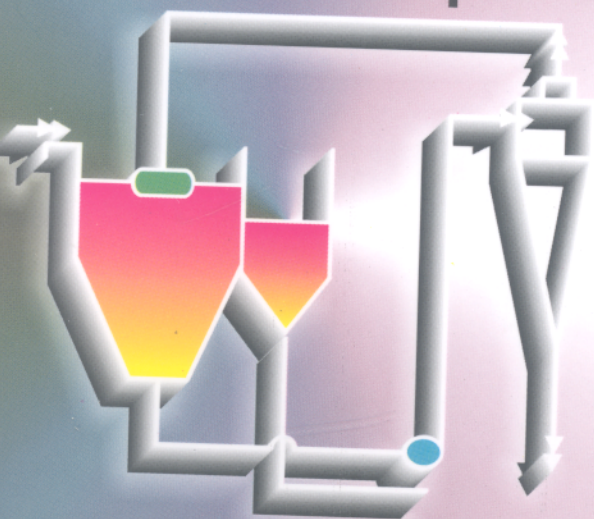


NGUYỄN BIN

Các quá trình, thiết bị

TRONG CÔNG NGHỆ
HÓA CHẤT VÀ
THỰC PHẨM



TẬP 2

**PHẦN RIÊNG HỆ KHÔNG ĐỒNG NHẤT,
KHUẤY TRỘN, ĐẬP, NGHIỀN, SÀNG**



NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT

GS, TSKH NGUYỄN BIN

CÁC QUÁ TRÌNH, THIẾT BỊ TRONG CÔNG NGHỆ HÓA CHẤT VÀ THỰC PHẨM

Tập 2

PHÂN RIÊNG HỆ KHÔNG ĐỒNG NHẤT,
KHUẤY, TRỘN, ĐẬP, NGHIỀN, SÀNG



**NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT
HÀ NỘI**

Chịu trách nhiệm xuất bản : PGS, TS TÔ ĐĂNG HẢI
Biên tập : NGUYỄN KIM ANH
Vẽ bìa : HƯƠNG LAN

6.6C7.1
KHKT-2004 06-167-04

In 700 cuốn, khổ 16x24 cm. In tại Nhà in KHCN.
Giấy phép xuất bản : 06-167 cấp ngày 5/1/2004.
In xong và nộp lưu chiểu tháng 9 năm 2004.

Chương 5

PHÂN RIÊNG HỆ KHÔNG ĐỒNG NHẤT (PHÂN RIÊNG BẰNG CƠ HỌC)

Trong các ngành công nghiệp nói chung và trong công nghiệp hóa chất và thực phẩm nói riêng, thường gặp hỗn hợp khí hay lỏng có lẫn các hạt rắn hay lỏng. Một hệ như vậy gọi là hệ không đồng nhất hay hệ dị thể.

Như vậy, phân riêng hệ không đồng nhất tức là tách các hạt rắn hay lỏng lơ lửng trong môi trường khí hay lỏng ra khỏi nó, để:

- thu hồi các hạt (nếu chúng có giá trị kinh tế cao);
- ngăn ngừa tạo thành các hợp chất có ảnh hưởng xấu đến các quá trình tiếp theo hoặc để tránh những tác hại khác đến thiết bị;
- làm sạch khí hay lỏng trước khi thải ra ngoài tránh gây độc hại môi trường.

Đặc trưng của hệ không đồng nhất là hệ tồn tại ít nhất hai pha. Một pha gọi là pha phân tán (còn gọi là pha trong), gồm những hạt rắn hay lỏng phân tán trong môi trường khí hay lỏng khác; còn pha kia là pha liên tục (hay pha ngoài) bao quanh các hạt hoặc giọt lỏng phân tán, chính là môi trường để pha kia phân tán vào.

Do có những đặc điểm khác nhau giữa hệ khí và lỏng không đồng nhất, kỹ thuật phân riêng được trình bày ở đây cũng được phân biệt thành hai phần riêng cho hệ khí và hệ lỏng.

A. PHÂN RIÊNG HỆ KHÍ KHÔNG ĐỒNG NHẤT

Hệ khí không đồng nhất là hệ mà các hạt bụi hoặc lỏng lơ lửng trong môi trường khí. Dựa vào sự hình thành mà hệ khí không đồng nhất được chia thành hệ cơ học và hệ ngưng tụ:

- Hệ cơ học được hình thành do quá trình nghiền nhỏ hạt rắn, hoặc các bụi chất lỏng, cũng như do các quá trình khác tạo nên sự phân tán của các phần tử rắn hoặc lỏng trong khí. Người ta gọi chung các hạt phân tán này là bụi trong môi trường khí. Kích thước của bụi dao động trong khoảng từ 5 đến 50 μm .
- Hệ ngưng tụ xuất hiện trong quá trình ngưng tụ của các khí hơi hoặc do phản ứng hóa học của hai khí tạo thành những phân tử khí hoặc hơi ở dạng rắn hoặc lỏng. Nếu ở dạng rắn cho ra hệ khói, còn ở dạng lỏng cho ra hệ sương mù. Kích thước hạt của hệ ngưng tụ trong khoảng từ $0,3 \div 0,001 \mu\text{m}$.

Trong trường hợp hạt bụi có kích thước nằm giữa hai hệ đã nêu trên thì được phân theo bảng 5.1. Song cần lưu ý, các phần tử của hệ ngưng tụ có thể kết hợp lại với nhau thành hạt có kích thước lớn hơn các hạt của hệ cơ học. Ngược lại các hạt trong hệ cơ học do sự cháy của hạt rắn mà kích thước sẽ nhỏ hơn hạt trong hệ ngưng tụ. Vì vậy, chỉ phân biệt trên cơ sở kích thước hạt là chưa đủ, mà còn phải xem nguyên nhân tạo thành hệ.

Những hạt có kích thước bé hơn 1 μm sẽ chuyển động hỗn loạn (chuyển động Brown). Những hạt có kích thước bé hơn 0,1 μm trong thực tế không bị lắng dưới tác dụng của trọng lực, nên có thể tồn tại ở trạng thái lơ lửng trong thời gian khá dài.

Bảng 5.1. Kích thước hạt trong hệ khí không đồng nhất

<i>Hệ khí không đồng nhất</i>	<i>Kích thước hạt, μm</i>	<i>Hệ khí không đồng nhất</i>	<i>Kích thước hạt, μm</i>
Loại bụi:		Loại khói:	
Ximăng	40	Thuốc lá	0,25
Bột	15 – 20	Amon clorua	0,1 – 1
Kẽm	15	Kẽm oxyt	0,05
Than	10	Loại mù:	
Pigment	2 – 5	Axit sunfuric (nồng độ cao)	1,1 – 0,16
Kẽm (ngưng tụ)	2	Khí lò	0,1 – 0,001
Kẽm oxyt	0,5		

Trong công nghiệp hóa chất có rất nhiều nguyên nhân tạo ra hệ khí không đồng nhất. Bụi do đập nghiền vật liệu rắn, do sàng, do trộn hoặc các quá trình cơ học khác tạo ra. Khói và mù hình thành từ nhiều quá trình khác nhau, như ngưng tụ hơi, sấy v.v. Thường khói do quá trình cháy. Các phần tử rắn hoặc lỏng lơ lửng trong môi trường khí, đặc biệt khi cháy không triệt để và ngưng tụ hơi nước. Sương mù xuất hiện chủ yếu do quá trình ngưng tụ tạo thành giọt mịn trong không khí.

Trong sản xuất thường dùng các phương pháp sau đây để tách các hạt lơ lửng ra khỏi môi trường khí:

- 1) Làm sạch khí bằng phương pháp cơ học. Trong trường hợp này khí, bụi được tách bằng lực cơ học, lực trọng lượng hoặc lực ly tâm.
- 2) Làm sạch khí bằng phương pháp ướt. Khí được thổi qua lớp chất lỏng hoặc được sục vào chất lỏng.
- 3) Phương pháp lọc. Hỗn hợp khí bụi được đưa qua các vật ngăn xốp. Bụi được giữ lại và khí đi qua.
- 4) Phương pháp điện trường. Bụi được lắng khi hỗn hợp khí đi qua điện trường có điện thế cao.

5.1. LẮNG DƯỚI TÁC DỤNG CỦA TRỌNG LỰC

5.1.1. Vận tốc lắng

Vận tốc rơi của vật thể trong môi trường khí được tính theo công thức:

$$w = g \cdot \tau, \text{ m/s} \quad (5.1)$$

với g - gia tốc trọng trường, m/s^2 ;

τ - thời gian rơi, s.

Đối với vật thể có kích thước nhỏ hơn $100 \mu\text{m}$, trở lực của môi trường khí tăng cho đến khi vật thể có vận tốc rơi không đổi, là vận tốc cuối của quá trình rơi. Khi đó có sự cân bằng giữa trọng lực và trở lực của môi trường, nên các vật thể chuyển động với gia tốc không đổi. Vận tốc rơi đạt được vận tốc lắng w_0 (m/s).

Trở lực của môi trường phụ thuộc vào tính chất vật lý của môi trường (như khối lượng riêng, độ nhớt), phụ thuộc vào kích thước và hình dáng của vật thể, phụ thuộc vào vận tốc rơi và gia tốc trọng trường.

Trở lực của môi trường được xác định theo định luật Newton:

$$S = \xi F \rho_2 \frac{w_o^2}{2}, \text{ N} \quad (5.2)$$

Đối với hạt dạng cầu thì:

$$S = \xi \frac{\pi d^2}{4} \rho_2 \frac{w_o^2}{2}, \text{ N} \quad (5.3)$$

trong đó:

$F = \frac{\pi d^2}{4}$ – tiết diện của hạt theo hướng chuyển động, m^2 ;

d – đường kính hạt, m ;

ρ_2 – khối lượng riêng của môi trường (pha liên tục), kg/m^3 ;

ξ – hệ số trở lực.

Theo định luật Archimedes thì trọng lực của hạt cầu lơ lửng trong môi trường được tính:

$$K_S = \frac{\pi d^3}{6} (\rho_1 - \rho_2) g, \text{ N} \quad (5.4)$$

với $\frac{\pi d^3}{6}$ – thể tích của hạt dạng cầu, m^3 ;

ρ_1 – khối lượng riêng của hạt cầu, kg/m^3 .

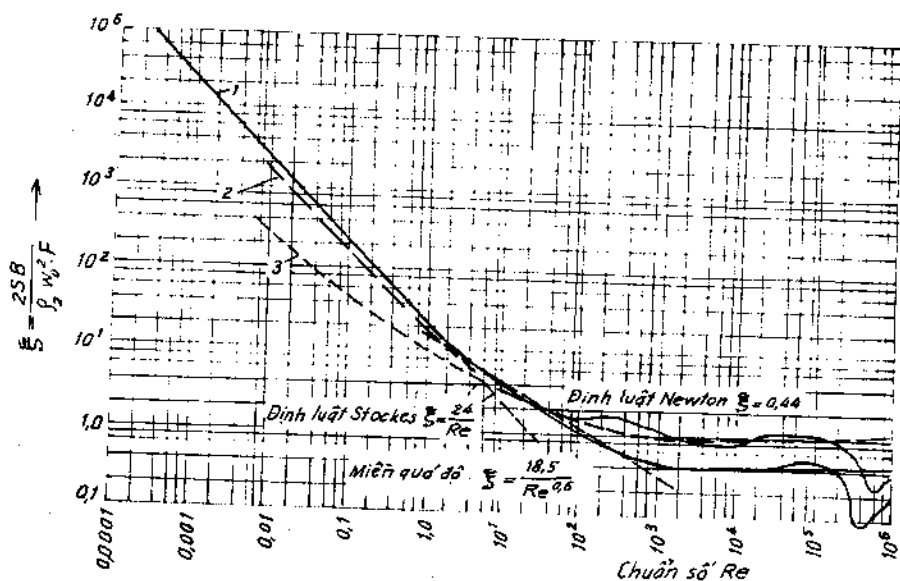
Vận tốc lắng được tính khi với điều kiện $S = K_S$, tức hạt rơi với vận tốc không đổi. Vậy:

$$\begin{aligned} \xi \frac{\pi d^2}{4} \rho_2 \frac{w_o^2}{2} &= \frac{\pi d^3}{6} (\rho_1 - \rho_2) g \\ w_o &= \sqrt{\frac{4 g d (\rho_1 - \rho_2)}{3 \rho_2 \xi}}, \text{ m} \end{aligned} \quad (5.5)$$

Hệ số trở lực là hàm số của Reynolds. Qua thực nghiệm có thể xác định sự phụ thuộc của nó vào vận tốc chuyển động, kích thước của hạt, khối lượng riêng và độ nhớt của môi trường, cụ thể cho thấy:

với	$Re \leq 0,2$	có	$\xi = \frac{24}{Re}$	} (5.6)
	$0,2 < Re < 500$		$\xi = \frac{18,5}{Re}$	
	$500 < Re < 15.10^4$		$\xi = 0,44$	

Quan hệ giữa ξ và Re được thể hiện ở hình 5.1.



Hình 5.1. Quan hệ phụ thuộc giữa ξ và Re cho các dạng hạt khác nhau:
1- hạt cầu; 2- hạt bánh tròn; 3- hạt hình trụ

Nếu thay giá trị ξ ở $Re < 0,2$ vào phương trình (5.5) ta được vận tốc lắng của hạt bụi:

$$w_o = \frac{d^2 (\rho_1 - \rho_2)}{18 \mu}, \text{ m/s} \quad (5.7)$$

Vận tốc lắng được tính theo công thức (5.7) dựa vào định luật Stokes. Có nghĩa, trở lực của môi trường khi lắng các phần tử có kích thước bé được xác định chỉ dựa vào lực ma sát và bỏ qua lực quán tính, tức:

$$S = 3\pi d \cdot \mu \cdot w_o, \text{ N} \quad (5.8)$$

Khi $S = K_s$ ta có:

$$3\pi d \cdot \mu \cdot w_o = \frac{\pi d^3}{6} (\rho_1 - \rho_2) g$$

và w_o được xác định.

Công thức (5.8) cũng được thể hiện khi thay ξ ở $Re < 0,2$ vào công thức (5.3).

Qua công thức (5.8) ta nhận thấy rằng, theo định luật Stokes thì trở lực của môi trường tỷ lệ thuận với vận tốc lắng của các hạt có kích thước bé, mà điều kiện $Re \leq 0,2$. Kích thước lớn nhất của hạt theo định luật Stokes ở $Re = 0,2$, tức:

$$d_{\max} = \sqrt[3]{\frac{3,6\mu^2 \cdot 9,81}{\rho_2 (\rho_1 - \rho_2)}} \approx 3,3 \sqrt[3]{\frac{\mu^2}{\rho_2 (\rho_1 - \rho_2)}}, \text{ m} \quad (5.9)$$

Trường hợp $Re < 0,2$, kích thước của hạt bằng đoạn đường di chuyển trung bình của phân tử khí, khi đó trở lực được tính theo công thức:

$$S = \frac{3\pi d \mu w_o}{1 + A \frac{l_o}{d}}, N \quad (5.10)$$

trong đó: $l_o = 10^{-7}$ m – đoạn đường di chuyển trung bình của khí;

$A \approx 1,4 \div 2$ – hằng số.

Vận tốc lắng ở điều kiện này được tính:

$$w_o = \frac{d^2 (\rho_1 - \rho_2) g}{18\mu} \left(1 + A \frac{l_o}{d} \right), \text{ m/s} \quad (5.11)$$

Như vậy, với $Re < 0,2$ vận tốc lắng của hạt cần tỷ lệ bậc hai đường kính hạt, tỷ lệ với hiệu số khối lượng riêng giữa hạt và môi trường và tỷ lệ nghịch với độ nhớt của môi trường.

Trường hợp $500 < Re < 15 \cdot 10^4$, trở lực $\xi = 0,44$. Thay giá trị ξ vào công thức (5.5), ta tính được vận tốc lắng:

$$w_o = 5,48 \sqrt{\frac{d(\rho_1 - \rho_2)}{\rho_2}}, \text{ m/s} \quad (5.12)$$

Tương tự, ta có thể tính được vận tốc lắng ở giai đoạn quá độ, tức $0,2 < Re < 500$.

Vậy để tính được vận tốc lắng từ công thức (5.5), (5.7), (5.11) và (5.12), ta cần xác định chuẩn số Reynolds. Các bước tính toán được tiến hành như sau: Trước tiên ta giả thiết Re và sau cùng kiểm tra lại kết quả tính. Điều này rất phiền phức. Để đơn giản, tùy thuộc mục tiêu mà người ta xác định vận tốc lắng theo cách sau:

Từ phương trình (5.5) ta có:

$$\xi \omega_o^2 = \frac{4g \cdot d^3 (\rho_1 - \rho_2)}{3\rho_2}$$

trong đó: ω_o - vận tốc lắng được tính từ chuẩn số $Re = \frac{d \cdot \rho \omega_o}{\mu}$, tức:

$$\xi Re^2 = \frac{4g d^3 (\rho_1 - \rho_2) \rho_2^2}{3\mu^2 \rho_2}$$

hoặc:

$$\xi Re^2 = \frac{\rho^2 4d^3 (\rho_1 - \rho_2)}{3\mu^2 \rho_2} g \quad (5.13)$$

là chuẩn số Archimedes (Ar) có đề cập đến gia tốc qua lực nâng.

Chuẩn số Ar không chứa vận tốc lắng, mà chỉ phụ thuộc vào tính chất vật lý của hạt bụi và môi trường. Vậy rút ra:

$$Ar = \frac{3}{4} \xi Re^2. \quad (5.14)$$

Từ quan hệ này có thể tính được những giá trị giới hạn.

Quá trình lắng tuân theo định luật Stokes, tức $Re \leq 0,2$, $\xi = 24/Re$, thì:

$$Ar_{th} = \frac{3}{4} \cdot \frac{24 Re^2}{Re} = 3,6.$$

Trong khoảng $0,2 < Re < 500$, $Ar_{th} \approx 84\,000$;

Trong khoảng $500 < Re < 15 \cdot 10^4$, tức ở chế độ xoáy thì $Ar_{th} > 84\,000$.

Dựa vào chuẩn số Archimedes (Ar) người ta có thể tính được vận tốc lắng theo các bước:

a) Tính chuẩn số Ar theo công thức (5.13):

$$Ar = \frac{d^3 (\rho_1 - \rho_2) \rho_2}{\mu^2} g.$$

b) Tính chuẩn số Reynolds từ công thức (5.14):

Trường hợp $Ar < 3,6$:

$$Re = \frac{4}{3} \cdot \frac{Ar}{24} \text{ hoặc } Re = \frac{Ar}{18} \quad (5.15)$$

Trường hợp $3,6 < Ar < 84000$:

$$Re = \left(\frac{4}{3} \cdot \frac{Ar}{18,5} \right)^{1/1,4} \text{ hoặc } Re = \left(\frac{Ar}{13,9} \right)^{1/1,4} \quad (5.16)$$

Trường hợp $Ar > 84\,000$:

$$Re = \sqrt{\frac{4}{3} \cdot \frac{Ar}{0,44}} \quad \text{hoặc} \quad Re = 1,73 \sqrt{Ar}, \quad (5.17)$$

c) Tính vận tốc lắng theo phương trình:

$$w_o = \varphi \frac{Re \cdot \mu}{d \cdot \rho_2}, \text{ m/s} \quad (5.18)$$

trong đó: φ – hệ số đặc trưng hình dạng của hạt bụi, với hạt cầu: $\varphi = 1$; với các hạt khác dạng cầu: $\varphi < 1$.

Qua thực nghiệm ở chế độ xoáy ($Ar > 84\,000$) ta có $\varphi = 0,77$ cho hạt tròn, $\varphi = 0,66$ cho hạt có cạnh góc, $\varphi = 0,58$ cho thanh dài và $\varphi = 0,43$ cho hạt có dạng tấm.

Trong trường hợp hạt có dạng khác cầu, đường kính hạt được tính theo đường kính tương đương:

$$d_{td} = 1,243 \sqrt[3]{\frac{\dot{m}_1}{\rho_1}}, \text{ m} \quad (5.19)$$

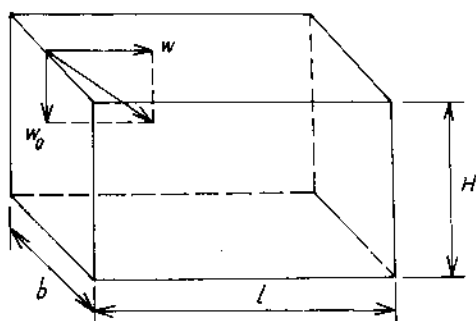
trong đó: m_1 – khối lượng của hạt bụi, kg;

ρ_1 – khối lượng riêng của bụi, kg/m^3 .

5.1.2. Năng suất lắng

Hỗn hợp khí bụi được thổi qua phòng lắng. Dưới tác dụng của trọng lực, các hạt (bụi) lơ lửng được lắng xuống đáy phòng với vận tốc w_o . Phòng lắng được thiết kế với chiều dài l đủ để dòng khí thổi qua phòng với vận tốc w bảo đảm cho hạt lắng đến đáy phòng. Theo lý thuyết, năng suất lắng được tính:

$$V_s = f \cdot w, \text{ m}^3/\text{s}.$$



Hình 5.2 Phòng lắng

Nếu thời gian lắng τ ta có:

$$w = \frac{l}{\tau} \quad \text{và} \quad w_o = \frac{H}{\tau}.$$

Thay vào công thức tính năng suất ta có:

$$V_s = b.H.\frac{l}{\tau} = b.H.l.\frac{w_o}{H} = b.l.w_o$$

tức: $V_s = F_o.w_o, \text{ m}^3/\text{s}$ (5.20)

trong đó: H – chiều cao buồng lắng, m;

b – chiều rộng, m;

l – chiều dài, m;

$F_o = b.l$ – bề mặt đáy buồng lắng, m^2 .

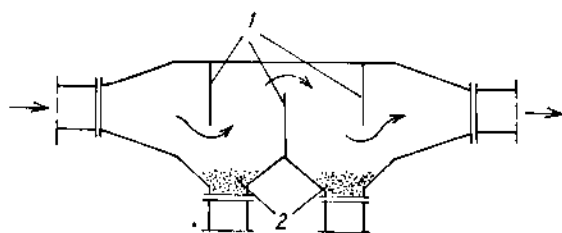
Qua công thức (5.20) ta thấy, năng suất phòng lắng không phụ thuộc chiều cao thiết bị, chỉ phụ thuộc vào diện tích đáy và vận tốc lắng.

5.1.3. Thiết bị lắng

Thiết bị lắng nhờ trọng lực thường dùng có hai loại là đường lắng và buồng lắng.

5.1.3.1. Đường lắng

Hình 5.3 mô tả buồng lắng. Trên đường dẫn khí có đặt các tấm chắn. Nhờ tấm chắn nên đường đi của khí đổi hướng liên tục và được kéo dài, các hạt bụi dưới tác dụng của trọng lực sẽ lắng xuống, tập trung ở đáy và định kỳ được tháo ra ngoài.



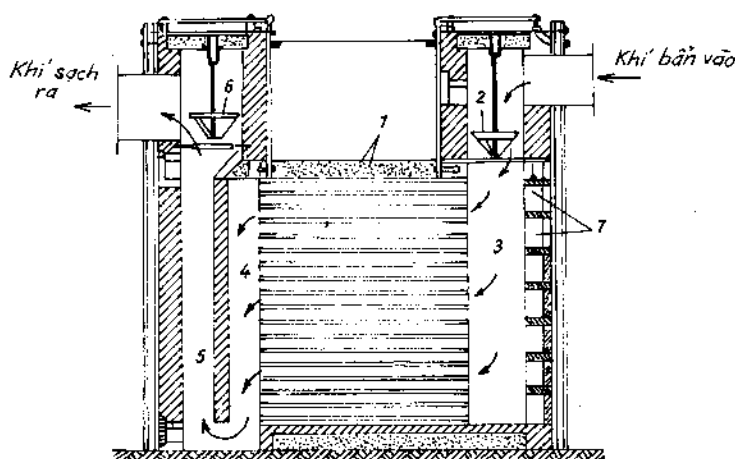
Hình 5.3. Đường lắng:
1- tấm chắn; 2- đáy hình nón

5.1.3.2. Buồng lắng

Hình 5.4 là sơ đồ thiết bị buồng lắng. Khi qua buồng lắng hỗn hợp khí di chuyển với vận tốc nhỏ. Hạt bụi lắng lại dưới tác dụng của trọng lực. Để tăng năng suất của quá trình, trong phòng lắng có đặt nhiều tấm chắn

nằm ngang và song song nhau. Khi đi qua khoảng giữa các tấm, bụi sẽ lắng lại trên bề mặt tấm. Để đảm bảo quá trình lắng liên tục, người ta thiết kế buồng lắng làm hai ngăn, để khi ngăn này làm việc thì ngăn kia tháo bụi và cứ như vậy thay đổi nhau. Khoảng cách giữa các tấm trong buồng lắng thường trong khoảng 40 đến 100 mm. Để tránh dòng khí cuốn theo các hạt bụi đã được lắng, thường vận tốc chuyển động của nó được giới hạn:

$$w \leq 3,6 \sqrt{\frac{d(\rho_1 - \rho_2)}{\rho_2}}$$



Hình 5.4. Buồng lắng:

1- tấm chắn; 2, 6- cửa điều chỉnh; 4, 5- rãnh dẫn khí; 7- cửa tháo bụi

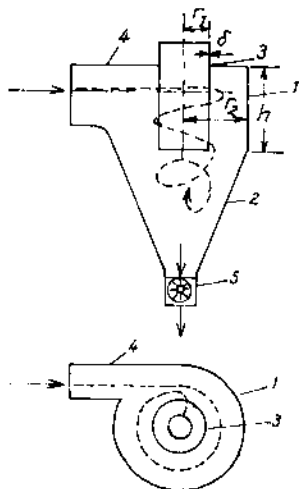
5.2. LẮNG DƯỚI TÁC DỤNG CỦA LỰC LY TÂM (XYCLÔN)

5.2.1. Nguyên tắc phân ly ly tâm

Để tăng vận tốc lắng của bụi trong khí và làm sạch khí hoàn toàn người ta thường dùng lực ly tâm. Lực ly tâm được tạo ra trong xyclôn do dòng khí.

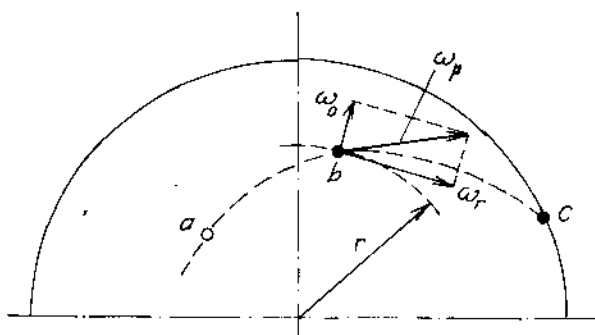
Hình 5.5 trình bày thiết bị ly tâm, gồm thân hình trụ 1 nối với đáy hình nón 2 và ống tháo khí 3. Ống dẫn khí vào nối tiếp tuyến với thân, để

đưa khí có bụi vào với vận tốc lớn ($20 \div 25 \text{ m/s}$) tiếp tuyến với thân hình trụ. Vì vậy khí trong xyclôn chuyển động tròn quanh ống tâm. Qua chuyển động tròn xuất hiện trong dòng khí lực ly tâm, làm các hạt bụi có khối lượng riêng lớn lắng trên thành rồi rơi xuống đáy nón. Dòng khí được giải phóng khỏi bụi (khí sạch) đi qua ống tâm để ra ngoài. Bụi được lắng rơi xuống đáy được định kỳ tháo ra, tùy thuộc vào lượng bụi có ở đáy hoặc được tháo liên tục qua hệ vít tải 5.



Hình 5.5. Sơ đồ nguyên lý xyclôn:

1- thân hình trụ; 2- đáy hình nón; 3- ống tâm khí ra; 4- cửa khí vào; 5- cửa tháo bụi



Hình 5.6. Mô tả đường đi của bụi

5.2.2. Lực ly tâm và yếu tố phân ly

Vật thể khi chuyển động quanh một trục sẽ chịu tác dụng của lực ly tâm theo hướng quay. Theo định luật 3 của cơ học thì lực xuất hiện ở đây bằng lực ly tâm theo hướng ngược lại, vì vậy nó được gọi là lực ly tâm, và cũng là lực quán tính xuất hiện do sự thay đổi hướng chuyển động của vật thể.

Nếu gọi m – khối lượng vật thể, kg;

w – vận tốc quay của vật thể, m/s;

r – bán kính quay, m.

thì lực ly tâm được biểu thị:

$$C = \frac{m \cdot \omega^2}{r}, \text{ N} \quad (5.21)$$

với ω^2/r – gia tốc ly tâm.

Một yếu tố quan trọng của thiết bị ly tâm là yếu tố phân ly. Yếu tố phân ly được tính bằng tỷ số giữa gia tốc ly tâm và gia tốc trọng trường:

$$K_p = \frac{\omega^2}{r \cdot g}, \quad (5.22)$$

K_p là đại lượng không thứ nguyên, và nó còn được xác định qua tỷ số giữa lực ly tâm và trọng lực G :

$$K_p = \frac{C}{G}$$

với $G = m \cdot g$, N.

Như vậy, quá trình lắng của hạt bụi dưới tác dụng của lực ly tâm cũng giống như dưới tác dụng của trọng lực, chỉ khác là vận tốc lắng sẽ lớn hơn nhiều. Điều này thể hiện qua thừa số K_p . Do đó mà người ta có thể tính vận tốc lắng ly tâm bằng tích giữa vận tốc lắng trọng lực nhân với yếu tố phân ly K_p .

