

- Nếu nhiệt độ khí thải > 700°C phải dùng gạch chịu lửa để xây.

1.6.2 Quạt gió.

Trong lò sấy, lò nung thường sử dụng quạt tương đối rộng rãi. Quạt gió dùng để thổi không khí vào lò nhằm làm nguội sản phẩm nung, cung cấp không khí cho quá trình cháy nhiên liệu hoặc tạo ra dòng đối lưu trong lò. Ngoài ra quạt gió cũng dùng để hút và thải khí ra ngoài trời. Tuy mục đích sử dụng quạt khác nhau, song tác dụng thông gió trong lò và nguyên tắc hoạt động đều như nhau.