5.2.3. Vận tốc lắng ly tâm

Giống như lắng trọng lực, lắng ly tâm cũng được chia làm ba phạm vi theo chuẩn số Re và Ar . Ở tất cả các phạm vi đều có lực ly tâm lớn hơn lực trọng lượng là K_p lần.

Dựa vào công thức (5.7) và (5.5) tính vận tốc lắng theo định luật Stokes, khi trở lực môi trường tỷ lệ bậc một với vận tốc, $Re < 0,2$ ta có:

$$w_o = \frac{d^2 (\rho_1 - \rho_2) g K_p}{18 \mu}, \text{ m/s} \quad (5.23)$$

hoặc:

$$w_o = \frac{d^2 (\rho_1 - \rho_2) \omega^2}{18 \mu r}, \text{ m/s} \quad (5.23a)$$

Khi trở lực của môi trường tỷ lệ bình phương vận tốc, $Re > 0,2$ ta có:

$$w_o = \sqrt{\frac{4 g d (\rho_1 - \rho_2) K_p}{3 \rho_2 \xi}}, \text{ m/s} \quad (5.24)$$

hoặc:

$$w_o = \sqrt{\frac{4d(\rho_1 - \rho_2)w^2}{3\rho_2 \xi r}}, \text{ m/s} \quad (5.24a)$$

Trong trường hợp này chuẩn số Re và Ar cũng được tính giống như công thức (5.13) và (5.14) như lắng trọng lực, tức:

$$\xi Re^2 = \frac{4d^3 \rho_2 (\rho_1 - \rho_2)}{3\mu^2} gK_p, \quad (5.25)$$

và:
$$\xi Re^2 = \frac{4}{3} Ar.K_p, \quad (5.25a)$$

Trong điều kiện tối hạn, các giá trị cũng tính tương tự:

- Ở chế độ dòng, tuân theo định luật Stockes, $Re \leq 0,2$ ta có:

$$Ar.K_p = 3,6$$

- Ở chế độ quá độ, $0,2 < Re < 500$ thì:

$$Ar.K_p = 84000$$

- Ở chế độ xoáy (ξ tỷ lệ w_2), tức $Re > 500$:

$$Ar.K_p > 84000$$

Tương tự dựa vào tích $Ar.K_p$ ở các phạm vi, ta có:

$$\text{Khi } Ar.K_p \leq 3,6 \text{ thì } Re = \frac{Ar.K_p}{18} \quad (5.26)$$

$$3,6 < Ar.K_p \leq 84000 \quad Re = \left(\frac{Ar.K_p}{13,9} \right)^{1/1,4} \quad (5.27)$$

$$Ar.K_p > 84000 \quad Re = 1,71 \sqrt{Ar.K_p} \quad (5.28)$$

Khi đó vận tốc lắng tính theo công thức:

$$w_o = \varphi \cdot \frac{Re \mu}{d\rho_2}, \text{ m/s}$$

với φ – hệ số hình dạng của hạt.

Trong tính toán sẽ gặp khó khăn, vì trong K_p có chứa r là đại lượng cần biết trước, khi biết vận tốc lắng mới tính được Re . Vì vậy, khi tính thiết bị ly tâm thường người ta giả thiết trước r và sau đó thử lại.

5.2.4. Kích thước của xyclôn và hiệu suất tách

Nếu nồng độ và tính chất của bụi đã biết, thì kích thước xyclôn có thể được tính dựa vào vận tốc vòng của khí và vận tốc dòng khí qua ống tâm.

Vận tốc dòng khí trong xyclôn thường có giá trị từ 12 đến 14 m/s. Như vậy, vận tốc dòng khí ở cửa vào xyclôn là 18 đến 20 m/s và ra ở ống tâm là 4 đến 8 m/s.

Gọi w – vận tốc vòng của khí trong xyclôn, m/s;

w_A – vận tốc khí ở ống tâm, m/s;

r_1 – đường kính ngoài của ống tâm, m;

r_2 – đường kính trong phần trụ của xyclôn, m;

r_A – đường kính trong của ống tâm, m;

n – số vòng quay của dòng khí trong xyclôn;

τ – thời gian lưu của khí trong xyclôn, s.

Vậy:

$$\tau = \frac{l}{w} = \frac{2\pi r_2 n}{w}, \text{ s.}$$

Trong khoảng thời gian τ bụi sẽ đi được quãng đường dưới tác dụng của lực ly tâm là $(r_2 - r_1)$. Nếu vận tốc lắng w_o thì thời gian cần thiết để bụi lắng lại là:

$$\tau = \frac{r_2 - r_1}{w_o}, \text{ s}$$

Từ quan hệ: $\frac{r_2 - r_1}{w_o} = \frac{2\pi r_2 n}{w}$, ta có:

$$r_2 = \frac{r_1}{1 - \frac{2\pi n w_o}{w}}, \text{ m} \quad (5.29)$$

Trong thực tế dòng khí chuyển động được 1,5 vòng, nên chấp nhận $2\pi n \approx 10$, ta được:

$$r_2 = \frac{r_1}{1 - 10 \frac{w_o}{w}}, \text{ m} \quad (5.29a)$$

Để tính đường kính trong của ống tâm, ta vận dụng phương trình lưu lượng:

$$V_S = \pi r_A^2 \cdot w_A, \text{ vậy:}$$

$$r_A = \sqrt{\frac{V_S}{\pi w_A}}, \text{ m} \quad (5.30)$$

Nếu bề dày của ống tâm là δ , ta có đường kính ngoài $r_1 = r_A + \delta$. Chiều cao phần trụ của xyclôn được tính theo công thức:

$$H = \frac{n \cdot V_s}{(r_2 - r_1) \omega}, \text{ m} \quad (5.31)$$

với:
$$V_s = (r_2 - r_1) \frac{H \cdot \omega}{n}, \text{ m}^3/\text{s}$$

Chiều cao phần phễu của xyclôn được chọn theo kinh nghiệm, nhưng thường có góc với tâm $30 \div 40^\circ$.

Đường kính của cửa tháo bụi ở đáy phễu phụ thuộc vào lượng bụi và độ mịn của nó, trong thực tế chọn từ 200 đến 250 mm.

Quá trình phân ly bụi trong xyclôn rất phức tạp, phụ thuộc vào rất nhiều yếu tố. Chúng chỉ có thể xác định qua thực nghiệm dựa vào thuyết đồng dạng (xem Các quá trình, thiết bị trong công nghệ hóa chất và thực phẩm, Tập 1).

Khái quát, hiệu suất của xyclôn có thể được tính:

$$\eta = \frac{c_d - c_c}{c_d} \quad (5.32)$$

trong đó: c_d, c_c – nồng độ đầu và cuối của bụi trong hỗn hợp khí, g/m^3 .

Trong quá trình lắng, hạt bụi chịu đồng thời ba lực là:

- lực ly tâm: $C = \frac{m \omega^2}{r}, \text{ N.}$
- lực trọng lượng: $G = m \cdot g, \text{ N.}$
- lực cản của môi trường (trở lực): $S = \xi \cdot F \frac{\rho_2 \omega^2}{2}, \text{ N.}$

Trong đó, $m = \frac{\pi d^3}{6} \cdot \rho_1$ (bụi có dạng cầu); $F = \frac{\pi d^2}{4}$ và trở lực $\xi =$

$\varphi(Re) = \varphi\left(\frac{\omega d \rho}{\mu}\right)$, tức phụ thuộc vào độ nhớt của môi trường.

Trong trường hợp này hiệu suất có quan hệ hàm số sau:

$$\eta = \varphi(\rho_1, \rho_2, d, \mu, r, \omega)$$

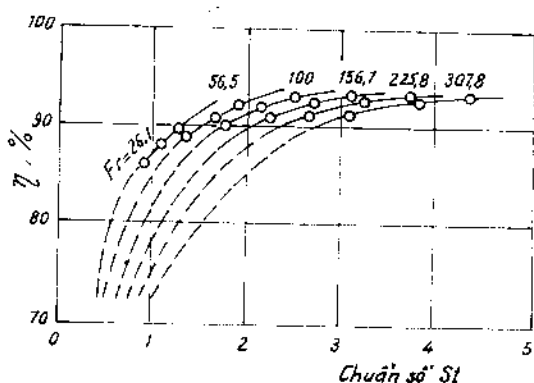
hoặc dưới dạng của chuẩn số:

$$\eta = f\left(Fr, Re, \frac{\rho_2 l}{\rho_1 d}\right) = \psi(Fr, St) = \varphi\left(\frac{\omega^2}{gl}\right)$$

trong đó: Fr, Re, St – chuẩn số Froude, Reynolds và Stokes; $St = \frac{\rho_1 d^2 \omega}{\mu l}$.

Hình 5.7 thể hiện giá trị thực nghiệm quan hệ giữa hiệu suất tách η và chuẩn số St và Fr .

Trong thực tế xyclôn đạt được hiệu suất tách từ 70 đến 80%. Tuy nhiên giá trị này có thể nhỏ hơn hoặc lớn hơn còn phụ thuộc rất nhiều vào tính chất của bụi.



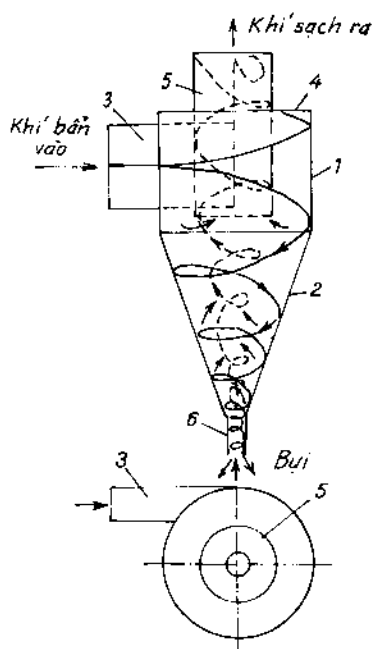
Hình 5.7. Quan hệ giữa η và Fr , St

Xyclôn có khả năng tách bụi rất tốt, nếu kích thước của bụi không bé hơn 10^{-6} mm. Ngoài ra, vận tốc lắng bụi phụ thuộc bậc hai vận tốc dòng khí, nên khả năng tách bụi của xyclôn sẽ giảm rất nhanh khi vận tốc dòng khí giảm.

5.2.5. Cấu tạo của xyclôn

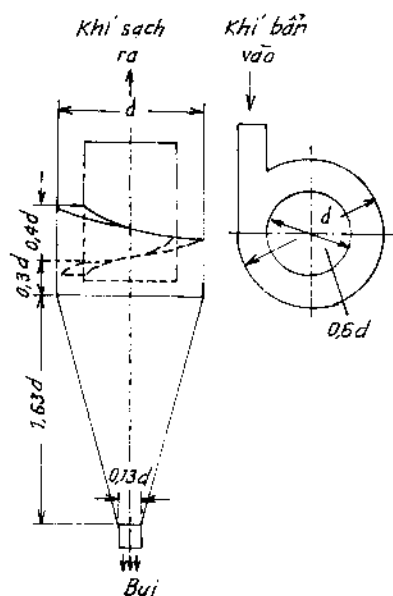
Nguyên tắc làm việc của xyclôn dựa vào lực quán tính với mọi loại xyclôn. Trong sơ đồ ở hình 5.8, xyclôn gồm thân trụ 1 với thân đáy nón 2. Hỗn hợp khí chứa bụi được đưa vào xyclôn ở cửa 3 tiếp tuyến với thân trụ 1. Vận tốc của khí vào khoảng $w \approx 20$ m/s. Khi vào thân trụ, dòng khí chuyển động tròn dọc theo thân trụ. Nhờ lực ly tâm (lực quán tính) các hạt bụi chuyển động tách khỏi dòng khí theo hướng bán kính và sau đó tập hợp lại bên ngoài lớp khí trên thành thiết bị. Khi đến cửa thoát bên dưới của ống tâm 5, một phần khí đi qua ống ra ngoài, phần còn lại tiếp tục chuyển động tròn quanh tâm ở đoạn phễu tạo thành dòng đi lên để vào ống tâm. Trong xyclôn dòng khí chuyển động theo hai hướng ngược nhau song song với trục của thiết bị. Cùng với dòng khí, bụi cũng chuyển động dọc theo thành của đoạn phễu đến cửa 6 để ra ngoài.

Cấu tạo của xyclôn rất đa dạng, chúng được phân biệt bởi kích thước và hình dạng của các bộ phận chính. Loại đơn giản nhất là xyclôn dạng phễu LIOT (do Viện Bảo hộ Lao động ở Nga chế tạo) (hình 5.9).



Hình 5.8. Sơ đồ nguyên lý xyclôn:

- 1- thân trụ; 2- thân phễu;
3- cửa vào; 4- nắp; 5- cửa khí ra;
6- cửa tháo bụi

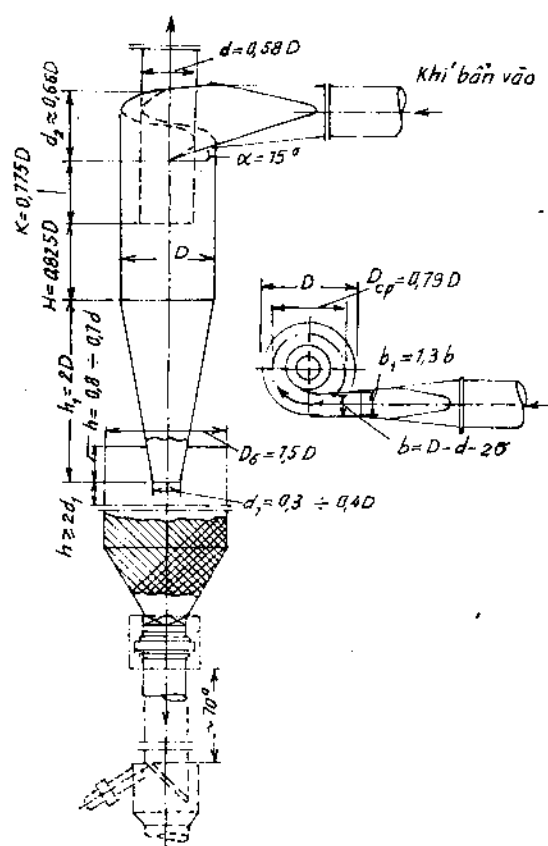


Hình 5.9. Xyclôn dạng phễu LIOT

Để tăng độ sạch của khí hơn, có kiểu xyclôn NIOGAS do Viện Nghiên cứu Khoa học về làm sạch khí công nghiệp và vệ sinh chế tạo. Loại này có trở lực giảm và có khả năng làm sạch tốt, ngay cả đối với trường hợp nồng độ bụi rất nhỏ (hình 5.10).

Qua sơ đồ ở hình 5.10 ta thấy kích thước xyclôn phụ thuộc vào đường kính thân trụ và góc nghiêng thích hợp của nắp $\alpha = 15^\circ$. Bụi được tháo ra gián đoạn hay liên tục.

Loại xyclôn này có đường kính tối đa 800 mm và trong tổ hợp xyclôn có thể mắc song song đồng thời sáu chiếc. Như công thức (5.23) và (5.24) ta thấy, để tăng vận tốc lắng của bụi cần tăng vận tốc chuyển động của dòng khí hoặc giảm bán kính quay của nó. Nếu tăng vận tốc chuyển động của dòng khí cũng sẽ tăng trở lực của xyclôn, nên khi vượt qua giới hạn của vận tốc khí thì hiệu suất của xyclôn sẽ giảm, vì trong trường hợp này độ xoáy của dòng tăng.



Hình 5.10. Cấu tạo xyclôn loại NIOGAS



Hình 5.11. Xyclôn con trong xyclôn tổ hợp:
1- thân; 2- ống; 3- gân xoắn hướng dòng

Qua cách giảm bán kính quay, tức giảm đường kính xyclôn, sẽ tăng lực ly tâm, tức tăng vận tốc lắng. Vì vậy người ta có xyclôn tổ hợp, loại này được cấu tạo từ nhiều xyclôn với đường kính khoảng 150 đến 250 mm lắp song song với nhau, nên có khả năng tách bụi tốt hơn nhiều so với xyclôn đơn.

Cấu tạo xyclôn con trong tổ hợp gồm thân 1, ống tâm 2, vít xoắn 3 tạo dòng xoắn của khí (hình 5.11).

Xyclôn tổ hợp có cấu tạo gồm vỏ 1, bên trong lắp các xyclôn con 5 thành các dãy song song. Hai đầu của chúng lắp chặt trên hai tấm lưới 2 và 3. Hỗn hợp khí dẫn vào cửa 4 ở khoảng giữa hai tấm lưới và vào từng xyclôn con. Bụi được lắng trên thành của xyclôn con nhờ lực ly tâm rơi xuống đáy nón rồi tập trung ở đáy 7 để ra ngoài, còn khí sạch đi lên phía trên qua ống

tâm của xyclôn con theo cửa 6 ra ngoài (hình 5.12). Xyclôn tổ hợp có thể làm việc đến nhiệt độ 400°C.

Trong kỹ thuật, thường xyclôn có trở lực tối đa $\Delta p_{\max} = 60 + 85 \text{ mm H}_2\text{O}$, nên trở lực bình thường chọn $\Delta p = 35 + 50 \text{ mm H}_2\text{O}$. Khi tính toán xyclôn, thường chọn trở lực rồi sau đó thử lại kết quả. Số lượng xyclôn con trong tổ hợp được tính theo công thức:

$$n = 49,7 \frac{V_s}{\sqrt{\Delta p \left(1 + \frac{t}{273}\right)}} \quad (5.33)$$

với t – nhiệt độ của khí, °C.

Trở lực thủy lực của xyclôn tính, theo công thức:

$$\Delta p = \xi \frac{w_t^2 \rho_t}{2}, \text{ mm H}_2\text{O} \quad (5.34)$$

trong đó: ξ – hệ số trở lực, lấy $\xi = 0,85$;

$w_t = \frac{V_s}{f \cdot n}$ – vận tốc khí trong

yclôn con;

f – tiết diện của xyclôn con;

ρ_t – khối lượng riêng của khí ở nhiệt độ làm việc t , kg/m^3 .

Chiều cao của buồng lắng trong xyclôn được tính:

$$H = \frac{V_s}{w_v (N - y \cdot d_{ng})}, \text{ m} \quad (5.35)$$

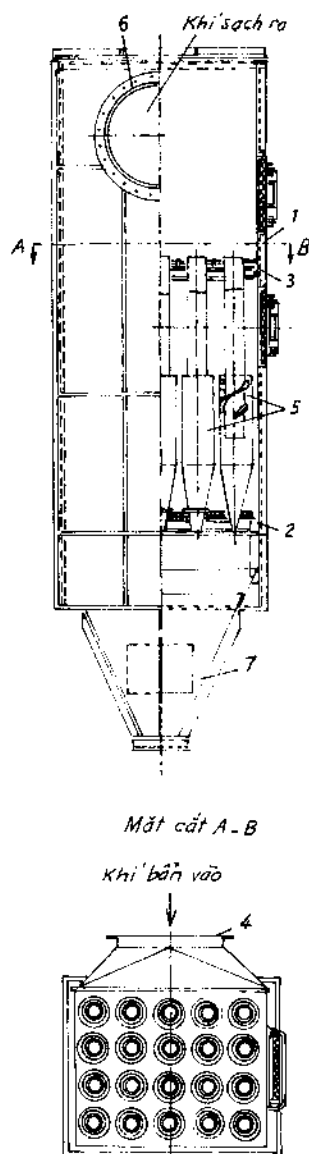
trong đó: $w_v = 13,3 \sqrt{\frac{p(273 + t)}{273 \xi}}$ – vận tốc trung bình của khí qua tiết diện

làm việc ở buồng lắng trong xyclôn ở dây đầu tiên, m/s ;

N – chiều rộng của buồng lắng, m ;

y – số ống trong dây đầu tiên;

d_{ng} – đường kính ngoài của ống tâm trong xyclôn, m .



Hình 5.12. Xyclôn tổ hợp:
1- vỏ; 2,3- lưới đỡ; 4- cửa khí vào;
5- xyclôn con; 6- cửa khí ra; 7- đáy

Xyclôn có nhiều loại và khả năng làm sạch khí cũng khác nhau, nên khi dùng ta cần phải chọn xyclôn thích hợp.

5.3. LÀM SẠCH KHÍ BẰNG PHƯƠNG PHÁP ƯỚT

Làm sạch khí bằng phương pháp ướt được dùng khi cho phép làm ẩm và làm lạnh khí, còn bụi thì không có giá trị kinh tế.

Phương pháp ướt được thực hiện bằng cách dùng nước hoặc chất lỏng khác để rửa khí. Nước có thể cho chảy thành màng trên bề mặt các ống hoặc tấm, hoặc phun thành bụi sương vào toàn bộ thể tích của thiết bị.

Làm sạch khí bằng phương pháp ướt có thể tiến hành dưới tác dụng của trọng lực, lực quán tính và lực ly tâm.

Dưới tác dụng của lực quán tính và lực ly tâm, bụi sẽ được tách ra khỏi khí. Dòng khí được làm lạnh, bão hòa hơi nước. Làm lạnh khí thấp hơn nhiệt độ ngưng tụ của hơi nước (chất lỏng) có khả năng tách được những hạt bụi rất nhỏ. Vì khi đó các hạt bụi nhỏ trở thành tâm ngưng tụ, chất lỏng sẽ bám vào bụi làm cho kích thước của bụi lớn lên và lắng xuống.

5.3.1. Cấu tạo thiết bị làm sạch khí bằng phương pháp ướt

Các thiết bị làm việc theo phương pháp ướt đều được gọi chung là thiết bị tách bụi thủy lực. Cấu tạo thiết bị làm sạch khí bằng phương pháp ướt có nhiều loại khác nhau:

- Loại tĩnh học (chủ yếu gồm các loại tháp rửa);
- Loại động học;
- Loại bề mặt ướt, và
- Loại sủi bọt.

5.3.1.1. Thiết bị loại tĩnh

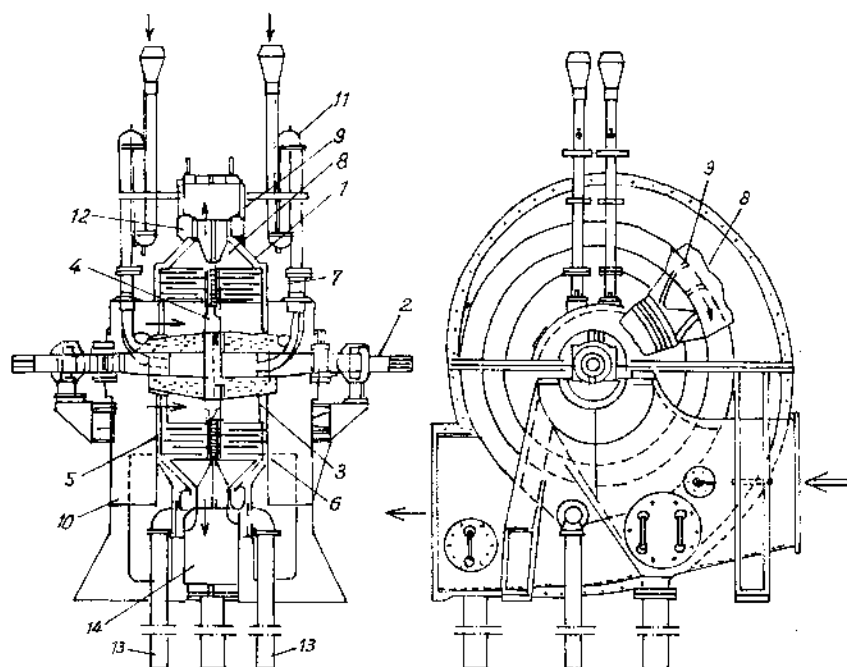
Loại này rất phổ biến, có cấu tạo hoàn toàn giống tháp hấp thụ.

Khí đi qua tháp rỗng từ dưới lên còn lỏng được phun qua các vòi phun từ trên xuống. Qua tiếp xúc, các hạt chất lỏng sẽ kéo theo các hạt bụi và rơi xuống đáy tháp. Để tăng khả năng tách bụi người ta dùng tháp đệm. Trong tháp đổ đầy đệm, chất lỏng đi từ trên xuống thấm ướt toàn bộ bề mặt đệm,

khí đi từ dưới lên tiếp xúc với màng chất lỏng trên đệm và bụi được tách ra. Mức độ làm sạch khí của tháp rửa khoảng 60 đến 70%, còn tháp đệm 75 đến 85% với hàm lượng bụi nhỏ hơn 1 đến 2 g/m³ ở nhiệt độ 0°C và áp suất 760 mmHg.

5.3.1.2. Thiết bị loại động học

Hình 5.13 trình bày thiết bị làm sạch khí loại động học (còn gọi là máy rửa bụi cơ học).



Hình 5.13. Thiết bị loại động học (tháp rửa cơ học):

- 1- thân; 2- trục; 3- phễu phân phối; 4- đĩa; 5,6- thanh tròn; 7- vòng; 8- cánh rửa;
9- cánh áp lực; 10- hộp chứa bụi; 11- ống dẫn; 12- cửa tràn; 13- ống dẫn bụi;
14- máng dẫn khí sạch

Cấu tạo thiết bị động học gồm thân hình xoắn ốc 1, trục nằm ngang 2 trên đó có lắp một chóp phân phối 3 và đĩa 4, trên đĩa lắp các thanh tròn nằm ngang đều nhau, làm thành ba hoặc bốn vòng tròn đồng tâm 5. Khi đĩa quay, các thanh tròn này chuyển động giữa các khe của các thanh tròn không chuyển động. Các thanh tròn không chuyển động gắn với vỏ thiết bị và cũng chia thành ba hoặc bốn vòng tròn đồng tâm. Trên đĩa 4 có lắp cánh 8 tạo điều kiện cho chất lỏng rửa và tách bụi tốt hơn. Cánh 9 có nhiệm vụ vận chuyển nhờ tạo được áp lực khí (đến 500 mmH₂O). Bụi được lắng ở hộp

10 gắn trong thân thiết bị. Chất lỏng được dẫn qua ống 11 vào chóp và tưới vào các thanh chuyển động. Hỗn hợp lỏng khí chuyển động qua các cánh vào thân thiết bị ở dạng các hạt nhỏ, khi qua cửa 12 bụi tách khỏi dòng khí để vào máng 13, còn dòng khí qua cánh 9 vào máng 14 ra ngoài.

Loại thiết bị này thường được dùng trong ngành luyện kim để làm sạch khí lò cao có hàm lượng 0,05 đến 0,02 g/m³ (tính ở nhiệt độ 0°C và 760 mmHg). Khí trước khi vào thiết bị cần được làm lạnh đến 50 - 60°C và hàm lượng bụi không quá 2 g/m³. Vì vậy, thường trước khi vào thiết bị khí lò cần được làm lạnh và làm sạch sơ bộ bằng thiết bị loại tĩnh. Loại thiết bị động học có năng suất rất cao (50 - 60.10³ m³/h khí ở 0°C và 760 mmHg), tiêu tốn năng lượng ít (5 đến 6 kW/1000 m³). Song nhược điểm là cấu tạo phức tạp.

Với loại thiết bị này, lượng chất lỏng được dùng tính cho 1000 m³ khí tiêu chuẩn là từ 0,5 đến 1,5 m³.

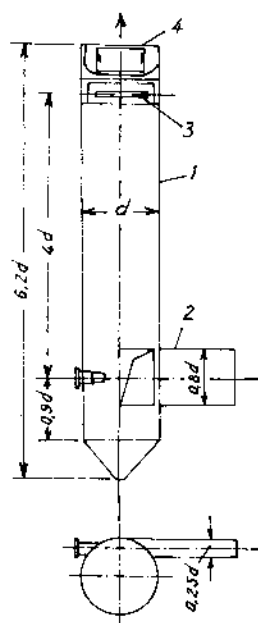
5.3.1.3. Thiết bị loại bể mặt ướt

Loại này làm việc dưới tác dụng của lực ly tâm. Khí cần làm sạch được đưa vào thiết bị theo phương tiếp tuyến (nguyên tắc xyclôn), bề mặt bên trong của thiết bị luôn có lớp màng chất lỏng chảy qua.

Cấu tạo thiết bị như trên hình 5.14. Hỗn hợp khí vào thân hình trụ 1 qua cửa 2 tiếp tuyến với vỏ. Chất lỏng qua vòi phun 3 chảy thành màng trên thành thiết bị. Khí chuyển động xoáy từ dưới lên. Dưới tác dụng của lực ly tâm, bụi văng ra thành thiết bị, thấm ướt bởi màng chất lỏng và theo nước chảy xuống đáy hình nón.

Loại thiết bị này có ưu điểm:

- độ làm sạch lớn;
- trở lực nhỏ và
- cấu tạo đơn giản.



Hình 5.14. Thiết bị loại bể mặt ướt (loại màng):
1- thân hình trụ; 2- cửa khí vào; 3- vòi phun chất lỏng; 4- cửa khí ra

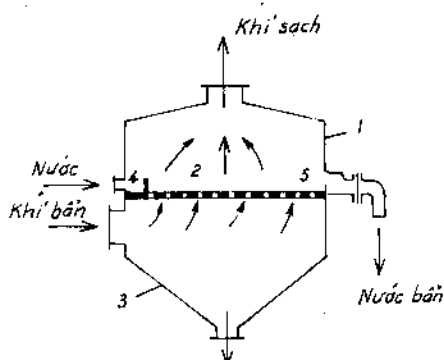
5.3.1.4. Thiết bị loại sủi bọt

Trong thiết bị sủi bọt, chất lỏng tiếp xúc với khí tạo thành bọt, do đó bề mặt tiếp xúc pha rất lớn cho nên độ làm sạch rất cao. Đối với bụi có kích thước lớn hơn $5\ \mu\text{m}$ thì hiệu suất tách đạt đến 99%.

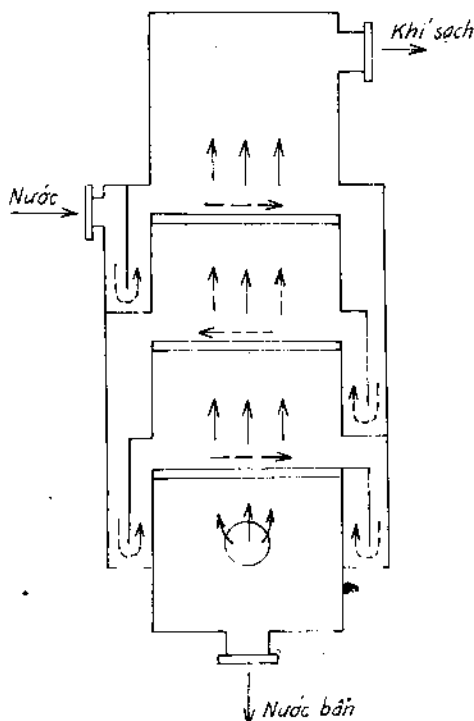
Cấu tạo thiết bị sủi bọt trình bày trên hình 5.15 và 5.16, gồm thùng rộng 1, bên trong có tấm lưới 2. Khí vào của phía dưới qua các lỗ lưới sục vào lớp chất lỏng bên trên lưới tạo thành bọt. Các hạt bụi có

kích thước nhỏ qua được lỗ lưới bám vào bề mặt bọt cùng chất lỏng chảy qua cửa tràn ra ngoài; còn hạt có kích thước lớn không chui qua được lỗ lưới thì bị chất lỏng lọt xuống cuộn theo chảy xuống đáy nón 3. Khí sạch đi lên phía trên qua cửa ra ngoài.

Khả năng tách bụi phụ thuộc vào vận tốc dòng khí trong phòng thiết bị. Nếu vận tốc dòng khí nhỏ thì sẽ tạo thành các bong bóng riêng biệt mà chưa hình thành bọt. Khi vận tốc khí đạt 0,5 đến 0,7 m/s thì các bong bóng chạm vào nhau và tạo thành lớp bọt lớn nhưng ít linh động, song cường độ (năng suất) làm việc của thiết bị còn thấp. Khi vận tốc khí đủ lớn, lớp bọt chuyển động, bề mặt tiếp xúc phát triển và lọt liên tục được tạo ra. Nhưng nếu vận tốc dòng khí quá lớn sẽ tạo thành tia



Hình 5.15. Thiết bị sủi bọt:
1- phòng rộng; 2- tấm lưới; 3- đáy nón;
4,5- cửa tràn



Hình 5.16. Thiết bị sủi bọt nhiều ngăn

nước phụt mạnh. Theo nghiên cứu của M. E. Pôsin, I.P. Muchlenow và E.J.Tarat thì sự phát triển của bọt chuyển động bắt đầu từ vận tốc 0,7 đến 3,5 m/s, là giới hạn dưới, lúc tổn thất chất lỏng do lọt qua lỗ lưới, và giới hạn trên, lúc chất lỏng bị dòng khí cuốn theo. Vì vậy, vận tốc làm việc thích hợp nhất vào khoảng 1,3 đến 3,0 m/s. Ở giới hạn vận tốc này lớp bọt tăng đều đặn theo sự tăng của vận tốc khí. Trong thực tế người ta có thể sử dụng thiết bị sủi bọt nhiều ngăn (hình 5.16).

5.3.2. Tính toán thiết bị sủi bọt

Tiết diện của tháp sủi bọt được tính theo công thức:

$$f_A = \frac{V_G}{3600 \cdot w}, m^2 \quad (5.36)$$

với w - vận tốc dòng khí, m/s;
 V_G - lưu lượng dòng khí, m³/h.

Lưới phân bố dày 4 đến 6 mm, có lỗ tròn hoặc dạng bất kỳ chiếm tiết diện từ 8 đến 30% tiết diện tháp. Nếu lỗ lưới tròn có đường kính 2 đến 8mm, thì khoảng cách giữa các lỗ được tính:

$$a = \sqrt{\frac{0,91 \cdot d_o^2}{S}}, mm \quad (5.37)$$

trong đó: d_o - đường kính lỗ, mm;

S - tiết diện tự do, là tỷ số giữa tổng tiết diện tự do và tiết diện tháp:

$$S = \frac{f_s}{f_A \cdot z}$$

ở đây $z = 0,95$.

Tiết diện tự do của lưới sẽ tốt hơn khi có vận tốc thích hợp qua lỗ lưới. Ở đây cần đề cập đến sự thay đổi thể tích khí do bị làm lạnh khi tiếp xúc với chất lỏng. Người ta thấy thiết bị có hiệu suất cao với vận tốc dòng khí qua lỗ từ 7 đến 13 m/s.

Tổng tiết diện tự do có ảnh hưởng của nhiệt độ khí tính theo công thức:

$$f_s = \frac{f_A w T_s}{w_o T_G}, m^2 \quad (5.38)$$

trong đó: T_G - nhiệt độ của khí lúc vào thiết bị, °K;

T_s - nhiệt độ của khí ở dưới lưới (nhiệt độ này được xác định theo phương trình cân bằng nhiệt); °K.

Lượng chất lỏng được sử dụng phụ thuộc vào nhiệt độ của khí, hàm lượng của bụi và nồng độ huyền phù sau khi làm sạch khí. Khái quát lượng chất lỏng cần dùng tính theo khí sạch là: $0,2 \div 0,3 \text{ l/m}^3$.

Vậy lượng bụi được tách sẽ là:

$$m = V_G(x_d - x_c), \text{ kg/h} \quad (5.39)$$

với x_d - hàm lượng bụi trong khí (trước khi vào thiết bị), kg/m^3 ;

x_c - hàm lượng bụi trong khí sạch (sau khi được làm sạch), kg/m^3 .

Trong quá trình làm việc, chất lỏng chia làm hai phần: Phần chảy dọc theo lưới qua gờ ra ngoài và phần lọt qua lỗ tạo thành huyền phù xuống đáy tháp.

Lượng nước chảy qua lỗ lưới được tính theo công thức:

$$W_s = \frac{k.m}{c}, \text{ kg/h} \quad (5.40)$$

với k - hệ số phân bố bụi, là lượng bụi được chất lỏng giữ lại phía dưới lưới, $k = 0,6 \div 0,8$;

c - nồng độ huyền phù, lượng bụi trong 1 kg chất lỏng
 $c = 0,2 \div 0,1, \text{ kg/kg}$.

Nếu lượng chất lỏng chảy qua gờ W_w bằng lượng chất lỏng lọt qua lưới thì lượng chất lỏng được dùng sẽ là:

$$W = 2.W_w, \text{ kg/h} \quad (5.41)$$

Chiều cao của gờ tràn trên lưới được tính:

$$H = v_o h_o, \text{ mm} \quad (5.42)$$

với h_o - chiều cao lớp nước lúc đầu (khi chưa tạo bọt), mm;

v_o - thể tích riêng của bọt, phụ thuộc vào vận tốc khí như sau:

$w, \text{ m/s}$	1,0	1,5	2,0	2,5	3,0
$v_o, \text{ m}^3/\text{m}^3$	3,5	4,5	5,0	6,2	7,1

Chiều cao lớp chất lỏng trên lưới được tính theo công thức:

$$h_o = \varphi \sqrt[3]{i^2} + \psi \cdot h_w, \text{ mm} \quad (5.43)$$

trong đó: i – lưu lượng lỏng trên lưới, $\text{m}^3/\text{m} \cdot \text{h}$;

φ – hệ số đặc trưng cho nước lọt qua lưới (lấy $\varphi = 3$);

ψ – độ ngập sâu của gờ chắn chất lỏng (lấy $\psi = 0,4$);

h – chiều cao của gờ, tính theo công thức:

$$h_w = 2,5 h_o - 7,5 \sqrt[3]{i^2}, \text{ mm} \quad (5.44)$$

Trở lực khô của lưới tính theo công thức:

$$\Delta p_k = 1,45 \frac{\rho_G w_G^2}{2 \cdot 9,8}, \text{ mm H}_2\text{O} \quad (5.45)$$

Trở lực lớp bột (hệ nước - không khí):

$$\Delta p_b = 325 H - 23w + 43,5, \text{ mmH}_2\text{O}. \quad (5.46)$$

5.4. LÀM SẠCH KHÍ BẰNG PHƯƠNG PHÁP LỌC

5.4.1. Nguyên lý làm việc

Làm sạch khí bằng phương pháp lọc nghĩa là cho dòng khí đi qua lớp vách ngăn xốp. Khí sạch sẽ chui qua các lỗ mao quản xốp, còn bụi bị giữ lại trên bề mặt vách ngăn. Vách ngăn có nhiều loại, nên việc chọn loại vách ngăn nào đó cần chú ý đến tính chất hóa học, nhiệt độ của khí và kích thước hạt bụi trong hỗn hợp khí được giữ lại trên bề mặt vách ngăn.

Năng suất của thiết bị lọc phụ thuộc vào vận tốc lọc, tức phụ thuộc vào lượng khí đi qua một đơn vị bề mặt của vách ngăn trong một đơn vị thời gian.

Vận tốc lọc của khí được quyết định bởi áp suất dòng khí và trở lực vách ngăn.

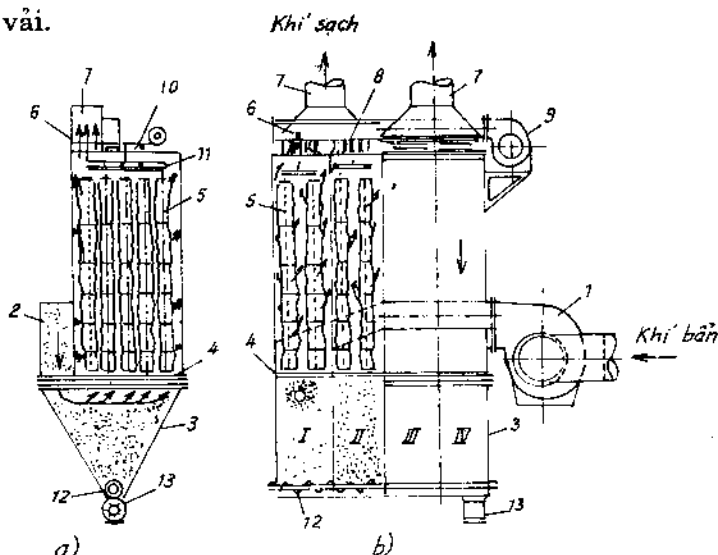
5.4.2. Cấu tạo thiết bị lọc khí

Dựa vào vách ngăn, người ta phân thiết bị lọc thành loại lọc bằng vải, lọc bằng vật ngăn xốp và lọc bằng sành sứ xốp.

5.4.2.1. Thiết bị loại bằng vải

Thường được dùng là thiết bị lọc tay áo. Loại này có cấu tạo chính gồm thân 3, bên trong có nhiều túi vải 5 (gọi là tay áo) gắn trên tấm lưới phân phối 4. Đầu dưới túi vải hở và đầu trên kín. Toàn bộ túi vải được treo trên khung 11. Bụi đi từ dưới lên qua lưới vào trong túi. Khí sạch qua lớp vải ra ngoài còn bụi được giữ lại trong túi (hình 5.17).

Khi chiều dày lớp bụi trên bề mặt vải lọc tăng thì trở lực cũng tăng, nên định kỳ phải rũ bụi bằng hệ cơ học 10. Ngoài ra đôi khi cùng với bộ phận rũ bụi người ta còn thổi khí sạch vào theo chiều ngược lại để làm sạch vải.



Hình 5.17. Thiết bị lọc túi:

1- quạt; 2- cửa khí vào; 3- buồng lọc; 4- lưới phân phối; 5- túi áo; 6,8- van tiết lưu; 7- cửa ra; 9- quạt; 10- bộ phận rũ bụi; 11- khung; 12- vít tải; 13- ống tháo bụi

Hình 5.17 trình bày thiết bị lọc túi có bốn ngăn. Các ngăn lọc được hệ thống phân phối cơ học điều khiển theo thời gian lọc. Ví dụ trên hình 5.17b thể hiện các ngăn I, III và IV đang làm việc, còn ngăn II đang tháo bụi. Khi cần chuyển ngăn nào đó về trạng thái rũ bụi thì van 6 đóng lại và van 8 mở ra. Khí đó quạt 9 làm việc, thổi khí sạch vào để làm sạch các túi tạo ra áp suất lớn hơn ở quạt 1. Đồng thời hệ cơ học hoạt động để nâng và rung túi cho bụi rơi. Sau khi hoàn thành giai đoạn rũ bụi, ngăn được đưa vào chế độ làm việc và một ngăn khác chuyển sang chế độ rũ bụi. Quá trình tiến hành

liên tục. Bụi rơi xuống buồng 3 được đưa ra ngoài nhờ hệ thống vít tải 12 và ống tháo 13.

Chu trình làm việc của mỗi ngăn thường từ 5 đến 8 phút cho quá trình làm sạch khí và từ 20 đến 30 giây cho quá trình rũ bụi.

Để vượt qua trở lực vải lọc, van tiết lưu và các ống dẫn cần tạo ra áp suất dư khoảng 60 đến 120 mmH₂O.

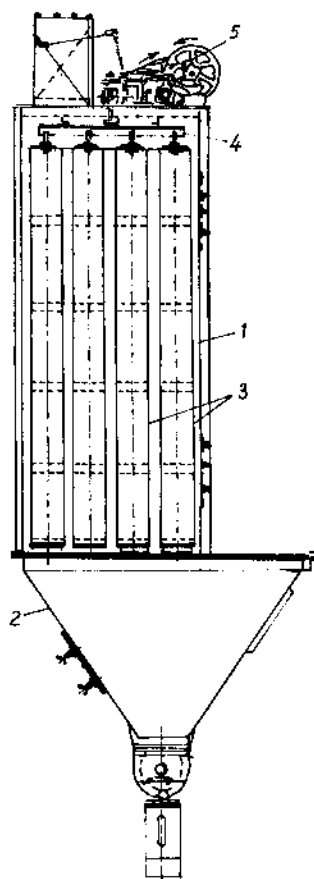
Một loại thiết bị lọc túi thường được dùng là thiết bị của Xí nghiệp Worobjew như hình ở 5.18. Loại này có bề mặt lọc từ 29 đến 115 m², túi lọc có đường kính 190 – 220 mm và dài 2 – 3,5 m. Độ làm sạch của nó đạt khoảng 94 đến 97%, nhưng nếu vận hành tốt có thể đạt đến 99%.

Vận tốc lọc túi chỉ có thể xác định qua thực nghiệm. Ví dụ, khi lọc bụi kẽm oxyt không có dòng khí thổi ngược để làm sạch túi đạt khoảng $0,34 \div 0,25 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{ph}$ với hàm lượng bụi trong khí 25 đến 50g/m³; còn nếu có dòng khí thổi ngược để làm sạch túi thì vận tốc lọc có thể đạt 0,9 đến 1 m³/m²ph.

Vật liệu làm túi có thể bằng giấy xộp hoặc vải. Nếu dùng túi giấy chỉ cho phép nhiệt độ đến 60 – 65°C và dùng vải cho phép nhiệt độ làm việc 80 – 90°C. Trong quá trình làm việc, do phản ứng oxy, túi giấy dễ bị phá hủy.

Trong trường hợp khí ẩm, không làm việc được ở nhiệt độ thấp hơn nhiệt độ ngưng tụ của ẩm trong khí, vì ở nhiệt độ này túi cũng bị ẩm và trở lực tăng vượt quá giới hạn làm việc.

Trở lực của túi có thể tính theo công thức:



Hình 5.18. Thiết bị lọc khí kiểu Worobjew:

1- thân; 2- đáy nón; 3- túi;
4- khung giữ túi; 5- hệ cơ rung bụi

$$\Delta p = A.w^n, \text{ mmH}_2\text{O} \quad (5.47)$$

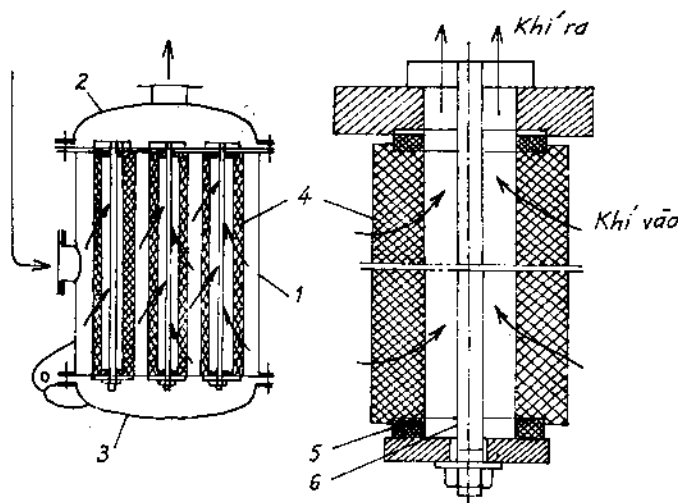
trong đó: A – hệ số vật liệu, phụ thuộc vào mức độ bẩn của vải lọc;
 w – vận tốc tính trên toàn bộ diện tích lớp lọc, m/s;
 n – số mũ phụ thuộc vào đặc điểm vải lọc và độ bẩn của nó.

Khi nghiên cứu đối với vải bông (len) mịn xốp thì $\Delta p = 24.w^{1,46} \text{ mmH}_2\text{O}$,
 còn đối với vải bông thô thì $\Delta p = 7,6.w^{1,83} \text{ mmH}_2\text{O}$.

Mặc dầu thiết bị lọc túi có cấu tạo rất đơn giản, độ làm sạch cao ngay cả đối với khí có nồng độ bụi thấp, nhưng bị hạn chế ở nhiệt độ, độ ẩm và trạng thái khí, đồng thời vải dễ bị hư hỏng.

5.4.2.2. Loại vách ngăn xốp

Loại này rất đơn giản, gồm thân trụ hai vỏ có đục lỗ. Ở giữa lớp vỏ đổ các vật như cát, than, sỏi, đá,... tạo thành lớp vật ngăn xốp, hoặc giữa hai tấm lưới có lớp sợi tơ nhân tạo, sợi amiăng, bông, v.v. Khí có bụi qua lớp vật ngăn, bụi bị giữ lại. Sau một thời gian làm việc cần làm sạch hoặc thay vật ngăn. Ngoài ra cũng có thể dùng ống sứ xốp đặt thành dãy trong thân thiết bị. Khi dòng khí thổi qua ống sứ xốp đi vào bên trong thoát ra ngoài, còn bụi được giữ lại trên bề mặt ống sứ, định kỳ tháo bụi bằng cách thổi không khí sạch theo hướng ngược lại từ trong ống ra hoặc rửa các ống lọc (hình 5.19).



Hình 5.19. Thiết bị loại ống sứ, sành:
 1- vỏ; 2- nắp; 3- đáy; 4- ống sứ; 5- tấm đệm; 6- bulông

5.5. LÀM SẠCH KHÍ BẰNG ĐIỆN TRƯỜNG

Các phương pháp làm sạch khí đã được nêu ở trên đều tồn tại một số nhược điểm:

- Thiết bị lắng dưới tác dụng của trọng lực thì công kênh, hiệu quả thấp, không lọc được bụi có kích thước nhỏ hơn $10\text{ }\mu\text{m}$.
- Thiết bị lắng dưới tác dụng của lực ly tâm tuy có gọn gàng hơn, nhưng không hiệu quả đối với loại hạt bụi nhỏ và rất tốn kém năng lượng, thiết bị hay dễ hư hỏng vì bị bào mòn.
- Làm sạch khí bằng phương pháp ướt thì bị giới hạn trong nhiều trường hợp, như khí bị làm nguội và bị bão hòa hơi nước, ngoài ra, nếu cần thu hồi bụi thì giá thành cao.
- Các loại máy lọc vải không dùng được đối với khí có nhiệt độ cao và ăn mòn hóa chất; mặt khác loại thiết bị này rất mau bám cặn và dễ hỏng.

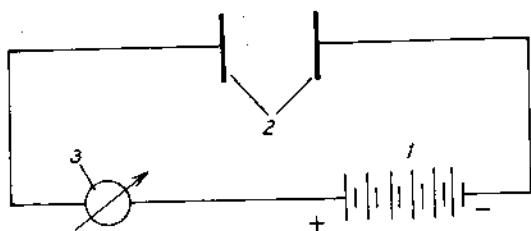
Vì thế trong một số trường hợp người ta dùng phương pháp điện trường để làm sạch khí, phương pháp này có ưu điểm:

- Độ làm sạch cao, đạt đến 90 – 99%.
- Năng lượng tiêu hao ít, cứ 1000 m^3 khí tiêu tốn 0,1 đến 0,8 kW và trở lực không quá 3 đến 15 mmH₂O.
- Có thể làm việc ở nhiệt độ cao và môi trường ăn mòn hóa học.
- Có thể tự động hóa và cơ khí hóa hoàn toàn.

5.5.1. Cơ sở vật lý của quá trình lọc điện

Mắc hai bản kim loại song song cách nhau bởi lớp không khí trong mạch điện, ta thấy không có dòng điện chạy trong mạch, vì không khí giữa hai tấm điện cực không dẫn điện.

Khi tăng thêm hiệu số điện thế giữa hai điện cực 2 (hai bản song song),



Hình 5.20. Sơ đồ nguyên lý của lọc điện:
1- nguồn điện; 2- bản cực; 3- vôn kế

ta thấy kim điện kế lệch đi, chứng tỏ có dòng điện chạy trong mạch, vì không khí giữa hai bản điện cực có sự ion hóa.

Sự ion hóa không khí giữa hai điện cực xảy ra do hai trường hợp:

a) *Bị ion hóa*: Dưới tác động của các nhân tố gây ion như tia phóng xạ, tia Röntgen,... các phân tử không khí bị ion hóa thành các ion và điện tử tự do. Sau khi chấm dứt tác động gây ion, xảy ra quá trình ngược lại để tạo ra các phân tử trung hòa qua sự liên kết của ion trái dấu.

b) *Tự ion hóa*: Qua sự tăng của hiệu số điện thế giữa hai điện cực đến một giá trị vượt quá hằng số điện môi của không khí, thì không khí giữa hai điện cực bị ion hóa.

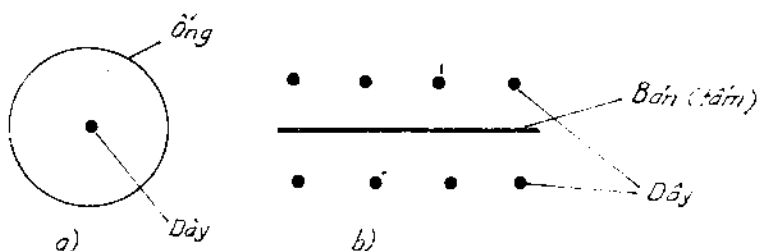
Trong kỹ thuật lọc điện người ta dùng phương pháp tự ion hóa. Dưới tác dụng của điện thế, các phân tử khí phân chia thành các ion và các electron tự do. Các ion và electron này chuyển động về phía điện cực trái dấu. Vận tốc chuyển động và động năng của chúng càng tăng khi điện thế giữa hai điện cực càng lớn. Trên đường đi đến điện cực, các ion và electron va đập vào các phân tử khí trung hòa và ion hóa chúng. Ngoài sự va đập, sự chuyển động mãnh liệt của các phân tử khí cũng làm tăng sự ion hóa.

Khi hiệu số điện thế giữa hai điện cực tăng đến giá trị tới hạn, gọi là điện thế xuyên thủng của khí, thì cường độ dòng điện tăng rất nhanh, giữa hai bản cực xuất hiện tia lửa điện. Hiện tượng này gọi là tự phóng điện, giống như hiện tượng chập mạch!

Sự xuất hiện tia lửa điện là do giữa hai điện cực song song có một điện trường đồng nhất, nên ở điện thế cao khả năng ion hóa ở mọi nơi giữa hai điện cực như nhau và số ion và electron tạo thành đồng thời rất lớn và phát sáng như tia lửa giữa hai cực, sau đó không tiếp tục ion hóa các phân tử khí nữa.

Trong lọc điện cần tránh sự xuất hiện của tia lửa điện, bằng cách sử dụng một cực là tấm phẳng hay ống, còn cực kia bằng dây, để cho điện trường giữa hai cực không đồng nhất với nhau.

Xung quanh điện cực dây, điện trường lớn hơn nên khả năng ion hóa tốt hơn; càng xa điện cực dây, điện thế của điện trường càng giảm, nên khả năng ion hóa cũng yếu dần. Lớp không khí giữa hai điện cực đóng vai trò như lớp cách điện.



Hình 5.21. Dạng điện cực:
a- cực ống; b- cực bản (tấm)

Trong lọc điện, điện cực dây là cực âm. Quanh điện cực dây có khả năng ion hóa mạnh nên xuất hiện vầng ánh sáng và nghe có tiếng nổ lép lép, vì thế điện cực dây còn được gọi là điện cực quang. Điện cực tấm hoặc ống là cực dương và bụi sẽ lắng trên điện cực này, nên còn gọi là điện cực lắng. Quá trình lắng bụi rất phức tạp, nên không nêu ở đây.

Phần lớn bụi nằm ngoài vùng sáng sẽ bị các electron tự do trên đường đi đến điện cực dương va đập phải và bám vào làm cho bụi đó tích điện âm, nên cũng chuyển động đến cực tấm hay ống, trao đổi electron và trở thành trung hòa. Chỉ một phần nhỏ bụi rơi vào vùng quang sáng thì biến thành ion dương, nên chuyển động đến cực dây và lắng trên điện cực này.

Tính chất dẫn điện của bụi ảnh hưởng lớn đến hiệu suất làm sạch của thiết bị lọc điện. Nếu bụi dẫn điện tốt thì sau khi trao đổi electron với điện cực tấm (ống) bụi sẽ mang điện tích cùng dấu với điện cực ấy. Nếu bụi không dẫn điện thì khi bám trên cực lắng, lớp bụi sẽ là lớp cách điện, cản trở quá trình lọc điện. Đồng thời do bám không chắc, có chỗ lớp bụi rơi xuống để hở một mảng điện cực làm điện thế ở chỗ đó tăng rất nhanh vượt quá điện thế giới hạn, gây ion hóa mạnh. Tại chỗ đó của điện cực lắng xuất hiện vầng sáng nhạt gọi là quang sáng nghịch. Khí và bụi trong vùng này sẽ biến thành các ion và electron, các ion dương chuyển động ngược lại phía cực dây (âm). Trên đường đi gặp bụi tích điện âm sẽ trung hòa luôn nó, làm bụi không lắng được và kết quả là giảm hiệu suất tách bụi của thiết bị.

Để tránh hiện tượng này phải làm tăng khả năng dẫn điện cho bụi, bằng cách phun nước cho ẩm bụi, hoặc tốt nhất trước khi vào lọc điện cho lọc sơ bộ bằng phương pháp ướt.

5.5.2. Cơ sở tính toán

Công thức thực nghiệm để tính điện trường giữa ống và dây:

$$E_0 = a + \frac{b}{\sqrt{r}}, \text{ kV/cm} \quad (5.48)$$

với a, b – hệ số phụ thuộc cường độ quang sáng;
 r – bán kính cực dây.

Đối với quang sáng quanh cực âm lấy $a = 31\delta$ và $b = 9,54\sqrt{\delta}$. Ở áp suất thấp hơn áp suất khí quyển, giá trị của δ được tính:

$$\delta = \frac{0,392 p}{273 + t} \quad (5.49)$$

trong đó: p – áp suất của khí, mmHg;
 t – nhiệt độ của khí, °C.

Thế hiệu giới hạn trên dây dẫn:

$$V_0 = E_0 r \ln \frac{R}{r}, \text{ kV} \quad (5.50)$$

Trong trường hợp thay ống bằng tấm, bán kính ống R được thay bằng khoảng cách giữa tấm đến dây S .

Thay E_0 vào công thức (5.50) ta có:

$$V_0 = 31\delta \left(1 + \frac{0,308}{\sqrt{\delta r}} \right) r \ln \frac{R}{r}, \text{ kV} \quad (5.51)$$

Công thức (5.51) có thể dùng cho trường hợp dùng cực tấm. Trong thực tế, điện trường lớn gấp 2 đến 3 lần so với tính toán, tuy nhiên không vượt quá 8 kV/cm.

Trong quá trình làm việc, các electron tự do chuyển động gấp 1,37 lần vận tốc của các ion dương. Vận tốc của bụi tăng theo sự tăng của cường độ dòng điện. Thực tế, cường độ dòng điện loại ống $I = 0,3 \div 0,5$ mA/m và loại tấm $I = 0,1 \div 0,35$ mA/m.

Cường độ dòng điện phụ thuộc vào khoảng cách giữa hai điện cực. Khoảng cách càng lớn thì cường độ dòng điện càng cao. Ngoài ra, cường độ dòng điện còn tăng khi đường kính cực dây nhỏ. Trong thực tế đường kính cực dây lấy từ 2 đến 4 mm.

Cường độ dòng điện của lọc điện tỷ lệ với thế năng, vì vậy thế hiệu càng cao khả năng tách bụi càng tốt.

Trong lọc điện thế hiệu phải lớn hơn V_0 là đại lượng phụ thuộc vào: nhiệt độ, độ ẩm, thành phần và áp suất của khí, dạng và số lượng điện cực. Ở nhiệt độ thường, gradient thế hiệu bé hơn 4,8 kV/cm, và ở khí có nhiệt độ cao, gradient thế hiệu là 4 kV/cm. Trong trường hợp khí có độ ẩm cao hoặc chứa lưu huỳnh oxyt thì thế hiệu xuyên thủng cao hơn, nên gradient thế hiệu cũng cao.

Thế hiệu phù hợp cho lọc điện được xác định trên cơ sở kinh tế kỹ thuật. Qua thực tế người ta thấy, điện thế từ 35 đến 70 kV với khoảng cách của điện cực từ 100 đến 200 mm.

Trong lọc điện, vận tốc lắng của bụi phụ thuộc chủ yếu vào điện tích giữa các phần tử và hằng số điện môi của bụi. Điện tích cực đại giữa các phần tử được tính:

$$n.e_o = E_x \left(1 + 2 \frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon + 1} \right) \frac{d^2}{4} \cdot 1,112 \cdot 10^{-14} \quad (5.52)$$

trong đó: n – số lượng các phần tử tích điện;

e_o – điện tích ($e_o = 1,602 \cdot 10^{-19}$ A.s);

E_x – cường độ điện trường, V/m;

ε – hằng số điện môi của bụi;

d – đường kính trung bình của hạt bụi, cm;

μ – độ nhớt, N.s/m².

Đối với khí thì $\varepsilon = 1$, lưu huỳnh $\varepsilon = 4$, oxyt của kim loại ε bằng 12 đến 18 và với kim loại $\varepsilon \rightarrow \infty$. Bụi lắng trong thiết bị lọc điện do tác dụng của trọng lực, điện trường và lực va chạm. Trong thực tế, trọng lực, lực va đập có thể bỏ qua, chỉ còn lại lực điện trường:

$$F = n.e_o E_x, \quad N \quad (5.53)$$

Dưới tác dụng của điện trường, bụi di chuyển từ cực dây sang cực tấm.

Trở lực của môi trường khí:

$$S = 3\pi\mu d.w_o, \quad N \quad (5.54)$$

hạt bụi di chuyển ổn định khi $F \approx S$, tức:

$$3\pi\mu d.w_o \approx n.e_o E_x$$

Vận tốc lắng được tính theo công thức:

$$w_o = \frac{n \cdot e_o \cdot E_x}{3 \pi d \mu}, \text{ m/s} \quad (5.55)$$

Nếu biết vận tốc lắng, ta có thể tính thời gian lắng ở đoạn x là:

$$d\tau = \frac{dx}{w_o}$$

Trường hợp lọc điện ống mà đường kính điện cực dây là $2r$ và đường kính ống là $2R$, thì $x_1 = r$ và $x_2 = R$, tức thời gian lọc:

$$\tau = \int_r^R \frac{dx}{w_o} \approx \frac{R}{w_o} \quad (5.56)$$

Thông thường, thời gian lưu của bụi trong lọc điện phụ thuộc vào loại, độ sạch và hiệu suất η , tức:

$$\lg(1 - \eta) = \tau \lg c \quad (5.57)$$

với c – hằng số phụ thuộc vào loại thiết bị lọc, loại bụi; ($c = 0,05 - 0,5$);
 τ – thời gian, phụ thuộc vào chiều dài của trường vận tốc dòng khí;
 với chiều dài của trường 3 đến 4 m, thì vận tốc khí 0,8 đến 1,5 m/s trong lọc ống và 0,5 đến 1 m/s trong lọc tấm; s.

Năng lượng dùng trong lọc điện được tính:

$$N = \frac{0,707 V \cdot K \cdot I \cdot m}{10^6 \cdot \eta_1} + \frac{0,5}{\eta_2}, \text{ kW} \quad (5.58)$$

trong đó: V – thế hiệu ở biến thế, V;

I – cường độ, mA;

K – hệ số chuyển trong biến thế;

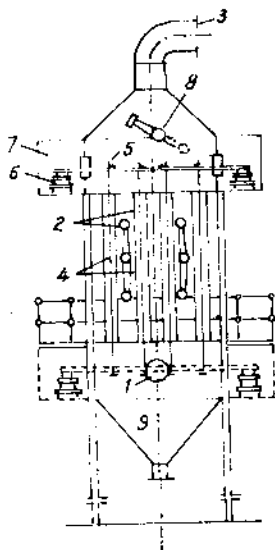
m – hệ số hình dạng ($m = 1,42 - 2,26$);

η_1, η_2 – hiệu suất của máy lọc và của động cơ (0,7 – 0,8).

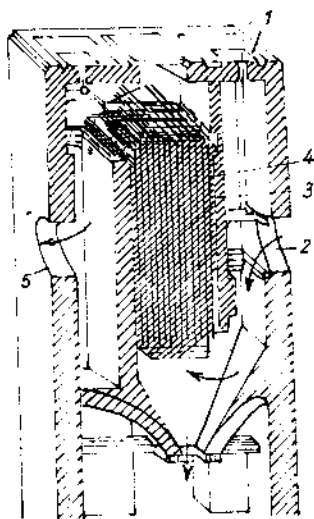
5.5.3. Thiết bị lọc điện

Thiết bị lọc điện có hai loại: loại ống và loại tấm.

- **Loại ống** (hình 5.22): Khí vào thiết bị ở cửa 1, bên trong có điện cực ống 2 và điện cực dây 4. Tất cả điện cực được treo trên khung 5. Khí sạch ra ở cửa 3. Bụi lắng trên bề mặt phía trong của điện cực ống và định kỳ được rũ xuống nhờ bộ cơ lắc 8. Đáy phễu 9 chứa bụi để định kỳ tháo ra ngoài. Để bảo đảm an toàn điện cực ống được nối đất.



Hình 5.22. Sơ đồ máy lọc bụi loại ống:
 1- cửa khí vào; 2- điện cực ống;
 3- cửa khí ra; 4- điện cực dây; 5- khung;
 6- cách điện; 7- hộp kín; 8- bộ cơ rũ bụi;
 9- dây phễu nón M



Hình 5.23. Sơ đồ máy lọc bụi loại tấm:
 1- thân; 2- cửa khí vào; 3- điện cực tấm;
 4- điện cực dây; 5- cửa khí ra M

- **Loại tấm** (hình 5.23): Điện cực lắng là những tấm kim loại 3 đặt song song nhau. Giữa các tấm đặt điện cực dây 4, chúng được treo trên khung. Khí sạch được tháo ở cửa 5.

So với máy lọc điện tấm, máy lọc điện ống có ưu điểm là: điện thế của điện trường lớn, nên làm sạch khí tốt hơn; vận tốc khí đi trong thiết bị lớn hơn, do đó cho phép tăng năng suất; dùng thuận lợi hơn đối với khí có độ ẩm nhỏ khó làm sạch.

Tuy nhiên, máy lọc ống có nhược điểm là khó lắp ráp, công kênh, tốn kim loại, khó rũ bụi và năng lượng tiêu hao tính theo chiều dài dây dẫn lớn.

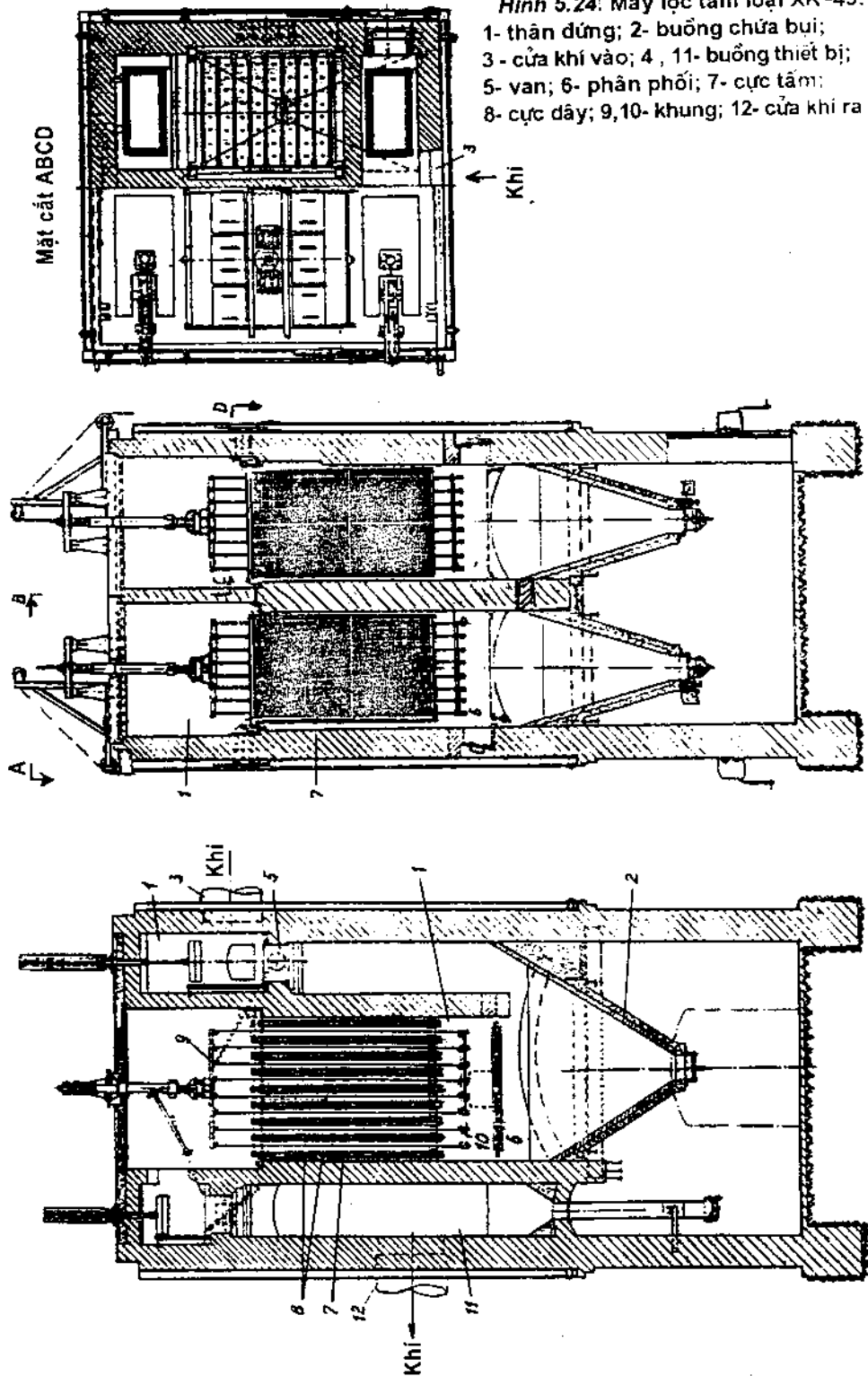
Như vậy, máy lọc loại ống được dùng trong trường hợp bụi khó lắng, khi cần làm sạch cao, đặc biệt khi không cần rũ bụi, như làm sạch mù chất lỏng.

Trong thực tế thường dùng thiết bị loại ống có đường kính 150 đến 300 mm và dài 3 đến 4 m. Đối với khí chứa axit nên dùng ống chì.

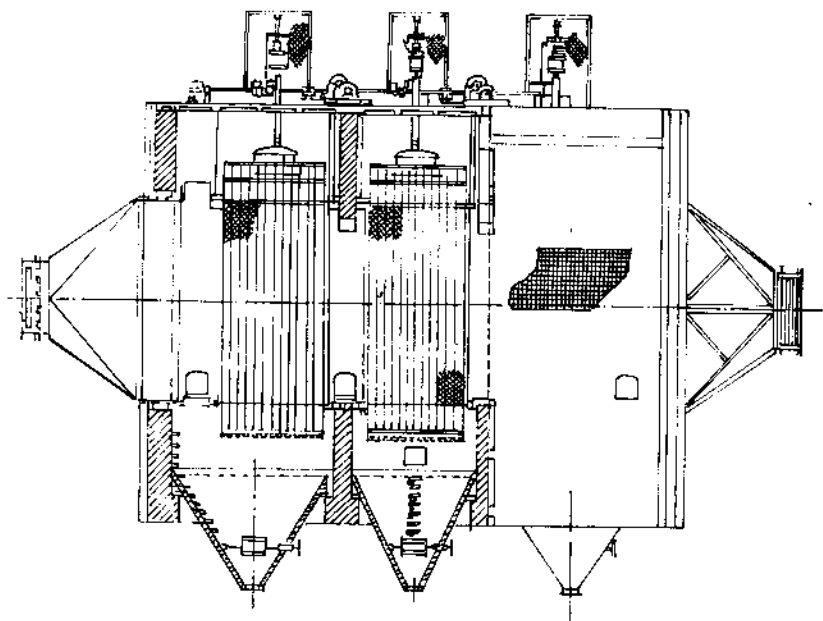
Theo cách thức làm việc người ta chia thành hai nhóm chính là: lọc điện khô và lọc điện ướt. Người ta phân biệt lọc điện khô dùng cho bụi nóng và lọc điện ướt dùng cho bụi ướt.

Hình 5.24. Máy lọc tẩm loại XK-45:

- 1- thân đứng; 2- buồng chứa bụi;
3- cửa khí vào; 4, 11- buồng thiết bị;
5- van; 6- phân phối; 7- cực tẩm;
8- cực dây; 9,10- khung; 12- cửa khí ra

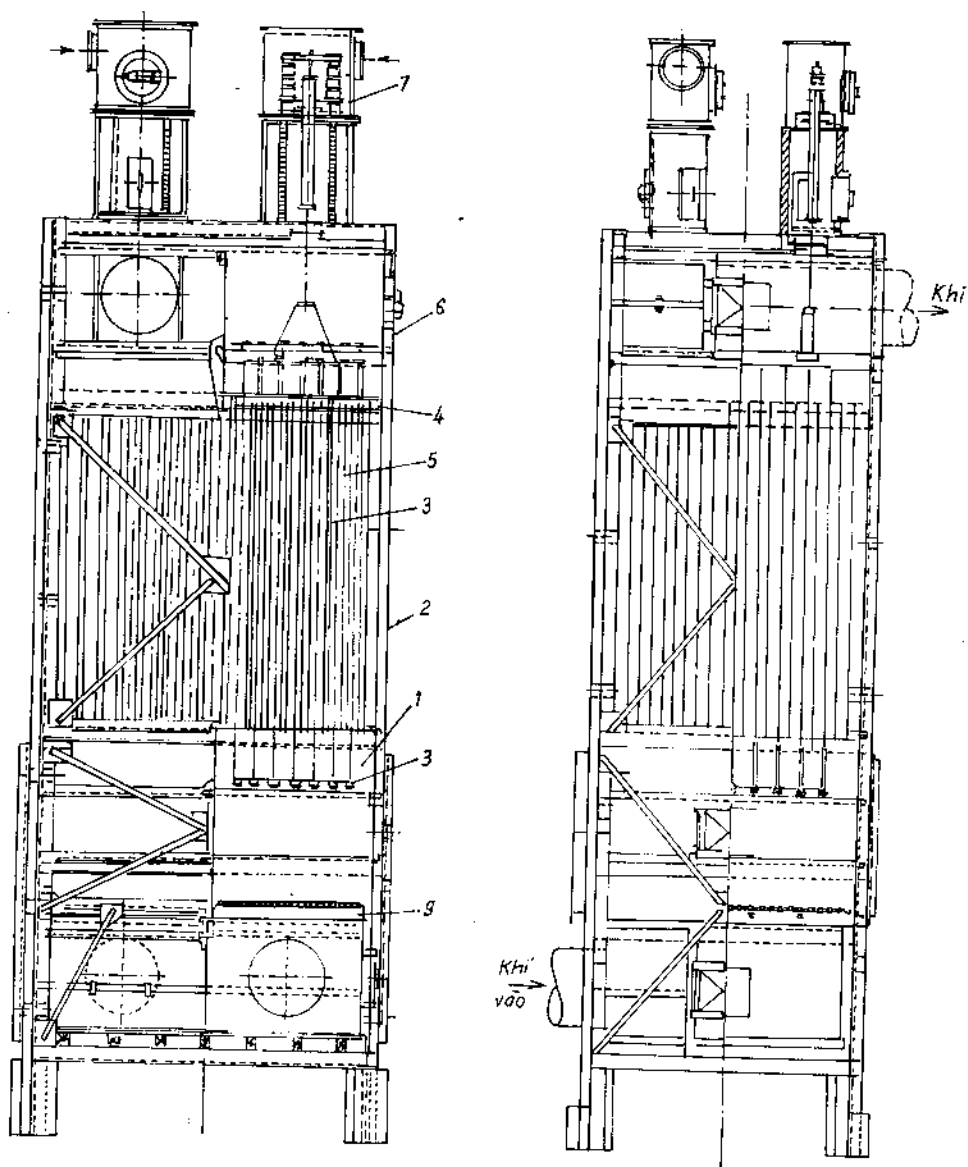


Các loại máy lọc điện công nghiệp có loại XK – 45 là máy lọc tấm hai buồng (hình 5.24). Loại này thường được dùng để lọc khói lò đốt quặng trong xí nghiệp sản xuất axít sunfuric, hàm lượng bụi đến $0,2 \text{ g/m}^3$ (với vận tốc dòng khí khoảng $0,7 \text{ m/s}$). Hoặc loại tấm nằm ngang (hình 5.25) được dùng để làm sạch khí ở nhiệt độ $400 - 450^\circ\text{C}$. Với loại này cực tấm bằng thép dày 8 mm và xếp sát nhau.



Hình 5.25. Máy lọc tấm nằm ngang

Để lọc khí có chứa bụi axít người ta thường dùng máy lọc điện ướt. Loại máy này thông thường có hai buồng liên nhau, khí sau khi qua buồng lọc thứ nhất được làm ẩm nhờ tháp trung gian. Qua tháp tưới ẩm sẽ làm tăng nồng độ axít của khí trước khi vào buồng lọc điện thứ hai. Hình 5.26 là máy lọc điện ướt loại M – 134. Điện cực lắng được cấu tạo bởi ống lục giác 3 bằng chì gắn trên một lưới. Điện cực dây 5 có tiết diện tròn hoặc sao với đường kính 3,5 mm và dài 4,4 m được lắp trên khung 6 và 8. Dòng khí bắn đi từ dưới lên qua lưới phân bố 9 cao 500 mm bằng vòng sứ có đường kính $50 \times 50 \text{ mm}$. Để phân bố đều vào các ống lục giác.

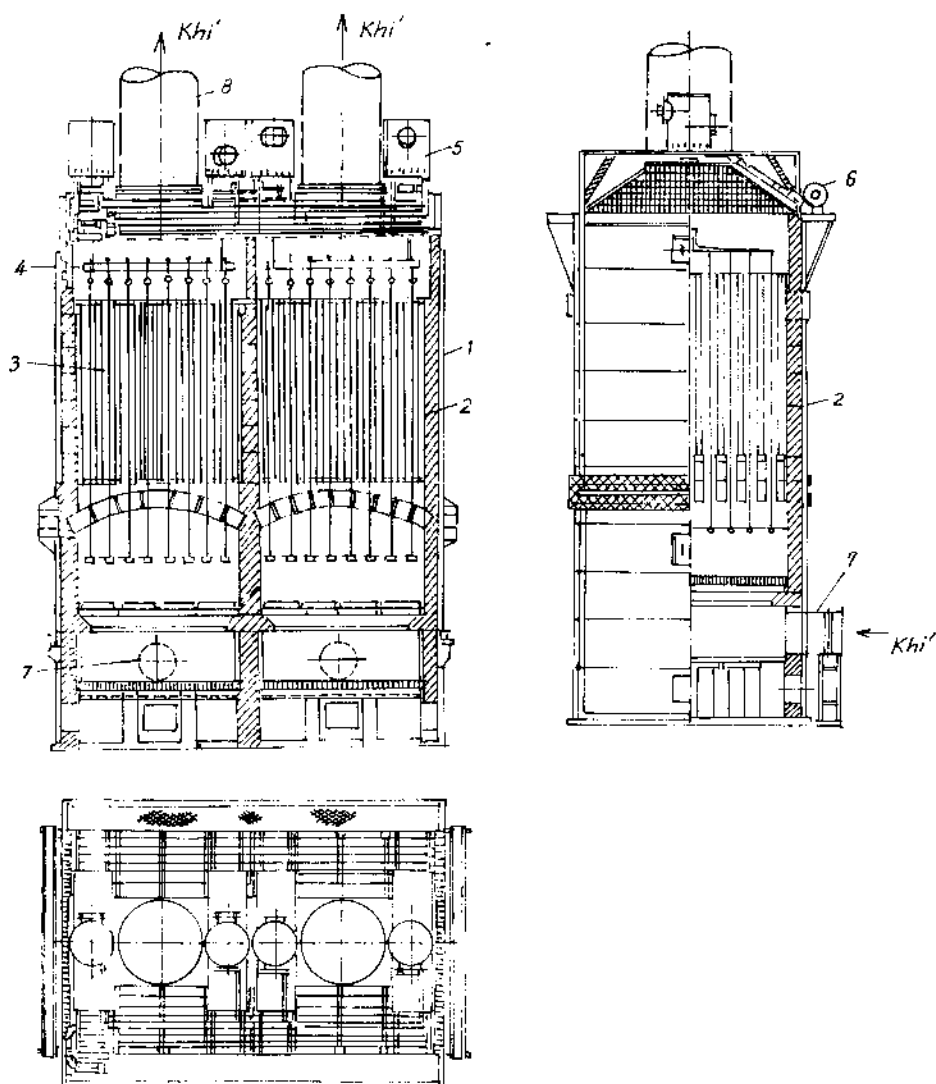


Hình 5.26. Máy lọc điện ướt M – 134:

1- thân; 2- khung; 3- cực lắng; 4- lưới đỡ ống; 5- cực dây; 6,8- khung dây;
7- hộp cách điện; 8- lưới phân phối

Vận tốc khí trong loại này lớn hơn loại tấm và đạt 0,8 đến 1 m/s.
Nhiệt độ trong thiết bị lọc điện ướt là 30 – 40°C; tất nhiên nhiệt độ cực đại
đạt đến 90°C, đôi khi đến 160°C.

Ngoài ra còn loại lọc điện ướt K - 144 (hình 5.27), có cấu tạo gồm buồng 1 được bọc đá chịu axit. Buồng 1 được ngăn làm hai phần. Cực lắng 2 có cấu tạo bởi ống silic hoặc than graphit với đường kính 250 - 290 mm, cao 4 m. Cực dây 3 được treo vào khung 4.



Hình 5.27. Máy lọc điện ướt kiểu K - 144:

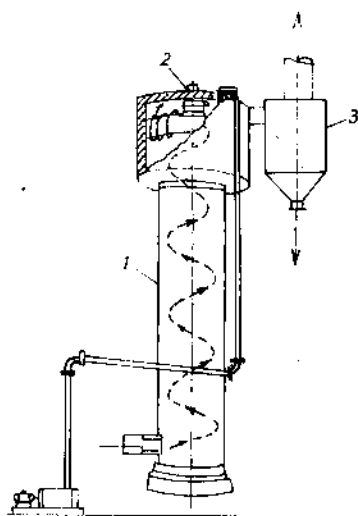
1- thân; 2- cực ống; 3- cực dây; 4- khung; 5- hộp cách điện;
6- quạt thổi khí; 7- cửa khí vào; 8- cửa khí ra

Ngoài các loại thiết bị làm sạch khí thông thường đã nêu trên, ta còn gặp trong thực tế nhiều phương pháp khác, như làm sạch khí bằng siêu âm.

Với loại này, tác dụng của sóng âm hoặc siêu âm sẽ làm tăng sự dao động của bụi, nên tăng sự va chạm của chúng tạo khả năng kết hợp lại thành các hạt lớn. Khi qua các loại thiết bị tách bụi như xyclôn, bụi sẽ được tách ra khỏi khí dễ dàng.

Lọc khí bằng siêu âm có thể đạt đến hiệu suất 90% với kích thước bụi $0,5 \div 5 \mu\text{m}$. Phương pháp siêu âm có tần số dao động khoảng $2 \div 50 \text{ kHz}$, cường độ âm $0,1 \div 0,3 \text{ W/cm}^2$ và thời gian lưu của khí trong trường âm khoảng $1 \div 4 \text{ s}$.

Làm sạch khí trong trường âm có ưu điểm: thiết bị đơn giản, làm việc chắc chắn. Nhược điểm: tiêu tốn nhiều năng lượng, cứ 1000 m^3 khí, tốn 0,7 đến 2 kWh, môi trường làm việc khó nhọc do ảnh hưởng của tần số âm.



Hình 5.28. Máy lọc bụi bằng siêu âm:
1- tháp; 2- bộ phận gây siêu âm;
3- xyclôn tách bụi

B. PHÂN RIÊNG HỆ LỎNG KHÔNG ĐỒNG NHẤT

Hệ lỏng không đồng nhất là hệ gồm các hạt rắn, lỏng hoặc khí lơ lửng trong môi trường lỏng, được chia thành ba loại:

- Hệ huyền phù: khi các hạt rắn phân tán trong môi trường lỏng.
- Hệ nhũ tương: khi các hạt lỏng phân bố trong môi trường lỏng khác.
- Hệ bọt: khi các bọt khí phân bố trong môi trường lỏng.

Huyền phù là hệ hay gặp nhất trong kỹ thuật. Các huyền phù được phân biệt với nhau qua lượng pha rắn và độ phân tán của nó, tức là qua nồng độ và kích thước hạt rắn phân tán trong huyền phù. Khi nồng độ các hạt tăng thì độ nhớt của huyền phù cũng tăng. Nhưng nếu tăng nồng độ của hạt rắn quá giới hạn nào đó thì độ nhớt của huyền phù tăng rất nhanh và huyền phù mất tính linh động, không còn ở thể lỏng mà chuyển sang thể bùn nhão.

Nếu giữa các hạt rắn và môi trường không còn quan hệ bề mặt, như hấp phụ... thì độ nhớt của huyền phù được tính theo công thức:

$$\mu = \mu_0(1 + 4,5\epsilon_r) \quad (5.59)$$

Công thức này chỉ được vận dụng khi huyền phù còn chảy (lĩnh động). Nếu nồng độ vượt quá giới hạn, các hạt rắn tiếp xúc nhau, thì bên cạnh lực nội ma sát của chất lỏng, còn có lực ma sát của các hạt rắn làm cho dòng chảy chuyển động trượt, khi đó công thức trên không còn đúng nữa.

Tùy theo kích thước hạt phân tán, hệ huyền phù được chia thành:

- Huyền phù thô: Các hạt rắn có kích thước lớn hơn 100 μm .
- Huyền phù mịn: Kích thước của hạt rắn vào khoảng $100 \div 0,5 \mu\text{m}$. Bằng mắt thường chỉ thấy một hệ đồng nhất, nên phải quan sát bằng kính hiển vi mới thấy được hệ dị thể và các hạt chuyển động Brown.
- Chất lỏng đục: Mức độ phân tán của hạt rắn lớn, chuyển động Brown mạnh, kích thước hạt rắn 0,1 μm , không có khả năng lắng dưới tác dụng của trọng lực.
- Dung dịch keo: Gồm các hạt có kích thước bé hơn 0,1 μm , xấp xỉ độ lớn phân tử.

Trong thực tế, các quá trình công nghệ tồn tại ở dạng huyền phù với hạt rắn phân tán trong đó có đủ các kích cỡ.

Nhũ tương là hệ không bền vững, dễ bị phân tán dưới tác dụng của lực trọng lượng. Khi đó chất lỏng có khối lượng riêng nhỏ sẽ nổi lên trên chất lỏng có khối lượng riêng lớn, tạo thành bề mặt phân pha giữa hai chất lỏng.

Muốn cho nhũ tương bền vững ta đổ vào hệ một chất trợ nhũ tương, như xà phòng, sẽ tạo thành một lớp vỏ bảo vệ xung quanh các hạt chất lỏng, không cho chúng liên kết lại với nhau. Một đặc điểm khác của nhũ tương là tùy thuộc vào nồng độ của các hạt phân tán mà nó có thể chuyển từ pha phân tán thành pha liên tục và ngược lại.

Nội ma sát hoặc độ nhớt của nhũ tương và huyền phù thay đổi theo nồng độ. Khi độ nhớt đạt giá trị cực đại thì có nồng độ chuyển pha.

Trong công nghiệp hóa chất và thực phẩm, hệ lỏng không đồng nhất được phân riêng bằng các phương pháp: lắng, lọc và ly tâm.

5.6. LẮNG GẠN

5.6.1. Những thông số đặc trưng của huyền phù

Các thông số đặc trưng của huyền phù bao gồm:

- Khối lượng riêng của huyền phù (kg/m^3 , kg/l).
- Nồng độ của huyền phù, là lượng hạt rắn tính theo kilôgam trong một lít huyền phù, kg/l .
- Quan hệ giữa lượng hạt rắn với lượng nước trong, là lượng hạt rắn tính theo gam trong 1 lít nước trong, g/l (nồng độ tương đối của hạt rắn trong huyền phù).

Nồng độ huyền phù được tính dựa vào khối lượng riêng của hạt rắn và của nước trong theo quan hệ:

$$\frac{\rho_h - \rho_l}{\rho_r - \rho_l} = \varepsilon_r = 1 - \varepsilon_l \quad (5.60)$$

[lít hạt rắn/lít huyền phù] $\hat{=}$ thể tích hạt rắn

$$c = \varepsilon_r \cdot \rho_r \quad [\text{kg hạt rắn/lít huyền phù}].$$

trong đó: ρ_h - khối lượng riêng huyền phù, kg/m^3 , kg/l ;
 ρ_l - khối lượng riêng nước trong (lỏng), kg/m^3 , kg/l ;
 ρ_r - khối lượng riêng hạt rắn, kg/m^3 , kg/l ;
 c - nồng độ huyền phù, kg/m^3 , kg/l ;
 ε_r - thể tích hạt rắn, l/l (huyền phù);
 ε_l - thể tích lỏng, l/l (huyền phù):

$$\varepsilon_l = 1 - \varepsilon_r = 1 - \frac{\rho_h - \rho_l}{\rho_r - \rho_l}, \text{ lít lỏng/lít huyền phù.}$$

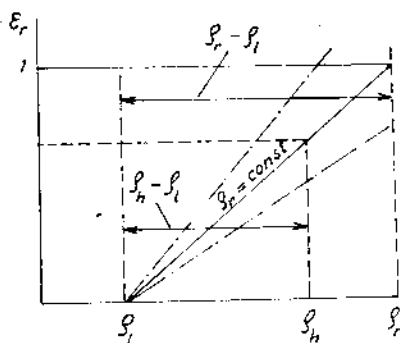
Lượng lỏng, lượng rắn có trong huyền phù với khối lượng riêng ρ_h được tính như sau:

$$L = \frac{R}{\varepsilon_r} \cdot \varepsilon_l, \text{ lít hoặc } L = \frac{R}{\varepsilon_r} \cdot \varepsilon_l \cdot \rho_l, \text{ kg} \quad (5.61)$$

$$HP = L + R, \text{ kg hoặc } HP = \frac{L + R}{\rho_h}, \text{ l.}$$

trong đó: L - lượng lỏng (nước trong) trong huyền phù, kg , l ;
 R - lượng rắn trong huyền phù, kg ;
 HP - lượng huyền phù, kg , l .

Độ nhớt của huyền phù ở nhiệt độ không đổi được tính theo công thức (5.59) với ϵ_r là phần thể tích hạt rắn được tính theo công thức (5.60) và η_0 là độ nhớt của chất lỏng (nước trong) ở cùng nhiệt độ.



Hình 5.29. Đường khối lượng riêng của huyền phù

5.6.2. Lắng dưới tác dụng của trọng lực

Lắng là quá trình tách hạt rắn trong huyền phù nhờ trọng lực của hạt. Dưới tác dụng của trọng lực, hạt rắn trong huyền phù sẽ lắng xuống đáy bể tạo thành lớp bã, còn nước trong qua gờ chảy tràn ra ngoài.

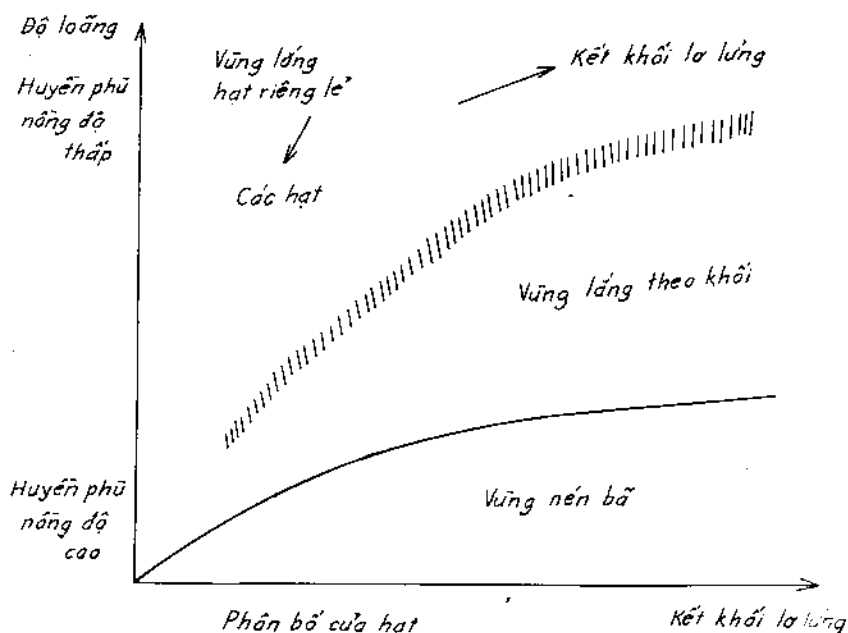
Trong công nghiệp, lắng theo phương pháp này rẻ hơn các phương pháp lọc năm lần, tuy nhiên bể lắng công kênh, chiếm nhiều diện tích. Vì vậy, trong thực tế phương pháp lắng thường được sử dụng để tách sơ bộ trước khi dùng phương pháp lọc hay ly tâm.

Khi nghiên cứu về lắng cần biết vận tốc lắng. Vận tốc lắng phụ thuộc vào nhiều yếu tố như kích thước, khối lượng riêng và hình dáng của các hạt rắn. Ngoài ra còn phụ thuộc vào lực tác dụng tương hỗ giữa chúng, nồng độ huyền phù, lực hút và đẩy (khả năng phân tán và kết khối).

Dựa vào lực tác dụng tương hỗ giữa các hạt rắn người ta chia quá trình lắng thành các giai đoạn:

- Lắng của các hạt riêng lẻ;
- Lắng của khối hạt, và
- Sự nén bã trong quá trình lắng.

Các giai đoạn được thể hiện trên đồ thị Fitch (hình 5.30).



Hình 5.30. Các giai đoạn lắng theo Fitch

5.6.2.1. Sự lắng của một hạt đơn chiếc

Khi huyền phù quá loãng, các hạt rắn sẽ lắng riêng lẻ và không cản trở lẫn nhau. Trong trường hợp này vận tốc lắng được tính cho từng hạt độc lập.

Ta biết, một hạt rắn lắng được trong huyền phù khi khối lượng riêng của nó lớn hơn khối lượng riêng của huyền phù; quá trình lắng do lực trọng lượng. Để đơn giản tính toán, ta cho rằng hạt rắn có dạng cầu, kích thước và khối lượng không đổi trong quá trình lắng.

Quá trình lắng của hạt trong trường hợp này có thể mô tả qua phương trình cân bằng động lượng tổng quát:

$$\frac{\partial(\rho w)}{\partial t} = -\text{Div}(\rho w \otimes w) + \text{Div}(v \text{grad} \rho w) + \text{grad} p \quad (5.62)$$

Đây là phương trình vi phân riêng phần rất phức tạp, không giải được, mặc dù nó mô tả rất đầy đủ diễn biến của quá trình lắng. Trong phương trình thừa số dẫn $\text{Div}(v \text{grad} \rho w)$ có dạng vi phân bậc hai có thể thay thế bằng thừa số tích phân $f \Delta w$ dựa vào các điều kiện biên đã biết.

Các đại lượng trong phương trình (5.62) gồm:

- γ – hệ số cấp động lượng;
- f – bề mặt riêng, m^2/m^3 ;
- w – vận tốc (đại lượng vectơ), m/s ;
- ρ – khối lượng riêng, kg/m^3 ;
- p – áp suất, N/m^2 ;
- t – thời gian, s ;
- v – độ nhớt động học, m^2/s .

Phương trình (5.62) thể hiện diễn biến trong một pha, song quá trình lắng của hạt trong huyền phù tồn tại ở hai pha. Do đó phương trình được giải quyết theo hoặc:

- a) thể hiện riêng lẻ cho từng pha, giải nghiệm và gộp chúng lại với nhau, hoặc
- b) chỉ thể hiện cho pha rắn và kết nối với pha lỏng qua thừa số tích phân.

Mô hình (5.62) mô tả chung dòng vận chuyển trong quá trình lắng, song không phải thừa số nào cũng có vai trò trực tiếp. Vì vậy, dựa vào mô hình (5.62) quá trình lắng sẽ được giải theo cách thứ hai.

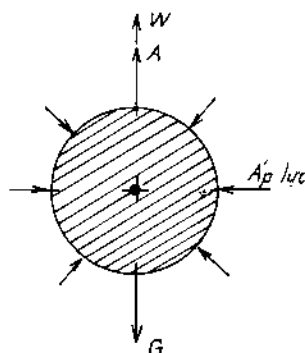
Khi vận tốc lắng không đổi thì:

- a) Thừa số phụ thuộc thời gian sẽ không tồn tại, vì lúc này có sự cân bằng giữa trọng lực và lực nâng, tức $G = W + A$. Vậy:

$$\frac{\partial(\rho \cdot w)}{\partial t} = 0.$$

với W – trở lực;
 G – trọng lực;
 A – lực nâng.

- b) Vì $w = \text{const}$ nên bỏ qua thừa số đối lưu, tức $\text{Div}(\rho w \otimes w) = 0$. Như vậy quá trình lắng được thể hiện qua quan hệ:



Hình 5.31. Sự lắng của hạt

$$f\gamma\Delta w = \text{grad}p \quad (5.63)$$

Quá trình lắng theo phương Z ta có:

$$f\gamma\Delta w = \frac{dp}{dz} \quad (5.64)$$

Áp lực tác dụng từ phía huyền phù được tính:

$$p = \rho \cdot g \cdot z = (\rho_r - \rho_l) \cdot g \cdot z \quad (5.65)$$

Vậy:

$$\frac{dp}{dz} = (\rho_r - \rho_l) g = f\gamma\Delta w \quad (5.66)$$

Trong trường hợp này: $\Delta w = w_{\text{rel}}$ là hiệu số giữa vận tốc lắng và vận tốc chảy của huyền phù.

Trong thực tế chỉ có vận tốc lắng theo phương z còn vận tốc chảy của huyền phù bằng không, vì môi trường tĩnh, do đó $w_{\text{rel}} = w_s$ vận tốc lắng.

Vậy:
$$w_s = \frac{(\rho_r - \rho_l)g}{f \cdot \gamma} \quad (5.67)$$

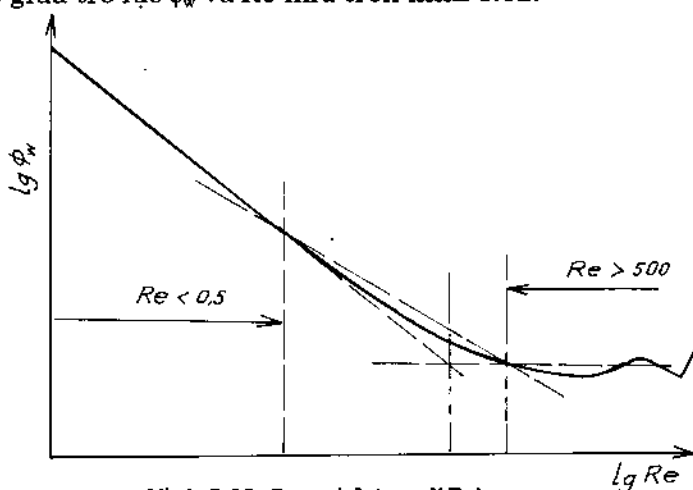
Đây là phương trình cơ bản tính vận tốc lắng của hạt có hình dạng bất kỳ. Đối với hạt dạng cầu thì:

$$f = \frac{\text{Bề mặt cầu}}{\text{Thể tích cầu}} = \frac{\pi d^2}{\pi d^3 / 6} = \frac{6}{d}$$

Đại lượng γ và Re được tính theo công thức:

$$\gamma = \frac{\phi_w}{8} \rho_l w_{\text{rel}} ; \quad Re = \frac{w d \cdot \rho}{\mu} = \frac{w_s d \cdot \rho_l}{\mu} \quad (5.68)$$

Quan hệ giữa trở lực ϕ_w và Re như trên hình 5.32.



Hình 5.32. Quan hệ $\phi_w = f(Re)$

Quan hệ gần đúng chấp nhận giá trị của ϕ_w theo Re như sau:

với	$Re < 0,5$	có	$\phi_w = 24/Re$
	$0,5 < Re < 500$		$\phi_w = 18,5/Re^{0,6}$
	$500 < Re < 150000$		$\phi_w = 0,44$

Từ quan hệ (5.68) với:

$$\phi_w = \frac{24\mu}{w_{rel} d \rho_l}$$

có:

$$\gamma = \frac{24\mu\rho_l w_{rel}}{8w_{rel} d \cdot \rho_l} = \frac{3\mu}{d} \quad (5.69)$$

Phương trình vận tốc lắng khi $Re < 0,5$ được tính như phương trình Stokes:

$$w_s = \frac{d^2 \Delta \rho \cdot g}{18\mu}, \text{ m/s} \quad (5.70)$$

Khi $Re > 0,5$:

$$w_s = 0,152 \left[\frac{(\rho_r - \rho_l)g}{\rho_l} \right]^{0,71} \cdot d^{1,142} \cdot \mu^{-0,428}, \text{ m/s} \quad (5.71)$$

Khi $Re > 500$, $\phi_w = 0,44$ có:

$$w_s = 5,46 \sqrt{\frac{d(\rho_r - \rho_l)}{\rho_l}}, \text{ m/s} \quad (5.72)$$

Dựa vào quan hệ của lực tác dụng lên hạt khi lắng người ta cũng thu được kết quả tương tự.

Từ quan hệ:

$$W + A = G,$$

trong đó $W = 3\pi\mu d \cdot w_s$ là trở lực của môi trường lắng.

Từ công thức trên, tính vận tốc lắng chung (cho tất cả các chế độ dòng chảy):

$$w_s = \sqrt{\frac{4}{3} \cdot \frac{d \cdot g (\rho_r - \rho_l)}{\phi_w \cdot \rho_l}} \quad (5.73)$$

Ta có thể viết:

$$\phi_w w_s^2 = \frac{4}{3} \cdot \frac{d \cdot g (\rho_r - \rho_l)}{\rho_l}, \text{ với } w_s = \frac{Re \cdot \mu}{d \cdot \rho_l}$$

Thay w_s vào phương trình ta có:

$$\phi_w Re^2 = \frac{4}{3} \cdot \frac{d^3 g (\rho_r - \rho_l) \rho_l^2}{\mu^2 \rho_l} = \frac{4}{3} Ar \quad (5.74)$$

$$Ar - \text{chuẩn số Archimedes: } Ar = \frac{3}{4} \phi_w Re^2.$$

Như vậy, dựa vào chuẩn số Ar ta có thể tính được Re , và từ Re tính được w_s , cụ thể:

$$\left. \begin{array}{ll} \text{khi} & Ar < 3,6 \quad \text{có} \quad Re = \frac{Ar}{18} \\ & 3,6 < Ar < 82500 \quad Re = \left(\frac{Ar}{13,9} \right)^{1/1,4} \\ & Ar > 82500 \quad Re = 1,73 \sqrt{Ar} \end{array} \right\} \quad (5.75)$$

Nếu biết Re , vận tốc lắng được tính:

$$w_s = \frac{Re \cdot \mu}{d \cdot \rho_l} \quad (5.76)$$

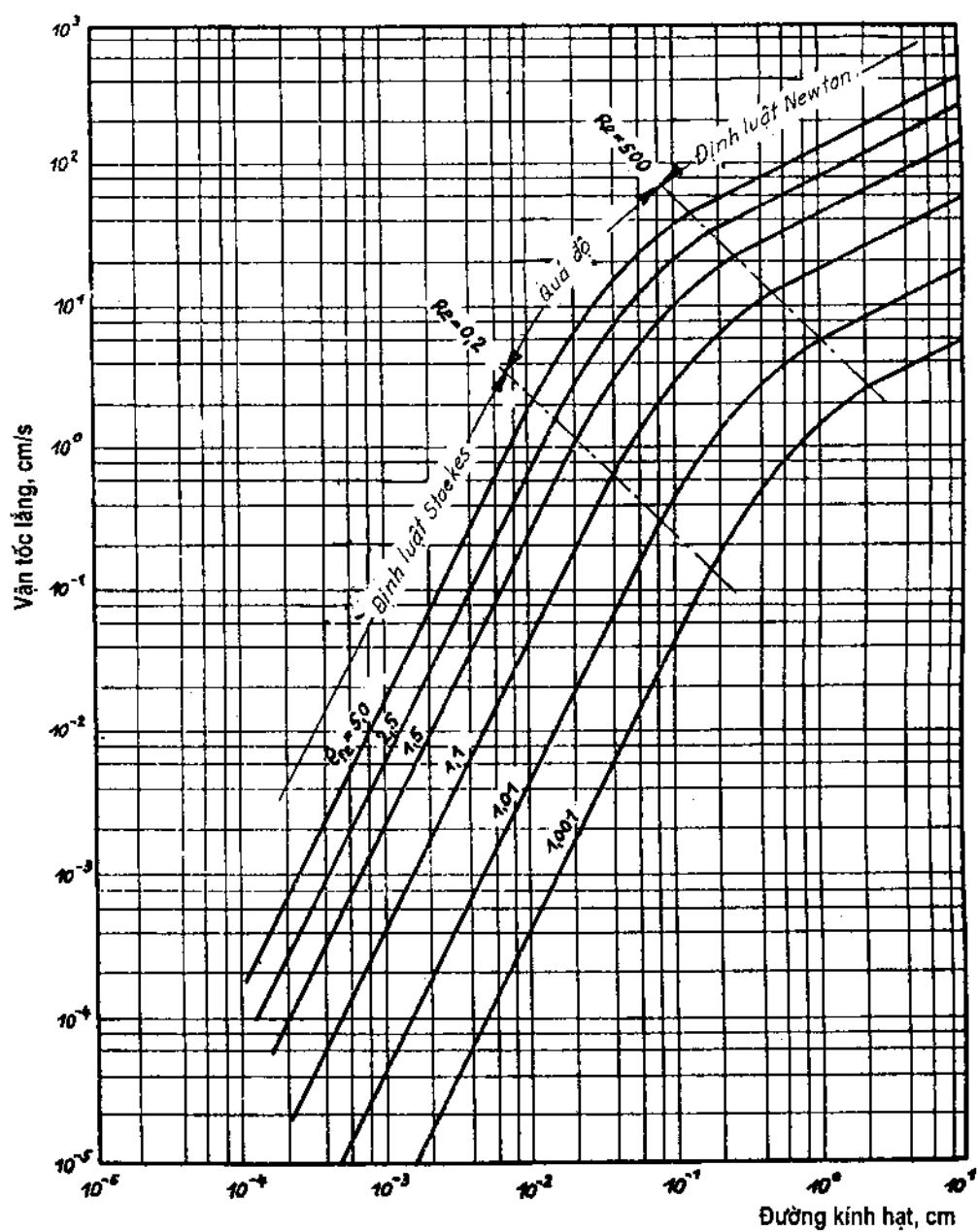
5.6.2.2. Ảnh hưởng của hình dạng hạt đến vận tốc lắng

Các công thức được thiết lập để tính vận tốc lắng theo giả thiết hạt dạng cầu không hoàn toàn phù hợp với thực tế, vì phần lớn hạt rắn trong huyền phù có dạng bất kỳ. Điều này làm giảm phần nào vận tốc lắng so với kết quả tính toán.

Để hiệu chỉnh vận tốc lắng trong trường hợp hạt không phải dạng cầu, Pawlow, Romankow, Noskow đã đưa ra hệ số hình dáng ϕ trên cơ sở các số liệu thực nghiệm (bảng 5.2).

Bảng 5.2. Giá trị của ϕ đối với các dạng hạt khác nhau

$Re^2 \cdot \phi_w$	Dạng của hạt rắn trong huyền phù				
	dạng cầu	vo tròn	góc cạnh	thời dài	tấm dẹp
20400	1	0,805	0,68	0,61	0,45
25500	1	0,8	0,678	0,595	0,441
51000	1	0,79	0,672	0,59	0,437
127500	1	0,755	0,65	0,564	0,42
255000	1	0,753	0,647	0,562	0,408
510000	1	0,74	0,635	0,56	0,392



Hình 5.33. Vận tốc lắng của hạt dạng cầu trong nước ở 10°C

Qua bảng 5.2 ta thấy $\phi = 1$ cho hạt dạng cầu, còn các loại hạt khác $\phi < 1$. Trong công thức tính w_s , $Re^2\phi_w$, Ar thay đường kính hạt bằng đường kính tương đương ứng với từng dạng hạt:

$$d_{td} = \sqrt[3]{\frac{6}{\pi} V_k} = 1,24 \sqrt[3]{\frac{m_k}{\rho_r}} \quad (5.77)$$

Khi đó vận tốc lắng được tính cho các hạt dạng không cầu:

$$w_s = \phi \cdot \frac{Re \cdot \mu}{d_{td} \cdot \rho_l} \quad (5.78)$$

trong đó: V_k và m_k – thể tích và khối lượng của hạt tính theo dạng cầu.

Đồ thị trên hình 5.33 biểu diễn quan hệ vận tốc lắng đường kính hạt.

5.6.2.3. Vận tốc lắng của khối hạt

Khi nồng độ huyền phù tăng thì sự lắng của các hạt không còn tự do nữa mà có sự cản trở lẫn nhau, và người ta gọi là sự lắng của khối hạt. Khi đó các hạt rắn sẽ cùng nhau lắng mà không phụ thuộc vào kích thước hạt có đồng đều hay không, vì chúng đã kết thành khối. Trong trường hợp này quá trình lắng cũng có thể được biểu thị qua phương trình dòng động lượng (5.62). Tuy nhiên sự lắng ở đây là khối hạt, nên quá trình lắng không phụ thuộc vào khối lượng riêng và độ nhớt của chất lỏng mà chịu tác dụng của huyền phù.

Khối lượng riêng huyền phù được tính theo công thức:

$$\rho_h = \varepsilon \cdot \rho_l + (1 - \varepsilon) \rho_r$$

$$\text{và:} \quad \frac{dp}{dz} = (\rho_r - \rho_h) g = (\rho_r - \rho_l) \varepsilon \cdot g \quad (5.79)$$

Khi đó vận tốc lắng của khối không phụ thuộc vào hình dạng của hạt và bằng:

$$w = \frac{(\rho_r - \rho_l) g}{f \cdot \gamma} \varepsilon^2 \quad (5.80)$$

Trong phương trình (5.80), bề mặt riêng f và hệ số cấp γ phụ thuộc vào nồng độ huyền phù. Theo Reimann và Menschel, nếu khối hạt gồm toàn dạng cầu thì:

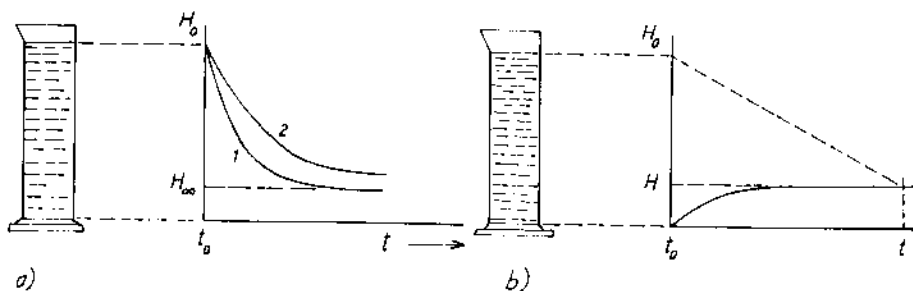
$$\gamma = 8,33 \mu f \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^2}$$

và

$$w = \frac{d^2(\rho_r - \rho_l)g\varepsilon^4}{300\mu(1-\varepsilon)^2} = w_s \frac{0,06\varepsilon^4}{(1-\varepsilon)^2} \quad (5.81)$$

Phương trình (5.80) và (5.81) chỉ ra rằng, vận tốc lắng sẽ ổn định chừng nào độ xốp ε , kích thước hạt tương đương và bề mặt riêng vẫn không đổi, tức không có sự thay đổi kết cấu của khối hạt.

Hình 5.34 biểu diễn quá trình lắng của khối hạt trong bể lắng. Lớp hạt lắng tạo với lớp nước trong một mặt ranh giới. Vận tốc lắng ở mặt ranh giới này biểu thị cho vận tốc lắng của khối hạt w ; nó phụ thuộc vào sự tác động tương hỗ giữa các hạt, tính chất vật lý của hạt rắn và lỏng, tức của huyền phù. Yếu tố cản trở quá trình lắng là kích thước và hình dạng hạt. Độ nghiêng của đường cong và chiều cao lắng phụ thuộc vào nồng độ của huyền phù. Điều này có ảnh hưởng của sự va chạm giữa các hạt và lớp bã ở đáy bể lắng. Đường cong 2 đặc trưng cho huyền phù đậm đặc hơn đường huyền phù ở đường cong 1. Khoảng cách giữa hai đường cong (hình 5.34a) là điều kiện của quá trình lắng. Ở giai đoạn này các hạt kết khối lớn lên và sau đó thực hiện quá trình lắng.



Hình 5.34. Đường cong lắng:
a- lớp bã dày; b- lớp bã mỏng

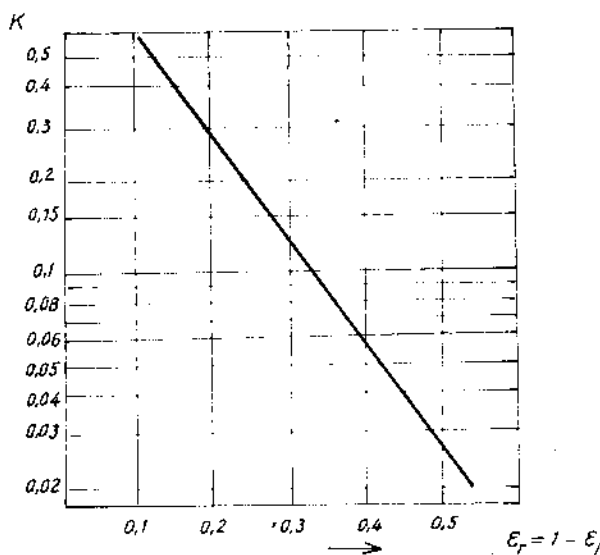
Sự giảm vận tốc lắng của khối hạt phụ thuộc vào nồng độ huyền phù và thể hiện qua hệ số K (hệ số hiệu chỉnh cho quá trình lắng của khối hạt):

$$w = K.w_s, \quad (K < 1)$$

Hệ số hiệu chỉnh K phụ thuộc vào độ xốp ε , tức phụ thuộc vào nồng độ huyền phù, được tính theo công thức:

$$K = \frac{1 - \varepsilon_r}{\mu_h / \mu} = \frac{\mu \varepsilon_l}{\mu_h} \quad (5.82)$$

Theo Schiller quan hệ giữa K và ε được biểu thị như ở hình 5.35.



Hình 5.35. Đường hiệu chỉnh cho quá trình lắng của khối hạt trong phạm vi của định luật Stokes

5.6.3. Kích thước cơ bản của thiết bị lắng

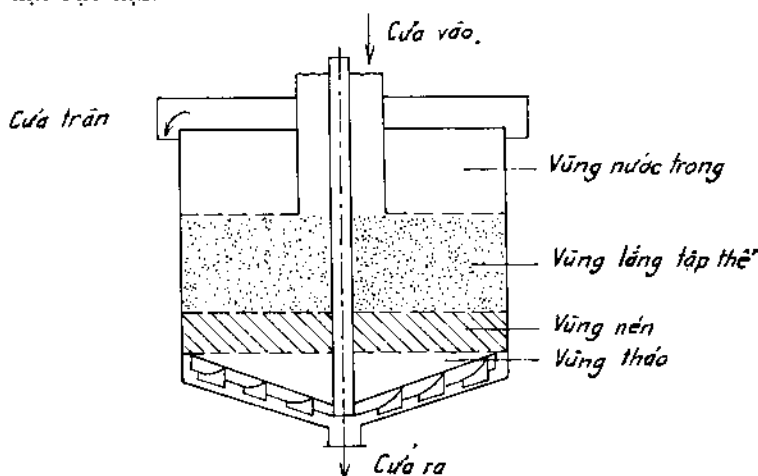
Quá trình lắng có thể thực hiện trong thiết bị làm việc gián đoạn hay liên tục, và được phân thành ba trạng thái làm việc:

- Lắng trong huyền phù có nồng độ cao.
- Lắng trong huyền phù loãng.
- Lắng phân lớp.

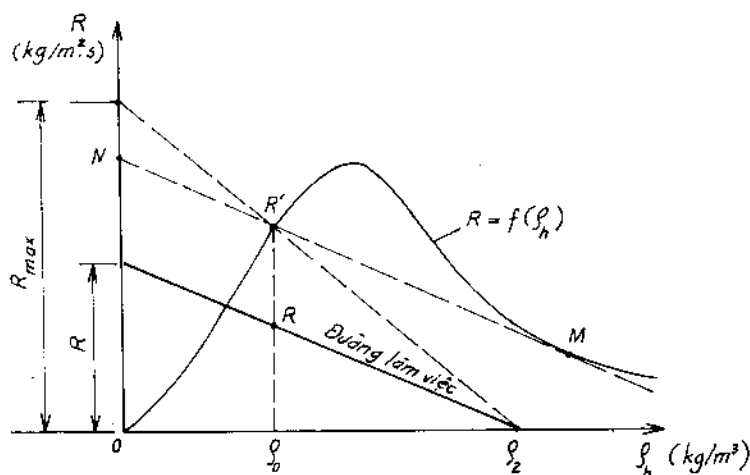
Dù ở trạng thái nào, trong quá trình lắng đều hình thành các khu vực như trên hình 5.36. Nghiên cứu quá trình lắng ta có thể thiết lập quan hệ giữa lượng hạt rắn và nồng độ huyền phù. Từ đó ta có thể xây dựng được đường làm việc như trên hình 5.37.

Qua đồ thị trên hình 5.37 ta thấy, nếu lượng huyền phù có nồng độ ρ_0 , nồng độ bã lắng ρ_2 , thu được lượng hạt rắn (bã) R và quan hệ làm việc của quá trình lắng biểu thị qua đường làm việc $R - \rho_2$. Tất cả các điểm trên

đường thẳng nằm trong vùng giữa ρ_0 và ρ_2 đặc trưng quá trình lắng với sự tăng dần của hạt rắn. Nếu quá trình xảy ra theo đường $R - \rho_2$ ta thu được lượng bã (hạt rắn) cực đại. Muốn nồng độ bã tăng, đường làm việc phải tiếp tuyến với đường cong, giả dụ đường NM , tuy nhiên lượng bã thu được sẽ không đạt cực đại.



Hình 5.36. Các vùng nồng độ trong bể lắng liên tục



Hình 5.37. Quan hệ $R = f(\rho_h)$:

ρ_0 - nồng độ huyền phù khi vào; ρ_2 - nồng độ bã (lớp bùn đã lắng)

Dựa vào lượng lỏng có trong huyền phù $V_{l,0}$ và lượng nước trong thu được $V_{l,1}$, người ta có thể xác định bề mặt lắng F theo công thức:

$$F = \frac{V_{1,1}}{w} = V_{1,0} \cdot \frac{(c_2 - c_o)}{w \cdot c_o}, m^2 \quad (5.83)$$

Nếu không bỏ qua nồng độ bã trong nước trong:

$$F = V_{1,0} \cdot \frac{(c_2 - c_o)}{w(c_2 - c_1)}, m^2 \quad (5.84)$$

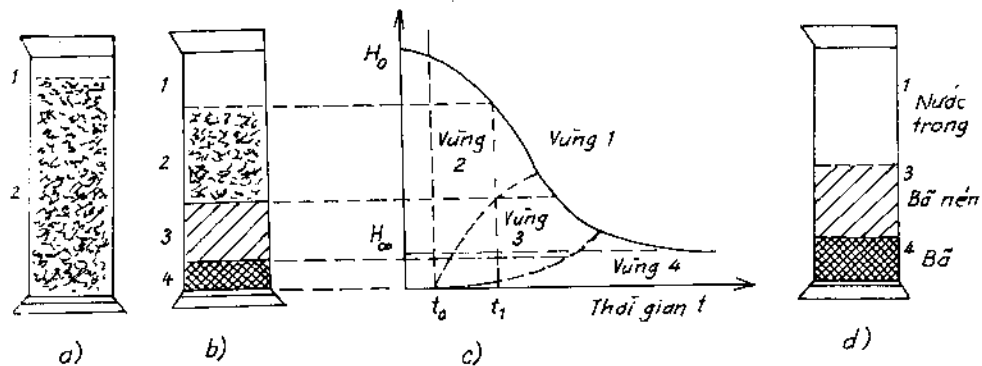
trong đó: $V_{1,0}$, $V_{1,1}$ – lượng lỏng trong huyền phù và lượng nước trong khi lắng;

c_o – nồng độ huyền phù (kg rắn/kg lỏng);

c_1 – nồng độ nước trong (kg rắn/kg lỏng);

c_2 – nồng độ bã (kg rắn/kg lỏng).

Người ta nhận thấy rằng, bề mặt lắng chịu ảnh hưởng của vùng nén. Nếu bỏ qua vận tốc nhỏ hơn cho những điểm này thì có thể xảy ra hiện tượng tăng vùng nén lên đến bề mặt trên lớp huyền phù và hạt rắn sẽ tràn qua gờ nước trong. Quá trình lắng huyền phù được thể hiện trên hình 5.38.



Hình 5.38. Nghiên cứu sự lắng cho lớp bã dày:
vùng 1 - vùng nước trong; vùng 2 - vùng huyền phù;
vùng 3 - vùng nén; vùng 4 - vùng bã rắn

Khi biểu thị quan hệ $\lg(H - H_o)$ theo thời gian lắng người ta thấy rằng, khi bắt đầu vùng nén đường cong có điểm gãy (hình 5.39).

Thí nghiệm trên ống lượng 1000 ml người ta có thể xác định được đường cong quan hệ $H = f(t)$ trong quá trình lắng. Vận tốc lắng ở vùng nén được tính:

$$w = \frac{\Delta H}{H_o} \cdot \frac{h_o}{t} = \frac{H' - H''}{H_o} \cdot \frac{h_o}{t}, m/s \quad (5.85)$$

Diện tích đơn vị :

$$F_c = \frac{1}{3,6} \cdot \frac{(H' - H_\infty)}{H_0} \cdot \frac{1}{w \cdot \rho}, \quad \text{m}^2/\text{h} \quad (5.86)$$

với H – cột chất lỏng, ml;

h_0 – tổng cột chất lỏng

trong ống lượng

1000 ml, m;

t – thời gian, s;

H_∞ – chiều cao lớp bã rắn

ứng thời gian cuối, ml;

ρ – hàm lượng hạt rắn, g

hạt rắn/l huyền phù.

Đối với huyền phù loãng,

vận tốc lắng được tính:

$$w = \frac{(H_0 - H)}{(t - t_0)}, \quad \text{m/s} \quad (5.87)$$

Cho quá trình lắng phân

lớp có vận tốc:

$$w = b_1 b_2 \frac{(\rho_r - \rho_l) d^2 g}{18 \mu}, \quad \text{m/s} \quad (5.88)$$

trong đó: $b_1 \approx (1 - \beta^{2/3})(1 - \beta)(1 - 2,5\beta)$ – thừa số cản quá trình phân lớp;

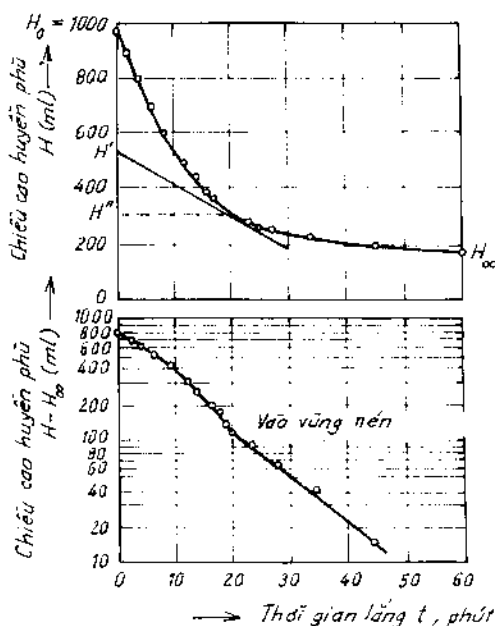
$b_2 \approx 0,65$ – thừa số hình dạng;

β – phân thể tích hạt rắn;

d – đường kính hạt rắn được phân lớp, $d < 1 \text{ mm}$.

Bên cạnh bề mặt lắng, người ta cũng cần xác định chiều cao lắng, để tận dụng bề mặt lắng hiệu quả nhất và ngăn ngừa bã theo nước trong ra ngoài. Vì vậy, chiều cao phòng lắng lớn sẽ đảm bảo quá trình lắng triệt để.

Thể tích thiết bị phụ thuộc vào lượng nước trong và không gian lắng (vùng nén). Thông thường vùng lắng của khối hạt rất bé và hầu như không điều khiển được. Chiều cao vùng lắng phụ thuộc vào tính chất của hạt rắn, cấu tạo và cách thức làm việc của thiết bị. Vì vậy, biết được chiều cao lắng là rất quan trọng, để tạo được động lực cho quá trình. Trên cơ sở đó, chiều cao lắng được tính theo công thức:



Hình 5.39. Đồ thị biểu diễn quan hệ các điểm trong vùng nén

$$h_1 = \frac{R_F}{c}, \text{ m} \quad (5.89)$$

$$R_F = \frac{R}{F_1}, \text{ tấn/m}^2$$

$$c = \frac{\rho_r}{(g \cdot \rho_r) + 1}, \text{ tấn hạt rắn/m}^3 \text{ huyền phù}$$

trong đó: R_F – lượng hạt rắn tính theo đơn vị bề mặt, tấn/m²;

R – lượng hạt rắn, tấn;

q – quan hệ giữa nước trong và hạt rắn trong vùng lắng (m³ nước trong/tấn hạt rắn);

F_1 – đơn vị bề mặt;

c – nồng độ huyền phù, tấn hạt rắn/m³ huyền phù.

Bên cạnh những kích thước cơ bản của thiết bị lắng như bề mặt lắng, chiều cao, cần biết một số thông số khác trong quá trình lắng. Qua đó có thể so sánh với các quá trình phân riêng khác như ly tâm, lọc.

Quá trình lắng xảy ra khi hạt rắn lắng xuống đáy thiết bị với vận tốc w và nước trong dâng lên và chảy qua cửa tràn với vận tốc u là:

$$u = \frac{V_l}{F} = q_F, \text{ m/s} \quad (5.90)$$

trong đó: F – bề mặt lắng, m²;

V_l – lưu lượng lỏng (nước trong), m³/s;

q_F – dòng tải trên bề mặt nén, m/s.

Quá trình lắng được mô tả như đồ thị trên hình 5.39.

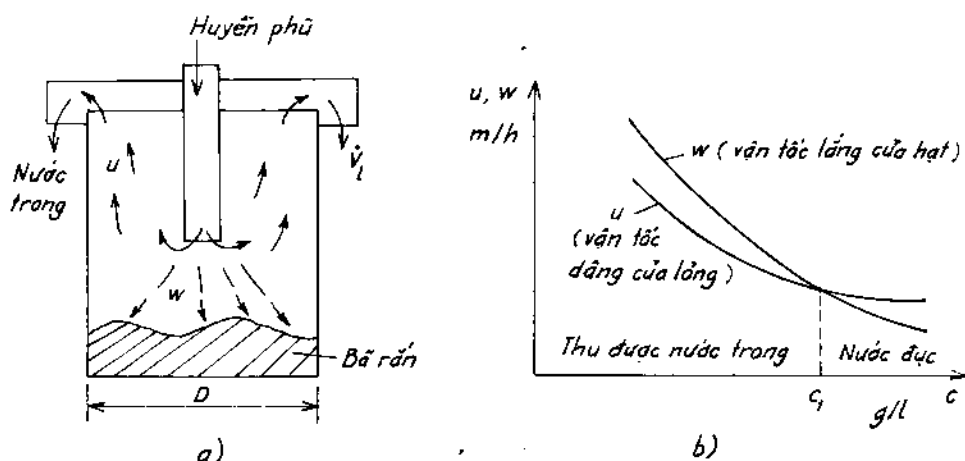
Sự lắng xảy ra khi vận tốc dâng u của lỏng nhỏ hơn vận tốc lắng của hạt w . Tuy nhiên trong tính toán có điều kiện lắng là $u = w = q_F$, nghĩa là những hạt có kích thước sau đây mới có thể lắng:

$$d = \sqrt{\frac{18\mu}{(\rho_r - \rho_l)g}} q_F \quad (\text{theo phương trình Stokes}).$$

Trong trường hợp huyền phù có nồng độ cao, thì:

$$d = \sqrt{\frac{18\mu}{(\rho_r - \rho_l)g} \cdot \frac{q_F}{b_1}}, \text{ tức } d \sim \sqrt{q_F}.$$

Để xác định điều kiện lắng cho từng loại thiết bị, ta dùng đồ thị quan hệ $u, w = f(c)$. Điểm cắt nhau của hai đường cong u, w trong hình 5.40b là giới hạn nồng độ của quá trình lắng. Với nồng độ nhỏ hơn c_1 thu được nước trong, và lớn hơn c_1 sẽ thu được nước đục.



Hình 5.40. Quá trình lắng:
a- sơ đồ lắng; b- sự phụ thuộc của vận tốc lắng và dâng vào nồng độ huyền phù

5.6.4. Trọt lắng

Với huyền phù rất loãng có kích thước hạt rắn quá bé, quá trình lắng hoặc không kinh tế hoặc không thực hiện được, vì thời gian lắng quá lâu. Trong trường hợp các phân tử có chuyển động Brown hoặc có sự hấp phụ ion làm cho các phân tử tích điện và va đập nhau, nếu chúng mang điện tích giống nhau; còn trường hợp không tích điện thì khi tiếp xúc nhau chúng sẽ hút nhau nhờ lực van der Waals. Khi đó các phân tử nhỏ bé sẽ liên kết nhau thành khối, và quá trình lắng được thực hiện.

Sự kết khối của các hạt nhỏ bé nhờ tác dụng khuấy trộn cơ học, nên trong bể lắng huyền phù cần được khuấy trộn nhẹ để tạo sự thay đổi của vận tốc là nguyên nhân và yếu tố quan trọng của sự kết khối cơ học. Tuy nhiên sự hình thành các khối có giới hạn, nên cần lưu ý đến khả năng khối bị phá vỡ do chuyển động xoáy, vì vận tốc chuyển động tăng do bơm. Qua nghiên cứu cho thấy, vận tốc giới hạn của kết khối khoảng 0,18 đến 0,36 m/s, tùy thuộc vào loại huyền phù. Để tránh sự tách khối cần có sự kết hợp của sự tạo khối với quá trình lắng để bảo đảm các khối hình thành lắng hết.

Cùng với phương pháp khuấy trộn cơ học người ta còn sử dụng các chất trợ lắng, đó là:

- a) Các chất điện phân như các axit, bazơ, muối, v.v. (sữa vôi, soda, nhôm, sunfat, sắt clorua, ... là những chất tạo bề mặt có hoạt độ tốt - chất làm thay đổi độ pH của huyền phù).
- b) Các loại sợi nhân tạo và tự nhiên như sợi bông, xenluloza, tơ nhân tạo. Trong những năm gần đây các chất trợ lắng hữu cơ được dùng phổ biến, chúng có tác dụng tạo khối bền vững nên làm quá trình lắng tốt hơn, vận tốc lắng tăng hơn so với các chất điện phân vô cơ.

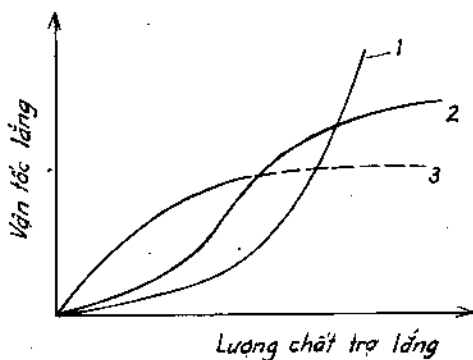
Tác dụng trợ lắng được hiểu là khi các phân tử tích điện trái dấu nhau hoặc qua hấp phụ ion (với các chất điện ly) hoặc qua lực hút giữa các phân tử làm các phân tử và chất lỏng đẳng điện sẽ có khả năng tiếp xúc, kết khối và lắng. Lượng chất trợ lắng cũng cần được xác định và luôn giữ ở điểm trung hòa. Nếu cho chất trợ lắng quá nhiều sẽ giảm hiệu quả lắng, vì các phân tử lơ lửng không những phóng điện mà còn tích điện trái dấu tạo điện thế chống đối. Lượng chất trợ lắng hợp lý chỉ có thể xác định qua thực nghiệm. Phương pháp dùng chất trợ lắng có nhược điểm tốn nhiều hóa chất.

Điểm đẳng điện được đặc trưng qua độ pH như ở bảng 5.3.

Bảng 5.3. Điểm đẳng điện của một số bụi oxyt kim loại

<i>Bụi oxyt</i>	<i>Điểm đẳng điện, pH</i>
SiO	1,5 – 3,7
Al ₂ O ₃	6,7 – 9,4
TiO ₃	6 – 6,7
SnO ₂	4,5 – 7,3
Fe ₃ O ₄	6,5
Fe ₂ O ₃	6,7 – 8,5
Caolinit	3,4

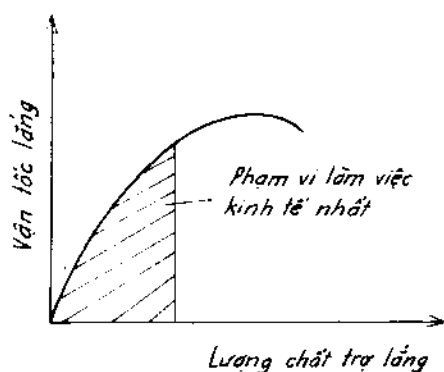
Nếu biểu diễn quan hệ giữa vận tốc lắng với lượng chất trợ lắng dựa vào bản chất của chất trợ lắng ta có đồ thị trên các hình 5.41, 5.42, 5.43. Đồ thị ở hình 5.41 biểu thị tác dụng của từng loại chất trợ lắng. Trong khi đó hình 5.42 và 5.43 cho ta phạm vi làm việc và ảnh hưởng của khối lượng phân tử của chất trợ lắng.



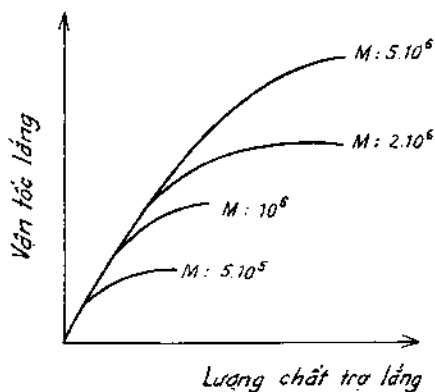
Hình 5.41. Tác dụng của các chất trợ lắng hữu cơ:

1- chất tổng hợp không ion; 2- chất tổng hợp hỗn hợp; 3- chất tổng hợp anion

Bản chất của quá trình lắng nhờ chất trợ lắng khác với sự lắng thông thường nên những công thức tính toán nêu trên không vận dụng được. Vì vậy, trong thực tế chỉ có thể tiến hành thực nghiệm.



Hình 5.42. Phạm vi làm việc khi có chất trợ lắng

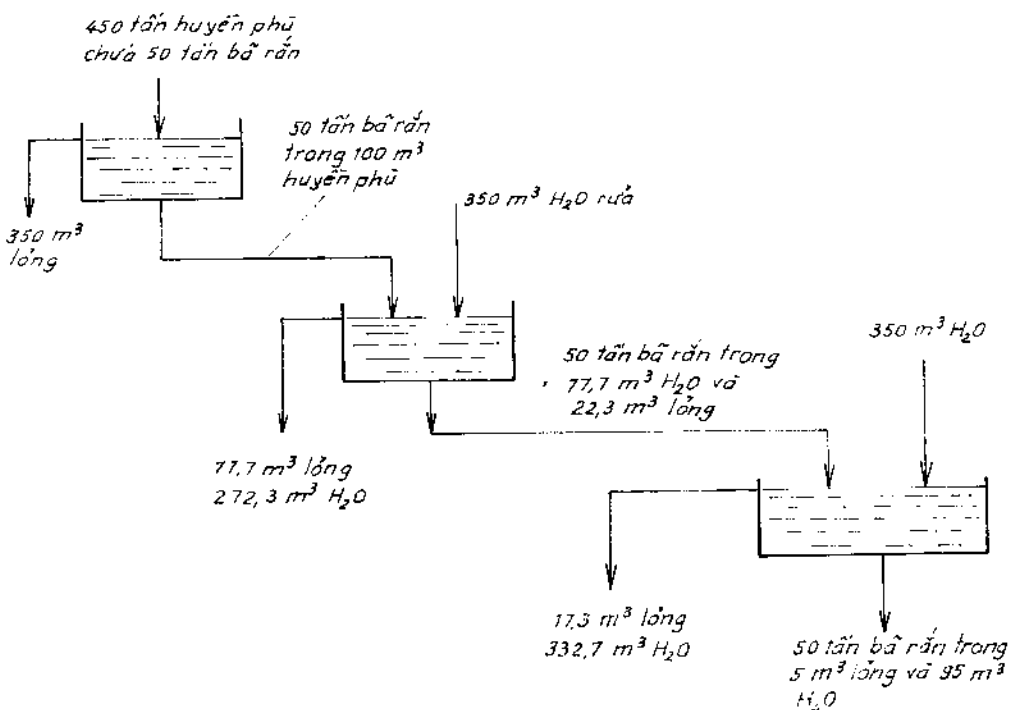


Hình 5.43. Tác dụng của chất trợ lắng tổng hợp với khối lượng riêng M khác nhau

5.6.5. Quá trình rửa bã

Trong nhiều trường hợp quá trình lắng kết hợp với quá trình rửa bã, nhằm tách toàn bộ phần chất lỏng (hoặc chất tan) còn lại trong bã. Hệ

thống rửa bã thường là những bể lắng mắc nối tiếp nhau (hình 5.44). Bã ở bể đầu tiên được đưa vào bể thứ hai, ở đây nước rửa cũng được đưa vào để rửa bã. Qua rửa, bã được làm loãng đến nồng độ xấp xỉ nồng độ huyền phù lúc vào bể lắng đầu tiên. Sau khi lắng, bã rửa lần thứ nhất được đưa sang bể rửa tiếp. Quá trình cứ thế tiếp diễn đến khi bã được rửa sạch. Với cách này, sau ba hay bốn lần rửa bã sẽ được làm sạch đến 97 – 98%.



Hình 5.44. Hệ thống bể rửa

Theo sơ đồ ở hình 5.44 phải tốn rất nhiều nước rửa. Để tiết kiệm nước rửa ta dùng nguyên lý ngược chiều (hình 5.45). Theo sơ đồ ở hình 5.45, bã rắn được đưa vào hệ thống ngược chiều với nước rửa. Số lượng bể rửa phụ thuộc vào nồng độ dung dịch và hiệu suất rửa. Trong tính toán nên dựa vào chỉ tiêu kinh tế. Hình 5.45 trình bày hệ thống ba bể rửa theo nguyên lý ngược chiều với năng suất 100 tấn bã rắn ngày. Thành phần chất tan (ví dụ muối ăn) trong bã rắn là 50%. Lượng nước rửa dùng $L = 425 \text{ m}^3/\text{ngày}$. Lượng nước tháo ra $A = 350 \text{ m}^3/\text{ngày}$. Dựa vào quan hệ cân bằng của chất tan trong mỗi bể rửa (lượng không tan được giữ nguyên) tính được nồng độ chất tan trong từng bể.

Ví dụ theo sơ đồ trên hình 5.45 ta có:

Ở bể 1 (có nồng độ x):

Lượng vào: 50 tấn muối tan từ nguyên liệu bã rắn

425 y tấn từ bể rửa thứ y (bể 2) sang

Lượng ra: 350 x tấn lượng muối tan trong 350 m^3 nước rửa

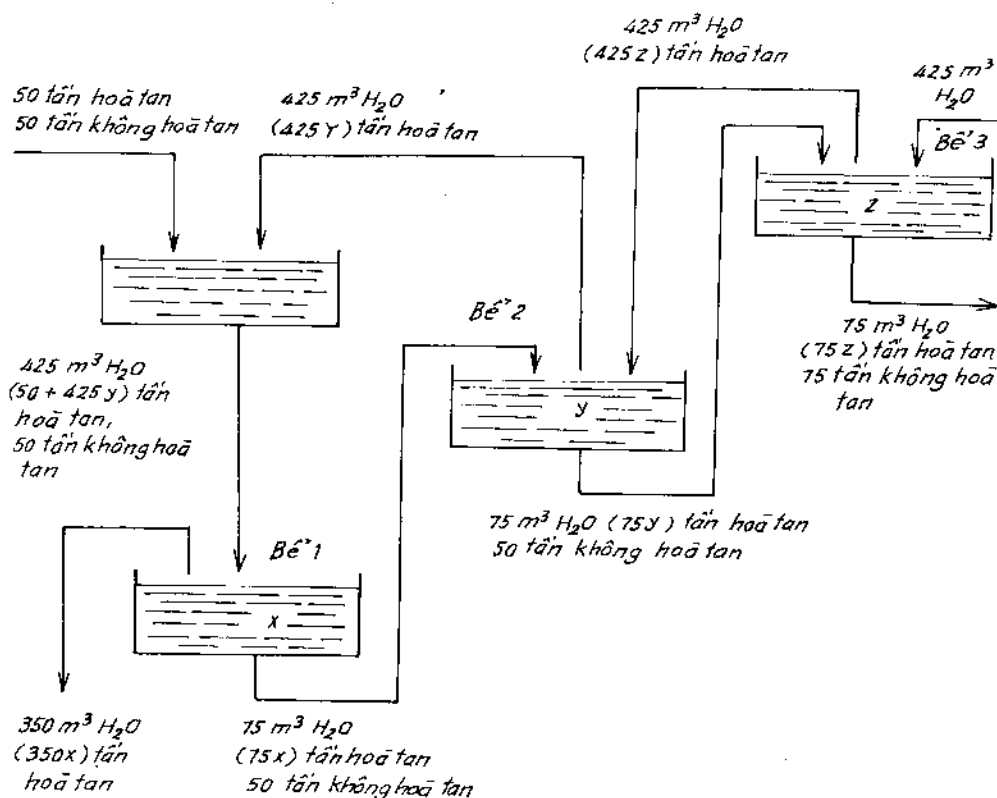
75 x tấn lượng bã được bơm vào bể y (lượng muối tan trong 75 m^3 nước).

Theo định luật bảo toàn khối lượng, ta có:

$$50 + 425 y = 350 x + 75 x \text{ ở bể 1 (có nồng độ } x)$$

$$425 z + 75 y = 425 y + 75 y \text{ ở bể 2 (có nồng độ } y)$$

$$75 y = 425 z + 75 z \text{ ở bể 3 (có nồng độ } z)$$



Hình 5.45. Hệ thống ngược chiều ba bậc

Từ hệ ba phương trình ta có thể xác định ba ẩn x, y, z như sau:

$$x = y + \frac{50}{425}$$

$$y = z + 75 \cdot \frac{50}{425^2} \quad \text{và} \quad z = 75^2 \cdot \frac{50}{425^3}$$

Tính được:

$$x = 0,14206 \text{ tấn/m}^3 \text{ H}_2\text{O}$$

$$y = 0,02442 \text{ tấn/m}^3 \text{ H}_2\text{O}$$

$$z = 0,00366 \text{ tấn/m}^3 \text{ H}_2\text{O}$$

Sự thay đổi nồng độ từ bể 1 đến bể 4 được tổng hợp ở bảng 5.4.

Bảng 5.4

Bậc (bể rửa)	Nồng độ, kg/m ³ H ₂ O			
	x	y	z	u
1	117,65	—	—	—
2	138,4	20,76	—	—
3	142,06	24,42	3,66	—
4	142,72	25,07	4,31	0,65

Qua bảng số liệu ta thấy, số bậc (bể rửa) càng tăng thì nồng độ của dung dịch càng tăng, tuy nhiên sự tăng này giảm dần. Đồng thời ta cũng nhận thấy rằng, nồng độ chất tan giảm dần trong bã rắn. Qua thực tế dựa vào chỉ tiêu kinh tế ta thấy hệ thống rửa thích hợp từ 2 đến 4 bể. Nếu vượt quá 6 bể sẽ không kinh tế. Từ hệ phương trình, nồng độ của từng bậc được giữ không đổi, tuy nhiên với số mũ thay đổi. Vì vậy, giữa số mũ và số bậc có quan hệ toán học như sau:

Cho nồng độ của bể cuối K_n :

$$K_n = 75^{(n-1)} \cdot \frac{50}{425^n} \quad (5.91)$$

hoặc tổng quát:

$$K_n = (L - A)^{(n-1)} \cdot \frac{m_r \cdot \frac{c}{100}}{L^n} \quad (5.92)$$

Phương trình (5.92) được dùng để tính nồng độ ở bậc cuối của hệ thống rửa. Ở bậc gần bậc cuối cùng có nồng độ:

$$K_{(n-1)} = K_n + (L - A)^{(n-2)} \cdot \frac{m_r \cdot \frac{c}{100}}{L^{(n-1)}}, \quad (5.93)$$

trong đó: n – số lượng bậc (số lượng bể rửa) trong hệ thống;

m_r – khối lượng bã (nguyên liệu rắn lúc đầu);

c – thành phần bã (vật rắn) hòa tan, %;

L – lượng nước rửa, m^3 ;

A – lượng dung dịch (nước rửa sau khi đã hòa tan), m^3 .

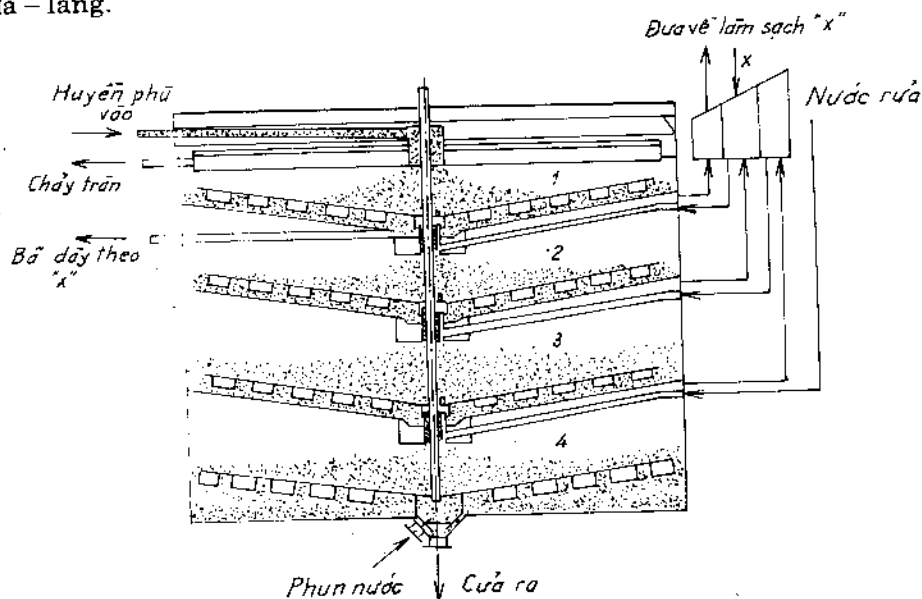
Tương tự như vậy, ta có thể tính nồng độ huyền phù ở mỗi bậc.

Hiệu suất quá trình rửa được tính qua hệ số A_w :

$$A_w = \frac{\text{Phần chất tan khi ra}}{\text{Phần chất tan khi vào}} \cdot 100\%.$$

Hiệu suất rửa chịu ảnh hưởng của nồng độ chất tan (lấy theo tỷ lệ hai phần thể tích chất lỏng với một phần chất tan), sự khuấy trộn giữa chất tan và dung dịch loãng trong từng bể. Các bể trong hệ thống được bố trí để chất lỏng tự chảy từ bể này sang bể khác, còn chất tan được vận chuyển bằng bơm.

Lượng nước rửa được xác định qua nồng độ của dung dịch, hiệu suất rửa và khối lượng riêng của chất tan. Hình 5.46 trình bày thiết bị rửa nhiều ngăn. Nguyên lý làm việc ở thiết bị này hoàn toàn giống như sơ đồ ở hình 5.45, nhưng hiệu suất rửa thấp hơn. Trong thực tế có nhiều loại thiết bị rửa – lắng.

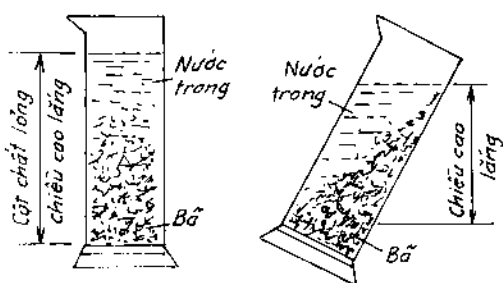


Hình 5.46. Thiết bị rửa – lắng nhiều cấp

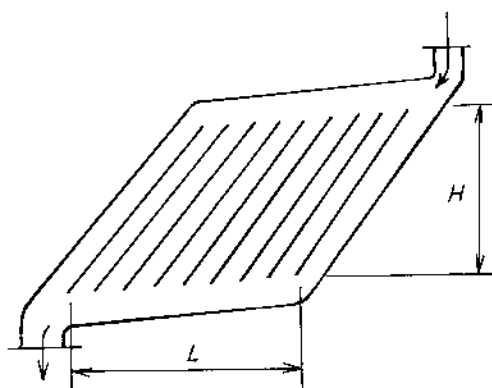
5.6.6. Lắng nghiêng

Quá trình lắng không làm thay đổi tính chất vật lý của bã, như cấu trúc hạt, khối lượng riêng, độ nhớt, nếu không có quá trình gia nhiệt và dùng chất trợ lắng. Theo Stokes thì vận tốc lắng tăng khi chuyển từ quá trình tĩnh sang động, bằng cách tạo thêm một trường lực, như lực ly tâm. Ngoài ra bề mặt lắng và vận tốc rơi tự do của hạt rắn cũng ảnh hưởng đến khả năng lắng. Hình 5.47 biểu thị quá trình lắng đứng và lắng nghiêng.

Trong ống thẳng các hạt rắn lắng trên toàn bộ tiết diện ống, còn trong ống nghiêng thì quá trình xảy ra dọc theo thành ống. Vì vậy, lắng nghiêng sẽ nhanh hơn và bã sẽ trải dọc theo thành ống còn nước trong được hình thành phía trên. Do đó bã sẽ trượt dọc thành dồn xuống dưới và nước trong được dâng lên trên. Quá trình được lặp liên tục nên thời gian lắng nhanh hơn. Trong kỹ thuật các buồng lắng nghiêng được kết cấu như trên hình 5.48.



Hình 5.47. Lắng đứng và nghiêng



Hình 5.48. Dây tấm nghiêng (theo Trawinski)

Sơ đồ trên hình 5.49 thể hiện thiết bị làm sạch nước của Dervaux. Cấu tạo gồm nhiều phễu. Các hạt rắn sẽ lắng trên các phễu. Bã trượt trên phễu xuống đáy. Nước bắn cùng soda và vữa đưa vào từ phía trên. Nước trong qua ống tràn ra ngoài. Nhờ phễu xếp song song nhau nên giảm được chiều cao lắng. Thời gian lắng được tính theo công thức:

$$t_o = \frac{h}{w} = \frac{H}{n \cdot w} \quad (5.94)$$

với n – số lượng phễu lắng +1, vì với bể tự do $n = 1$.

Thời gian lưu của huyền phù có thể tính theo công thức:

$$t_1 = \frac{V}{V_1} = \frac{F \cdot H}{V_1} = \frac{H}{q_F} \quad (5.95)$$

trong đó: F – bề mặt lắng;
 V – thể tích thiết bị lắng;
 q_F – bề mặt riêng;
 V_1 – lưu lượng huyền phù;
 H – chiều cao thiết bị, $H = n \cdot h$.

Vì thời gian lưu bằng thời gian lắng, nên vận tốc lắng được tính:

$$w = \frac{q_F}{n} = \frac{V_1}{n \cdot F} \quad (5.96)$$

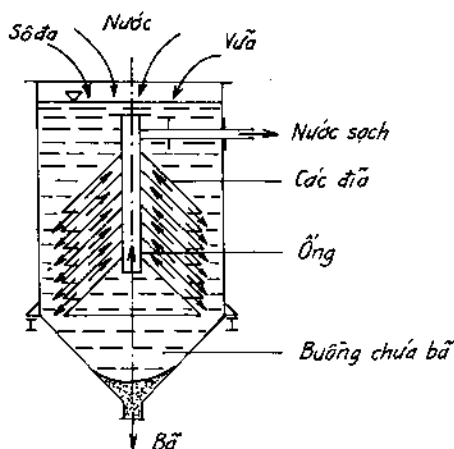
Từ công thức (5.96) ta thấy, bề mặt riêng q_F càng nhỏ bề mặt lắng F càng lớn thì vận tốc lắng càng giảm, vì vậy hiệu suất lắng thấp. Phương pháp lắng nghiêng rất thích hợp đối với huyền phù loãng.

5.6.7. Thiết bị lắng

Trong sản xuất có rất nhiều loại thiết bị lắng để tách bã trong huyền phù. Loại đơn giản nhất là bể lắng. Thời gian lắng kéo dài, nhằm để bã trong huyền phù lắng hết xuống đáy bể. Bể lắng chiếm không gian lớn và chỉ dùng để lắng huyền phù có kích thước bã cỡ 100 μm .

Bể lắng có kết cấu cũng rất khác nhau. Đặc biệt trong công nghệ xử lý nước thải có sử dụng các hóa chất và chất trợ lắng sinh học. Bể tròn có đường kính đến 30 m, bể vuông có kích thước 30 $\times$ 100 m. Chiều sâu bể khoảng 2 đến 5 m tùy thuộc vào kích thước hạt rắn. Nếu không trang bị thêm các bộ phận cơ học thì đáy bể thường nghiêng 45 – 60° để bùn dễ tháo. Thường bể được trang bị thêm hệ thống tháo bã cơ học, nên đáy bể chỉ nghiêng 1% để nước trong có thể chảy hết.

Với các loại bể lắng thường gặp, thời gian tháo nước khoảng 2 đến 4 giờ, bã còn chứa khoảng 25% nước. Để tránh sự khuấy đảo của bùn, vận tốc chảy không vượt quá 20 mm/s. Khi tính toán kích thước bể cần kể thêm lượng nước rửa được dùng.

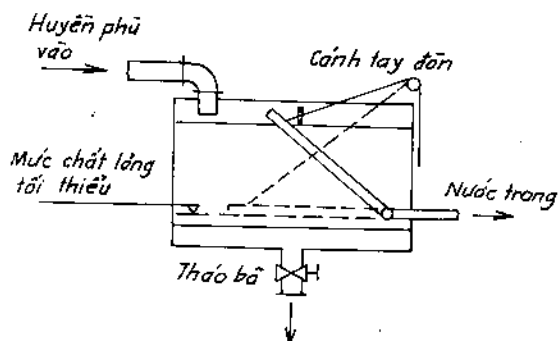


Hình 5.49. Thiết bị lắng nhiều tầng theo Dervaux

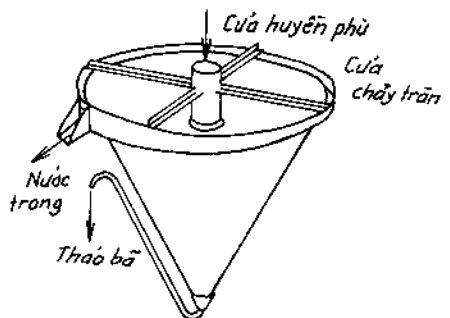
Trong công nghiệp hóa chất và thực phẩm, ngoài các bể lắng còn dùng các loại thiết bị khác để tách bã trong huyền phù.

5.6.7.1. Thiết bị lắng không có bộ phận cơ học hỗ trợ

Bể lắng gián đoạn có bộ phận nâng để tách bã (hình 5.50) và bể làm việc liên tục dạng phễu (hình 5.51). Độ nghiêng của phễu 60° . Loại bể này có đường kính 8 m, thường được dùng trong công nghiệp khai thác than.

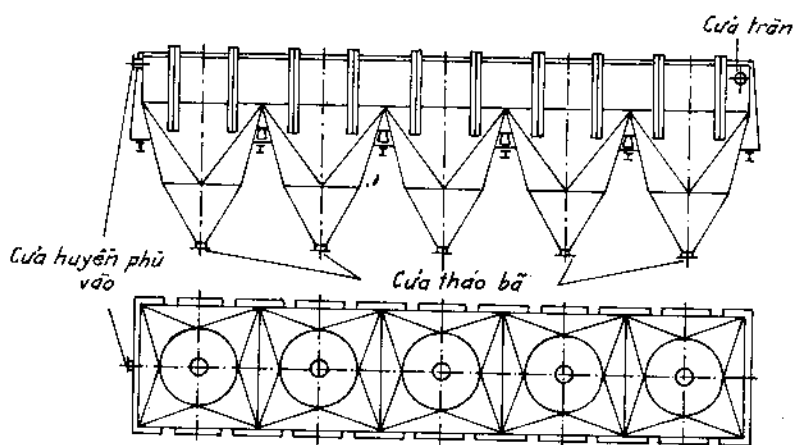


Hình 5.50. Bể lắng có kết cấu nâng



Hình 5.51. Phễu lắng

Trong thực tế các bể được kết hợp thành hệ thống bể lắng (hình 5.52).



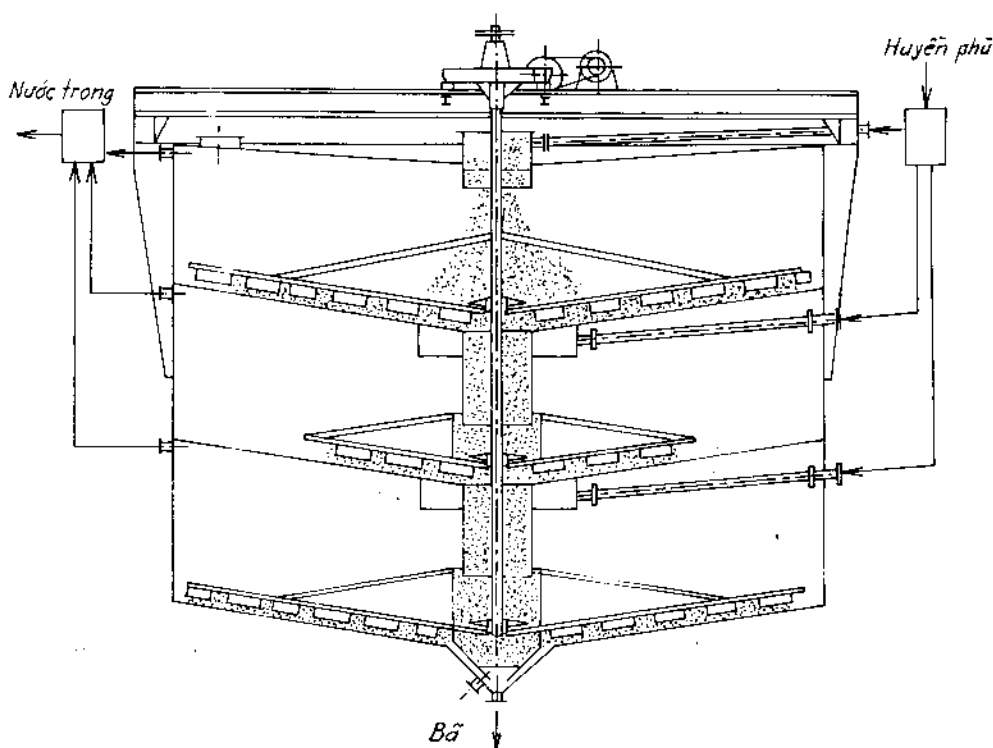
Hình 5.52. Hệ thống bể lắng ngang

Quá trình lắng luôn kèm theo sự phân lớp của hạt rắn, do kích thước hạt khác nhau. Hạt càng lớn quá trình lắng càng dễ và sẽ tạo thành lớp dưới cùng, còn các hạt nhỏ nhất sẽ ở lớp trên cùng, vì thời gian lắng lâu hơn.

5.6.7.2. Thiết bị lắng có bộ phận cơ học hỗ trợ

Thiết bị lắng có bộ phận cơ học hỗ trợ để tháo bã. Loại thiết bị này được cấu tạo gồm bể tròn có đường kính từ 2 đến 120 m làm bằng gỗ, kim loại hoặc bê tông. Đáy bể phẳng hoặc khum. Bên trong có trang bị hệ thống răng cào chuyển động tròn với vận tốc 0,5 ~ 0,025 vg/ph để tránh ảnh hưởng đến quá trình lắng. Huyền phù cho liên tục vào bể, nước trong được tháo ra qua cửa tràn phía trên. Bã lắng xuống đáy được răng cào đưa vào tâm rồi theo ống tháo ra ngoài. Loại này có năng suất rất lớn, tới 300 tấn bã ngày đêm. Bể được cấu tạo một tầng hoặc nhiều tầng. Bể được vận dụng trong công nghiệp luyện kim, trong công nghiệp khai thác quặng và trong công nghiệp hóa chất, thực phẩm. Loại bể này có cấu tạo đơn giản, rẻ tiền và vận hành thuận tiện.

Loại bể lắng nhiều tầng (hình 5.53) được bảo ôn tốt, nên ở môi trường nóng chỉ giảm 2 đến 3 độ. Loại bể này thường có đường kính 23 m và 7 tầng, công suất khoảng 0,4 đến 6 kW.



Hình 5.53. Thiết bị lắng có răng cào nhiều tầng

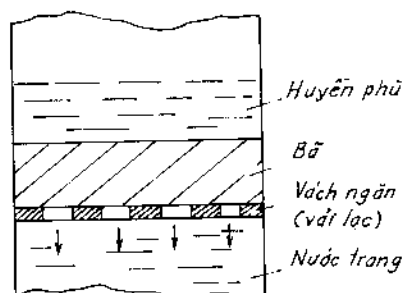
5.7. LỌC

5.7.1. Khái niệm

Trong công nghiệp hóa chất và thực phẩm, lọc đóng vai trò quan trọng, vì qua lọc người ta có thể phân riêng huyền phù ở bất cứ dạng nào, với nồng độ nào để thành nước trong và bã. Việc phân riêng bằng phương pháp lọc sẽ nhanh và triệt để hơn so với phương pháp lắng. Đặc biệt, đối với những huyền phù loãng có nồng độ pha rắn dưới 5%, các hạt rắn có kích thước bé hoặc các hạt nhẹ không kết tủa, không có khả năng lắng, thì chỉ có thể bằng phương pháp lọc mới tách được. Phương pháp lọc được áp dụng nhiều trong công nghiệp sản xuất kali, màu, giấy, sợi, soda, trong công nghệ tuyển quặng, khai thác than, làm sạch nước và trong nhiều ngành công nghiệp khác. Vì vậy, lọc là quá trình đã được biết từ lâu, song lúc đầu người ta chỉ dùng vách ngăn bằng sỏi cát, gốm sứ hoặc vải, và cũng chỉ dùng để lọc rượu vang. Ngày nay, kỹ thuật lọc đã được phát triển ở trình độ cao và được áp dụng rộng rãi.

Theo tính chất chung của phương pháp lọc, người ta đưa ra định nghĩa về lọc, như sau: "Việc tách hỗn hợp rắn - lỏng (huyền phù) thành nước trong và bã nhờ lớp vách ngăn thì gọi là lọc".

Hình 5.54. Biểu diễn quá trình lọc theo các bước sau đây:



Hình 5.54. Quá trình lọc

1- Tạo bã và cho nước trong (nước lọc); 2- Rửa bã sơ bộ; 3- Rửa bã triệt để bằng dòng khí; 4- Tách bã khỏi vách ngăn; 5 - Làm sạch vách ngăn.

Trong chu kỳ làm việc, thì bước 2 đến bước 5 sẽ không tạo thành nước trong và gọi là lọc gián đoạn. Nếu quá trình tiến hành liên tục đồng thời từ bước 1 đến bước 5 thì gọi là lọc liên tục. Dòng chất lỏng chảy qua lớp vách ngăn nhờ động lực do sự chênh lệch áp suất ở trên và dưới vách ngăn. Sự chênh lệch áp suất được tạo ra có thể do cột thủy tĩnh, áp lực trên bề mặt hoặc chân không ở phía dưới vách ngăn. Dựa vào động lực lọc người ta phân thành:

- Lọc dưới áp suất thủy tĩnh (lọc trọng lực).

- Lọc dưới áp lực và lọc chân không.

Theo tính chất của sản phẩm mà khi lọc người ta sẽ thu được nước trong hay bã.

5.7.2. Cơ sở vật lý của quá trình lọc

Quá trình lọc được thể hiện qua diễn biến phức tạp của dòng chảy trong môi trường xốp. Nhờ động lực (trọng lực, áp lực hoặc chân không) mà chất lỏng đi qua lớp vách ngăn và tạo ra lớp bã. Sự hình thành lớp bã có độ xốp nhiều hay ít phụ thuộc vào kích cỡ và cấu tạo hạt rắn và nó trở thành lớp vách ngăn thứ hai. Vì vậy, lớp vách ngăn chung cho quá trình lọc không chỉ có lớp vách ngăn mà còn lớp bã.

Lọc bề mặt là dạng đơn giản nhất của quá trình lọc. Với lọc bề mặt, tất cả các hạt rắn được giữ lại ở vách ngăn, khi kích thước hạt lớn hơn đường kính mao quản. Trong nhiều trường hợp lọc bề mặt gắn liền với lọc sâu. Trong thực tế các hạt rắn trong huyền phù có kích thước nhỏ hơn lỗ mao quản của vách ngăn. Tuy nhiên không phải chúng chui qua được lỗ mao quản mà phần lớn được giữ lại do tính chất bắc cầu giữa các hạt rắn với nhau, nên các lỗ mao quản bị bé lại và đến một lúc nào đó cả nước trong cũng bị giữ lại khi toàn bộ mao quản đã bị lấp kín. Đây là nguyên nhân của lọc sâu. Tính chất thấm ướt của hạt rắn và vật liệu vách ngăn đóng vai trò quan trọng trong lọc sâu. Cơ sở lý thuyết là tác dụng đồng thời giữa thẩm thấu và hấp phụ.

Sự chuyển động của lỏng qua lớp vách ngăn có thể biểu thị giống phương trình Fourier trong dẫn nhiệt:

$$w = k \cdot \frac{\partial h}{\partial z} \quad (5.97)$$

trong đó: k - hằng số lọc;

h - cột thủy tĩnh của chất lỏng ở chiều cao z của lớp vách ngăn;

$\frac{\partial h}{\partial z}$ - sự thay đổi cột thủy tĩnh của chất lỏng.

Vận tốc w và chiều cao h là hàm số của z .

Vậy theo các hướng chuyển động x, y, z ta có vận tốc thành phần:

$$w_x = k_x \frac{\partial h}{\partial x}; \quad w_y = k_y \frac{\partial h}{\partial y} \quad \text{và} \quad w_z = k_z \frac{\partial h}{\partial z} \quad (5.98)$$

Lấy một nguyên tố thể tích với cạnh dx , dy và dz để khảo sát, ta thấy vì dòng chất lỏng có vận tốc và khối lượng riêng thay đổi nên lượng chất lỏng đi qua nguyên tố thể tích cũng thay đổi theo thời gian (hình 5.55). Dòng chất lỏng chuyển động theo hướng y qua mặt xOz sẽ có vận tốc $w_y = f_1(x, y, z, t)$ và khối lượng riêng $\rho = f_2(x, y, z, t)$. Ở mặt đối diện sẽ có:

$$w_y + \frac{\partial w_y}{\partial y} dy \quad \text{và} \quad \rho + \frac{\partial \rho}{\partial y} dy$$

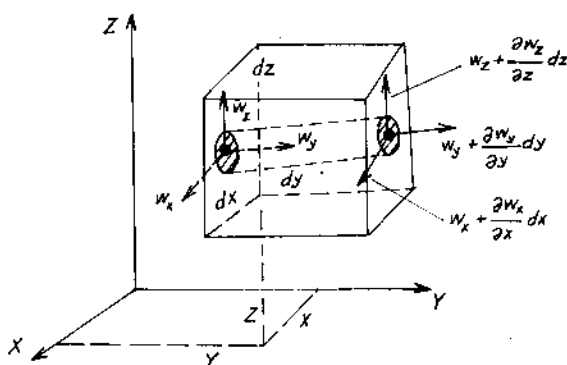
Khối lượng chất lỏng chảy qua mặt $dx dz$ tính theo đơn vị thời gian:

$$dM_{y_1} = \rho \cdot w_y \cdot dz dx \quad (5.99a)$$

và ở mặt đối diện qua nguyên tố thể tích:

$$dM_{y_2} = \left[\rho \cdot w_y + \frac{\partial(\rho \cdot w_y)}{\partial y} dy \right] dx dz \quad (5.99b)$$

Tương tự ta có lượng chất lỏng đi qua các mặt $dx dy$ và $dy dz$.



Hình 5.55. Nguyên tố lập phương

Vậy lượng chất lỏng thay đổi khi qua các mặt của nguyên tố thể tích là:

$$\Delta M_y = \frac{\partial(\rho \cdot w_y)}{\partial y} dx dy dz \quad (5.99c)$$

$$\Delta M_x = \frac{\partial(\rho.w_x)}{\partial x} dx dy dz \quad (5.99d)$$

$$\Delta M_z = \frac{\partial(\rho.w_z)}{\partial z} dx dy dz \quad (5.99e)$$

Tổng lượng thay đổi trong nguyên tố thể tích:

$$\Delta M = \Delta M_x + \Delta M_y + \Delta M_z = \left[\frac{\partial(\rho.w_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho.w_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho.w_z)}{\partial z} \right] dx dy dz \quad (5.100)$$

Khi dòng chuyển động choán đầy các mao quản lớp lọc (bã và vách ngăn), lượng chất lỏng chứa trong nguyên tố thể tích là:

$$M = \varepsilon \rho dx dy dz \quad (5.101)$$

$$\varepsilon = \frac{\text{Thể tích tự do}}{\text{Thể tích chung}} \text{ gọi là độ xốp.}$$

Vì có áp lực của cột chất lỏng lên khối thể tích (lớp bã) mà khối lượng riêng, độ xốp và kích thước của bã thay đổi theo hướng lọc (ví dụ hướng z). Khi đó lượng lỏng M tương ứng lực khối lượng:

$$M = (\rho \varepsilon dz) dx dy \quad (5.101a)$$

Nên lấy đạo hàm theo thời gian ta được:

$$\frac{dM}{d\tau} = \left[\rho \frac{d\varepsilon}{d\tau} dz + \varepsilon \frac{d\rho}{d\tau} dz + \varepsilon \rho \frac{d(dz)}{d\tau} \right] dx dy \quad (5.102)$$

Sự thay đổi kích thước bã tỷ lệ với lực nén lên bã σ_z theo hướng z , nên:

$$d(dz) = -\alpha dz d\sigma_z \quad (5.103)$$

hoặc:
$$\frac{d(dz)}{d\tau} = -\alpha dz \frac{d\sigma_z}{d\tau} \quad (5.104)$$

α là hệ số nén theo hướng z . Dấu trừ (-) thể hiện σ_z giảm dần theo z . Thể tích của bã tỷ lệ nghịch với độ xốp và được tính:

$$dV = (1 - \varepsilon) dx dy dz = \text{const} \quad (5.105)$$

nghĩa là:
$$d(dV) = [(1 - \varepsilon) d(dz) - dz d\varepsilon] dx dy = 0 \quad (5.106)$$

Rút ra:
$$\frac{d\varepsilon}{1 - \varepsilon} = \frac{d(dz)}{dz} \quad (5.107)$$

Kết hợp với phương trình (5.104) có dạng:

$$\frac{d\varepsilon}{d\tau} = \frac{1-\varepsilon}{dz} \cdot \frac{d(dz)}{d\tau} = -\alpha(1-\varepsilon) \frac{d\sigma_z}{d\tau} \quad (5.108)$$

Vì có sự cân bằng giữa σ_z và áp lực của cột chất lỏng, nên:

$$p + \sigma_z = \text{const và } d\sigma_z = -dp \quad (5.109)$$

Quan hệ giữa khối lượng riêng, kích thước và độ xoắn của bã theo áp suất được biểu thị:

$$\frac{dp}{d\tau} = \beta_o \rho_o \frac{dp}{d\tau} \quad (5.110)$$

$$\frac{d(dz)}{d\tau} = a \cdot dz \frac{dp}{d\tau} \quad (5.111)$$

$$\text{và} \quad \frac{d\varepsilon}{d\tau} = \alpha(1-\varepsilon) \frac{dp}{d\tau} \quad (5.112)$$

trong đó: β - hệ số nén theo khối lượng;

ρ_o - khối lượng riêng theo áp suất thường.

Tổng hợp các phương trình (5.102), (5.110), (5.111) và (5.112) ta có:

$$\frac{dM}{d\tau} = \left[\rho_o \alpha (1-\varepsilon) \frac{dp}{d\tau} + \rho_o \varepsilon \beta \frac{dp}{d\tau} + \rho_o \varepsilon \alpha \frac{dp}{d\tau} \right] dx dy dz$$

$$\text{hoặc:} \quad \frac{dM}{d\tau} = [\rho_o \alpha + \varepsilon \beta \rho_o] \frac{dp}{d\tau} dx dy dz \quad (5.113)$$

So sánh phương trình (3-17) và (3-4) với $\rho \approx \rho_o$ ta có:

$$\left[\frac{\partial(\rho \cdot w_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho \cdot w_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho \cdot w_z)}{\partial z} \right] = \rho \cdot \varepsilon \left(\frac{\alpha}{\varepsilon} + \beta \right) \frac{\partial p}{\partial \tau} \quad (5.114)$$

hoặc:

$$\rho \cdot \left(\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} \right) + \left(w_x \frac{\partial \rho}{\partial x} + w_y \frac{\partial \rho}{\partial y} + w_z \frac{\partial \rho}{\partial z} \right) = \rho \cdot \varepsilon \left(\frac{\alpha}{\varepsilon} + \beta \right) \frac{\partial p}{\partial \tau}$$

Khi hệ số nén bé, các thừa số $\frac{\partial \rho}{\partial x}$, $\frac{\partial \rho}{\partial y}$ và $\frac{\partial \rho}{\partial z} \approx 0$. Kết hợp phương trình (5.98) và (5.114) có dạng:

$$k \left[\frac{\partial^2 h}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 h}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 h}{\partial z^2} \right] = \varepsilon \left(\frac{\alpha}{\varepsilon} + \beta \right) \frac{\partial p}{\partial \tau} \quad (5.115)$$

Thay $p = \rho_o g \cdot h$ vào, ta được:

$$\left(\frac{\partial^2 h}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 h}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 h}{\partial z^2} \right) = \frac{\varepsilon \rho_o g}{k} \left(\frac{\alpha}{\varepsilon} + \beta \right) \frac{\partial h}{\partial \tau} \quad (5.115a)$$

Phương trình vi phân riêng phần (5.115) và (5.115a) mô tả dòng chất lỏng qua lớp lọc.

So sánh với phương trình vi phân dẫn nhiệt của Fourier:

$$\frac{\partial^2 t}{\partial \tau} = \frac{\lambda}{c \cdot \rho} \nabla^2 T + \frac{1}{c \cdot \rho} W$$

Trong trường hợp không tồn tại nguồn W , tức $W = 0$, thấy có sự tương tự giữa quá trình dẫn nhiệt và quá trình lọc:

$$\frac{\partial T}{\partial \tau} = \text{const} \left[\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right], \text{ với } \text{const} = \frac{\lambda}{c \cdot \rho}$$

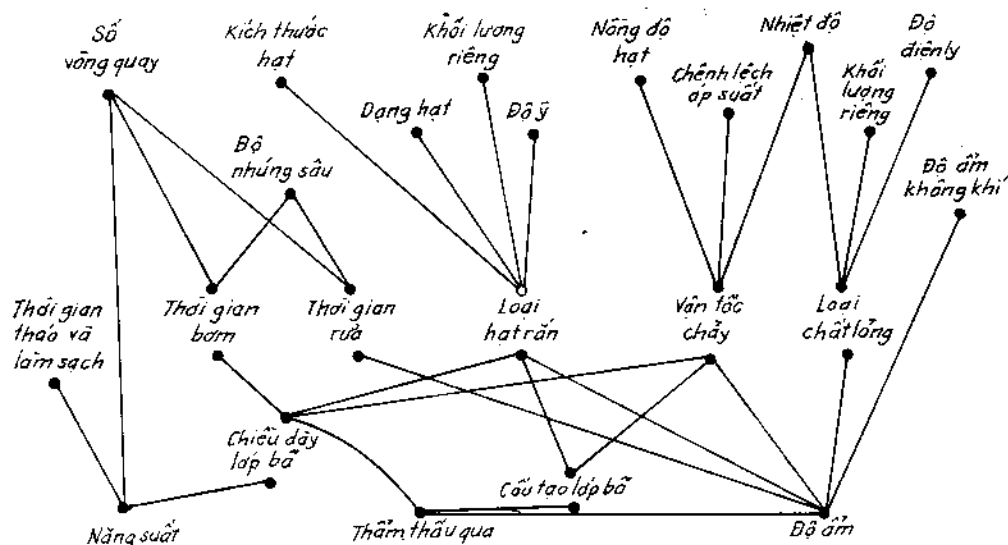
$$\frac{\partial h}{\partial \tau} = \text{const} \left[\frac{\partial^2 h}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 h}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 h}{\partial z^2} \right], \text{ với } \text{const} = \frac{k}{\varepsilon \cdot \rho_o g \left(\frac{\alpha}{\varepsilon} + \beta \right)}$$

5.7.2.1. Những yếu tố ảnh hưởng đến quá trình lọc

Những đại lượng quan trọng của quá trình lọc là năng suất, độ tách nước và độ ẩm của bã. Những yếu tố cơ bản có ảnh hưởng trực tiếp đến quá trình lọc gồm:

- 1) Huyền phù: lượng, kích cỡ, bề mặt, dạng, tính y và độ phân tán của hạt trong huyền phù; nhiệt độ, độ nhớt, tính điện ly của lỏng (nước); trọng lượng riêng của nước trong và bã.
- 2) Vách lọc (gồm vách ngăn và bã): thể tích mao quản, độ lớn mao quản, dạng mao quản và trở lực dòng.
- 3) Chênh lệch áp suất: áp suất ở hai phía vách lọc, vận tốc dòng qua vách lọc, cấu tạo và trở lực lớp bã, dòng chuyển động của chất lỏng.

Những yếu tố này độc lập với nhau, nhưng có quan hệ và tác động lẫn nhau. Hình 5.56 biểu diễn mối quan hệ này.

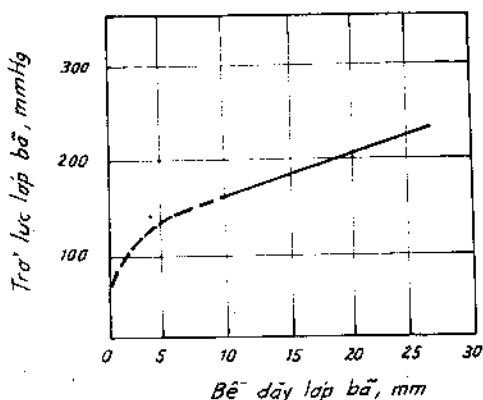


Hình 5.56. Quan hệ giữa các yếu tố của quá trình lọc

Số vòng quay, độ nhúng sâu và một số yếu tố khác được nêu cụ thể ở những máy lọc riêng, như thùng quay, băng tải, v.v.

5.7.2.1.1. Ảnh hưởng của lớp bã

Yêu cầu lọc là trong một thời gian ngắn có một lượng lớn huyền phù được phân riêng thành bã và nước trong, tức năng suất lọc (tính theo m^3 huyền phù/ m^2 bề mặt lọc $\times$ thời gian hoặc m^3 nước trong/ m^2 bề mặt lọc $\times$ thời gian) là lớn nhất và lượng nước trong và bã được tách triệt để. Vận tốc của nước trong tỷ lệ thuận với động lực và tỷ lệ nghịch với trở lực, tức bằng động lực nhân với khả năng đi qua của nước trong. Trở lực của vách ngăn rất bé so với trở lực của lớp bã, nên trở lực chung của quá trình lọc tính theo trở lực của



Hình 5.57. Quan hệ giữa trở lực và chiều dày lớp bã

bã. Do đó, sự hình thành lớp bã và độ xốp của nó rất có ý nghĩa đối với quá trình lọc. Lớp bã càng mỏng và độ xốp càng lớn thì khả năng chảy qua của chất lỏng càng nhanh. Như vậy lớp bã cần thể tích tự do và lượng mao quản lớn.

Hình 5.57 biểu thị sự phụ thuộc của trở lực lớp bã vào chiều dày của nó trong quá trình lọc huyền phù chứa bụi than có kích thước hạt $0,5\ \mu\text{m}$. Trở lực tăng nhanh khi bắt đầu hình thành lớp bã, đến độ dày nào đó trở lực tăng chậm lại và tuyến tính với chiều dày. Vì vậy để quá trình lọc tốt cần lớp bã có cấu tạo và chiều dày thích hợp để dòng chất lỏng đi qua dễ dàng, tức lớp bã có trở lực bé nhất.

5.7.2.1.2. Ảnh hưởng của kích thước hạt rắn (bã)

Giả thiết lớp bã chỉ chứa các hạt rắn có dạng cầu cùng kích thước, thì thể tích mao quản chiếm 26% ở mật độ cao và 48% ở độ xốp cao. Kích thước của từng hạt không ảnh hưởng nhiều đến thể tích mao quản của khối hạt. Tuy nhiên dòng chảy của chất lỏng qua lớp bã phụ thuộc vào kích thước mao quản, nên cũng chịu ảnh hưởng của kích thước từng hạt riêng lẻ. Hạt nhỏ tạo ra mao quản nhỏ, nên trở lực lớn và dòng chất lỏng đi qua khó khăn.

Mặt khác giả thiết toàn bộ hạt trong lớp bã có cùng kích thước không có trong thực tế. Với các hạt dạng cầu có kích thước bé hơn đường kính mao quản được tạo bởi các hạt lớn sẽ dễ chui vào mao quản choán mất thể tích tự do. Ngoài ra do kích thước hạt khác nhau dễ tạo khả năng bắc cầu, vì vậy, trở lực lớp bã càng lớn khi kích thước hạt không đều. Lớp bã được tạo do các hạt có kích thước lớn sẽ hình thành mạng mao quản có kích thước lớn và dòng chất lỏng sẽ đi qua dễ dàng hơn. Mặt khác ở cùng một độ ẩm lớp bã có kích thước bé sẽ khô hơn lớp bã có kích thước lớn. Vì ẩm được phân bố đều khắp và tổng bề mặt của hạt lớn bé hơn của hạt nhỏ. Từ những điều kiện này mà các lớp bã có kích thước hạt lớn thì quá trình lọc sẽ thuận lợi hơn.

5.7.2.1.3. Ảnh hưởng của bề mặt hạt, dạng hạt và tính ý của hạt

Bề mặt của hạt ảnh hưởng đến cấu tạo lớp bã. Bề mặt hạt gồ ghề sẽ thuận lợi cho hiện tượng bắc cầu, tạo khả năng tốt cho sự tạo ẩm. Dạng hạt và tính ý của nó cũng có ảnh hưởng đến sự hình thành lớp bã. Cần phân biệt hạt có cấu tạo tinh thể đa diện, tròn, sợi hoặc tấm. Hạt có thể cứng, đàn

hồi hoặc dẻo. Bã là tập hợp của hạt rắn có cấu tạo đa dạng. Các hạt đa diện (nhiều góc cạnh) dễ bắc cầu hơn các hạt tròn, khả năng tiếp xúc nhau của chúng nhiều hơn, nhưng không nhất thiết tạo được lớp bã xốp hơn các hạt tròn. Mặt khác khi đi qua mao quản, hạt có đa diện và hạt dài dễ gây tắc các mao quản hơn hạt tròn. Đặc biệt hạt dạng tấm, vì chúng xếp lên nhau và tạo ra lớp bã có rất ít mao quản để chất lỏng đi qua. Các hạt có tính đàn hồi hoặc tính dẻo cao cũng dễ lấp kín các mao quản, nhất là khi ở áp suất cao hoặc ở độ chân không cao. Tuy nhiên tính dẻo của bã sẽ hạn chế hiện tượng bắc cầu. Việc lọc các loại huyền phù chứa bã có tính chất này rất khó, nên trong thực tế được áp dụng theo phương pháp lọc đặc biệt, như lọc ở áp lực nhỏ và dùng chất trợ lọc.

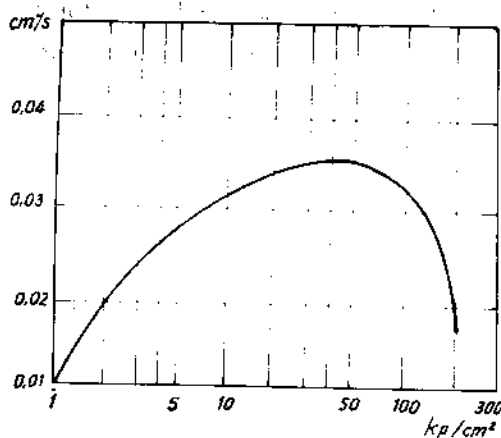
5.7.2.1.4. Ảnh hưởng của dòng chảy

Huyền phù chứa các hạt rắn dạng đa diện và thanh có trở lực dòng chảy thấp nhất, đặc biệt nếu các thanh được xếp theo hướng của dòng. Trong nhiều trường hợp với dòng chảy mạnh khi lượng thanh lớn, nếu vận tốc dòng bé thì chỉ một lượng nhỏ các hạt có cạnh dài đạt đến vách ngăn và bắc ngang qua mao quản. Điều này dẫn đến hiện tượng bắc cầu hợp lý và lớp bã hình thành xốp hơn.

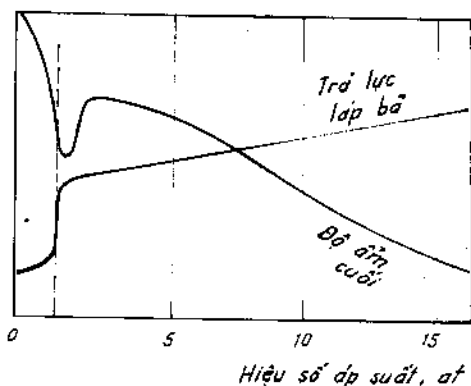
5.7.2.1.5. Ảnh hưởng của chênh lệch áp suất

Sự chênh lệch áp suất ở hai phía vách lọc có ảnh hưởng đến dòng chảy của nước trong. Theo lý thuyết vận tốc dòng chảy của nước trong qua mao quản tỷ lệ với áp lực. Vì vậy, tỷ lệ này thay đổi làm ảnh hưởng đến các yếu tố khác trong quá trình lọc. Quá trình lọc ở áp suất thủy tĩnh sẽ tạo được lớp lọc xốp nhất. Khi lọc chân không theo lý thuyết có độ chênh áp lớn nhất (1 kg/cm^2), thì sẽ tạo ra lớp bã dày. Vùng làm việc của lọc áp lực ở áp suất dư 1 đến 1,5 at. Nếu lọc ở áp suất cao, áp suất dư có thể đến 35 at hoặc lớn hơn, làm lớp bã bị nén mạnh và mất khả năng xốp, nên vận tốc lọc giảm. Vì các hạt rắn (bã) bị nén mạnh làm mất khả năng bắc cầu, thậm chí các cầu đã được lập cũng có thể bị bẻ gãy. Giới hạn nén của áp suất ở lớp bã có tính đàn hồi nhỏ hơn ở lớp bã với hạt dạng tinh thể cứng. Sự tăng áp suất làm tăng trở lực lớp bã. Bã càng được nén chặt thì độ ẩm càng giảm.

Như vậy, để có lớp bã với trở lực bé nhất cần lọc ở áp suất thủy tĩnh, còn muốn bã khô hơn thì phải lọc ở áp suất cao, nên việc chọn áp suất lọc do yêu cầu cụ thể.



Hình 5.58. Quan hệ áp suất và vận tốc

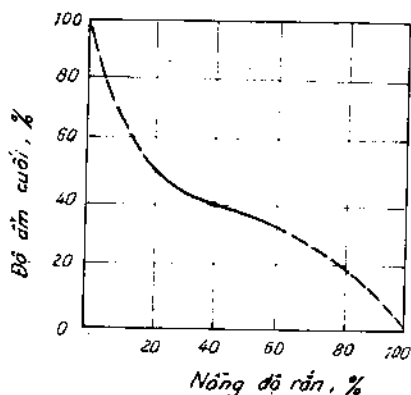


Hình 5.59. Quan hệ áp suất với trở lực và độ ẩm

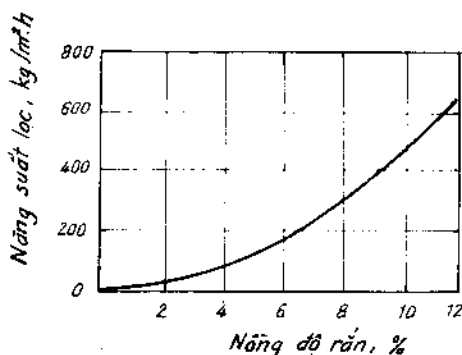
5.7.2.1.6. Ảnh hưởng của nồng độ huyền phù

Huyền phù có nồng độ hạt rắn càng lớn, các hạt rắn càng gần nhau và tiếp xúc nhau thường xuyên hơn, giảm sự cản trở lẫn nhau, làm đồng nhất quãng đường lắng. Huyền phù chuyển động theo nhiều hướng khác nhau trên bề mặt lớp bã, nên các hạt rắn được giữ lại ở đó một cách lộn xộn và tạo thành lớp tự nhiên, để nước trong đi qua dễ dàng hơn so với các lớp sắp xếp đều đặn, vì các mao quản được tạo thành do tính bậc cầu của các hạt nhiều hơn.

Ở cùng chiều dày lớp bã, nếu huyền phù có nồng độ lớn thì bã sẽ khô hơn (hình 5.60). Lượng bã thu được tính theo đơn vị thời gian trên một đơn vị bề mặt lọc tăng cùng với sự tăng của nồng độ huyền phù (hình 5.61).



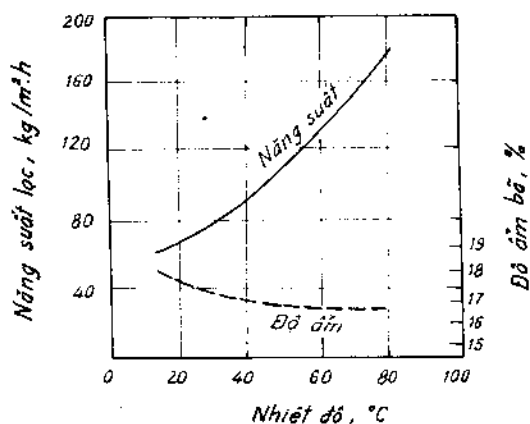
Hình 5.60. Quan hệ giữa độ ẩm và nồng độ



Hình 5.61. Ảnh hưởng giữa năng suất lọc và nồng độ

5.7.2.1.7. Ảnh hưởng của nhiệt độ

Vận tốc chảy của nước trong qua lớp bã phụ thuộc nhiều vào độ nhớt theo hướng xấu. Do độ nhớt phụ thuộc vào nhiệt độ, nên huyền phù nóng lên sẽ giảm độ nhớt. Ví dụ, huyền phù tăng nhiệt độ từ 10°C lên 40°C thì vận tốc lọc có thể tăng gấp đôi. Tuy nhiên trong thực tế còn nhiều nguyên nhân khác



Hình 5.62. Năng suất và độ ẩm bã phụ thuộc vào nhiệt độ huyền phù

có ảnh hưởng đến quá trình lọc như ảnh hưởng của vách lọc, năng suất lọc, ... nên sự tăng của vận tốc lọc không lớn khi tăng nhiệt độ. Quan hệ giữa nhiệt độ với năng suất và độ khô của bã được trình bày ở hình 5.62.

Các thông số lọc (bề mặt lọc và điện trường, khả năng thấm ướt của bã và đặc tính của nước trong, lượng khí và hơi trong các mao quản của bã...) có tác dụng tương hỗ rất phức tạp trong quá trình lọc. Vì vậy cần được nghiên cứu.

5.7.3. Phương trình Hagen - Poiseuille và Darcy

Giả thiết lớp bã được tạo bởi tập hợp hạt và hình thành các mao quản thẳng song song nhau theo hướng dòng chảy. Nước trong đi qua ở chế độ dòng có lưu lượng:

$$V = F \cdot n \cdot \frac{d^2 \pi}{4} \cdot \frac{d^2 \cdot \Delta p \cdot \tau}{32 \mu \cdot H} = F \cdot \varepsilon \cdot \frac{d^2 \cdot \Delta p \cdot \tau}{32 H \cdot \mu} \quad (5.116)$$

trong đó: V – thể tích nước trong đi qua lớp bã trong thời gian τ ;

F – bề mặt tiết diện của lớp bã;

$$n = \varepsilon \frac{4}{d^2 \pi} - \text{số lượng mao quản tính theo một đơn vị diện tích;}$$

ε – độ xốp của lớp bã;

d – đường kính mao quản;

Δp – trở lực lớp bã (hiệu số áp suất hai phía vách lọc);

H – chiều dài mao quản (chiều cao lớp bã);

μ – độ nhớt của nước lọc.

Nếu thay thừa số $\varepsilon.d^2/32$ trong phương trình của Hagen – Poiseuille bằng hằng số lọc k , ta sẽ nhận được phương trình của Darcy:

$$V = k \cdot \frac{\Delta p \cdot F \cdot \tau}{\mu \cdot H} \quad (5.117)$$

hoặc:

$$q = \frac{V}{F \cdot \tau} = k \cdot \frac{\Delta p}{\mu \cdot H} \quad (5.118)$$

ở đây q là sức tải riêng của bề mặt lọc.

Phương trình (5.116) có thể được vận dụng để tính sơ bộ lưu lượng nước trong đi qua lớp bã cố định, vì không thỏa mãn điều kiện thực tế. Phương trình của Darcy (5.117), (5.118) không dùng được để tính toán cho lớp bã dày, vì có chứa hằng số lọc k chỉ xác định cho những lớp bã ở điều kiện cụ thể. Cả hai phương trình đều có giới hạn với $H = \text{const}$. Song trong quá trình lọc chiều dày lớp bã thay đổi và phụ thuộc vào thời gian lọc, nên cần tìm một phương trình lọc thích hợp để vận dụng tính toán cho quá trình lọc trong thực tế.

5.7.4. Phương trình lọc

5.7.4.1. Phương trình lọc được thiết lập từ phương trình Darcy

5.7.4.1.1. Dựa vào phương trình cân bằng vật liệu

Định luật Darcy thể hiện qua phương trình:

$$q = \frac{1}{F} \cdot \frac{dV}{d\tau} = \frac{k}{H} \cdot \frac{\Delta p}{\mu} \quad (5.119)$$

Hằng số lọc, chiều cao và trở lực lớp bã chỉ phụ thuộc vào bã. Hằng số lọc k không đổi chỉ khi lớp bã không bị nén ép. Phương trình (5.119) chứa H phụ thuộc vào V hoặc τ là những đại lượng có trong phương trình cân bằng vật liệu của hạt rắn trong lớp bã và dung dịch. Nếu hiệu suất lọc đạt 100% thì lượng bã thu được bằng lượng hạt rắn có trong huyền phù, tức:

$$(1 - \varepsilon)H.F.\rho_r = \frac{(V + \varepsilon.H.F)\rho.j}{1 - j} \quad (5.120)$$

trong đó: ε - độ xốp của lớp bã (bằng thể tích tự do chia cho tổng thể tích);
 $\varepsilon.H.F$ - thể tích chất lỏng chứa trong bã;
 j - thành phần hạt rắn trong huyền phù;
 ρ_r - khối lượng riêng của hạt rắn;
 ρ - khối lượng riêng của nước trong.

Lấy đạo hàm phương trình (5.120) theo quan hệ $V = f(H)$ ta có:

$$dV = \frac{\rho_r(1 - j)(1 - \varepsilon) - \rho.\varepsilon.j.F.d.H}{\rho.j} \quad (5.120a)$$

Kết hợp với phương trình (5.119) cho ta:

$$d\tau = \frac{\rho_r(1 - j)(1 - \varepsilon) - \rho.\varepsilon.j}{\rho.j} \cdot \frac{\mu.H}{k.\Delta p_o} dH \quad (5.121)$$

Các biến trong phương trình (5.121) như tổn thất áp suất qua lớp bã Δp_o , chiều cao lớp bã H , thời gian lọc τ , độ xốp ε và hằng số lọc k phụ thuộc vào loại huyền phù. Với lớp bã không bị nén ép thì ε và k là hằng số.

Các thông số trong phương trình (5.121) được tổng hợp qua hệ số C_H :

$$C_H = \frac{\mu}{(2k.\rho.j)} [\rho_r(1 - j)(1 - \varepsilon) - \rho.j.\varepsilon] \quad (5.122)$$

Thay C_H vào phương trình (5.121), lấy tích phân:

$$\int_0^\tau dt = \int_0^H \frac{C_H.2H}{\Delta p_o} dH \quad (5.123)$$

Nếu $\Delta p_o = \text{const}$, ta được:

$$\tau = \frac{C_H H^2}{\Delta p_o} \quad (5.124)$$

Kết hợp phương trình (5.120a) và (5.119) rồi lấy tích phân ta có:

$$\tau = \frac{C_V.V^2}{F^2 \Delta p_o} \quad (5.125)$$

với :

$$C_V = \frac{\mu.j.\rho}{2k[\rho_r(1 - j)(1 - \varepsilon) - \rho.j.\varepsilon]} \quad (5.126)$$

Trường hợp huyền phù, nước trong và bã không thay đổi thì C_H và C_V biết được, nên có thể dựa vào đó dự đoán những điều kiện làm việc khác. Tuy nhiên việc xác định ε và k là rất khó khăn.

5.7.4.1.2. Dựa vào trở lực riêng, lượng bã và nước trong

Vì vận tốc lọc tỷ lệ thuận với động lực và tỷ lệ nghịch với trở lực, nên từ phương trình cân bằng vật liệu:

$$(1 - \varepsilon)H.F.\rho_r = V.\rho.r \quad (5.127)$$

với r – quan hệ giữa lượng bã và lượng nước trong huyền phù.

Kết hợp phương trình (5.127) và (5.119) ta có:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{F^2 k.\rho_r (1 - \varepsilon) \Delta p_o}{V.r.\rho.\mu} \quad (5.128)$$

Thừa số $k.\rho_r(1 - \varepsilon)$ biểu thị khả năng di chuyển của nước trong qua bã, nên hệ số trở lực bã là:

$$\alpha = \frac{1}{k.\rho_r (1 - \varepsilon)} \quad (5.129)$$

Thay α vào phương trình (5.119) và lấy tích phân với $\Delta p_o = \text{const}$ ta được:

$$V^2 = \frac{2F^2 \tau.\Delta p_o}{r.\rho.\mu.\alpha} \quad (5.130)$$

So sánh hai phương trình (5.125) và (5.126) tìm được quan hệ giữa hằng số lọc C_v và trở lực riêng của bã:

$$C_v = \frac{\alpha.r.\rho.\mu}{2} \quad (5.131)$$

Δp_o là động lực quá trình lọc hầu như không đo được, mà chỉ đo được tổn thất áp suất chung Δp của vách lọc (gồm vách ngăn, bã và đường ống). Vì vậy phải đồng nhất Δp_o và Δp bằng cách coi trở lực của vách ngăn tương đương với trở lực lớp bã có chiều dày H_{td} ứng với lượng nước trong đi qua V_{td} . Theo Δp , từ phương trình (5.123) ta có:

$$\int_0^\tau d\tau = \int_0^H \frac{C_H \cdot 2(H + H_{td}) d(H + H_{td})}{\Delta p} \quad (5.132)$$

Khi $\Delta p = \text{const}$, $H_{td} = \text{const}$, ta có kết quả tích phân:

$$\tau = \frac{C_H (H^2 + 2H.H_{td})}{\Delta p} \quad (5.133)$$

Tương tự, nếu $V_{td} = \text{const}$ thì:

$$\tau = \frac{C_v (V^2 + 2V.V_{td})}{F^2 \Delta p} \quad (5.134)$$

Phương trình (5.133) và (5.134) chỉ đúng khi lớp bã không bị nén ép, tức lớp bã gồm hầu hết các tinh thể rắn hoặc các hạt dạng cầu rắn. Vì vậy, ở những loại bã bị nén ép lớn thì cần phải nghiên cứu thực nghiệm để tìm quan hệ phụ thuộc giữa dòng chảy, độ xốp với áp suất, dựa vào phương trình vi phân (5.121). Để đơn giản, có thể dùng phương pháp gần đúng bằng cách cho hằng số lọc C_v hoặc hệ số trở lực α là hàm của áp suất, tức:

$$C_v = C'_v \Delta p^a \quad (5.135)$$

$$\alpha = \alpha' \cdot \Delta p^a \quad (5.136)$$

Tương tự đối với trở lực của vách ngăn và năng suất lọc:

$$2C_v V_{td} = 2C \Delta p^b \quad (5.137)$$

$$V_{td} \alpha' = \beta \Delta p^b \quad (5.138)$$

α' , β , a , b là các hệ số cần được xác định, C'_v và C ứng với từng loại huyền phù, cũng được xác định bằng thực nghiệm.

Kết hợp phương trình (5.134), (5.135) và (5.136) theo dạng vi phân ta có:

$$\frac{d\tau}{dV} = \frac{2 \cdot C'_v V}{F^2 \Delta p^{1-a}} + \frac{2C}{F^2 \Delta p^{1-b}} \quad (5.139)$$

Tích phân khi $\tau = 0$, $V = 0$ và $\tau = \tau$, $V = V$, ta có kết quả:

$$\tau = \frac{C'_v V^2}{F^2 \Delta p^{1-a}} + \frac{2CV}{F^2 \Delta p^{1-b}} \quad (5.140)$$

hoặc:

$$\tau = \frac{r \cdot \rho \cdot \mu \cdot V}{2 F^2 \Delta p} \left[\alpha' \Delta p^a \cdot V + 2\beta \Delta p^b \right] \quad (5.141)$$

Bằng thực nghiệm các thông số trong phương trình (5.141) được xác định.

5.7.4.1.3. Xác định các hằng số lọc

- Đối với bã không nén ép được (không bị nén)

Thay Δp và C_v vào phương trình (5.128), ta có phương trình:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{F^2 \Delta p}{2C_v (V + V_{td})} \quad (5.128a)$$

Năng suất của máy lọc ly tâm được tính theo công thức:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{F_o^2 p_o}{\mu X \alpha^* (V + V'_{td})}$$

trong đó: F_o - bề mặt lọc;

p_o - tổn thất áp suất trong lớp bã;

μ - độ nhớt của lỏng;

α^* - trở lực riêng của bã;

X - thể tích lớp bã/thể tích nước trong;

V - thể tích nước trong;

V'_{td} - thể tích tương đương của nước lọc.

Có dạng tương tự như phương trình (5.128a), tức:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{F_o^2 p_o}{\mu X \alpha^* (V + V'_{td})} = \frac{F^2 \Delta p}{\mu \alpha r \rho (V + V_{td})}$$

Với F_o và F , p_o và Δp , V'_{td} và V_{td} là những đại lượng tương ứng nhau.

Từ phương trình trên rút ra:

$$\alpha^* \alpha = \alpha r \rho$$

với r - tỷ lệ giữa khối lượng bã khô và nước trong, thứ nguyên của quan hệ:

$$\left[\frac{m}{m^3 \text{ bã}} \right] \left[\frac{m^3 \text{ bã}}{m^3 \text{ nước trong}} \right] = \left[\frac{m}{kg \text{ bã khô}} \right] \left[\frac{kg \text{ bã khô}}{kg \text{ nước trong}} \right] \left[\frac{kg \text{ nước trong}}{m^3 \text{ nước trong}} \right] = \left[\frac{m}{m^3 \text{ nước trong}} \right]$$

Như vậy α^* và α có thứ nguyên khác nhau, cụ thể:

$$\alpha \left[\frac{m}{kg} \right] \text{ là đơn vị khối lượng của bã khô;}$$

$$\alpha^* \left[\frac{m}{m^3} \right] \text{ là đơn vị thể tích của bã ướt}$$

Phương trình (5.128a) được viết:

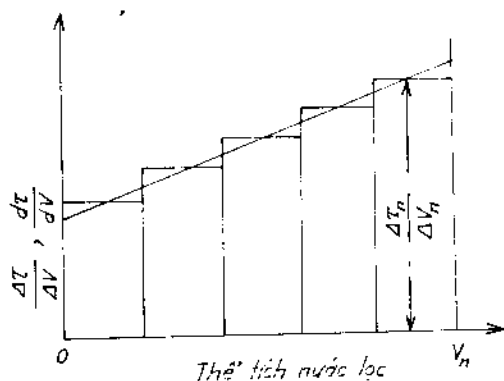
$$\frac{d\tau}{dV} = \frac{2 C_v}{F^2 \Delta p} V + \frac{2 C_v}{F^2 \Delta p} V_{td} \quad (5.128b)$$

Ở thí nghiệm lọc chỉ đo lượng nước trong ứng với $\Delta p = \text{const}$ theo thời gian. (Ví dụ từ $\tau = 0$ đến τ_1 ta có V_1 . Tương tự từ 0 đến τ_2 có V_2 , 0 đến τ_3 có V_3 ... Lập hiệu $\tau_1 - 0 = \Delta\tau_1$ ứng $V_1 - 0 = \Delta V_1$; $\tau_2 - \tau_1 = \Delta\tau_2$ ứng $V_2 - V_1 = \Delta V_2$...).

Vẽ đồ thị theo quan hệ $\frac{\Delta\tau}{\Delta V} = f(\Delta V)$ ta được các hình chữ nhật có chiều cao $\frac{\Delta\tau}{\Delta V}$ và chiều ngang ΔV . Nối các điểm giữa của cạnh ngang ta có đường thẳng $\frac{d\tau}{dV} = f(V)$ tương ứng với phương trình (5.128b).

Đối với bã không bị nén thì hàm có dạng đường thẳng có góc nghiêng $\frac{2C_v}{F^2 \Delta p}$ và cắt trục tung tại $\frac{2C_v V_{ld}}{F^2 \Delta p}$. Qua đó C_v và V_{ld} được tính (nếu Δp và F đã biết). Biết được các thông số, phương trình (5.134) sẽ giải được.

Cách làm tương tự có thể xác định được C_H và H_{ld} từ phương trình (5.133). Quá trình thực nghiệm có thể tiến hành ở điều kiện vận tốc lọc không đổi (tức trong cùng thời gian và cùng thể tích lọc, $\frac{dV}{d\tau} = \text{const}$)

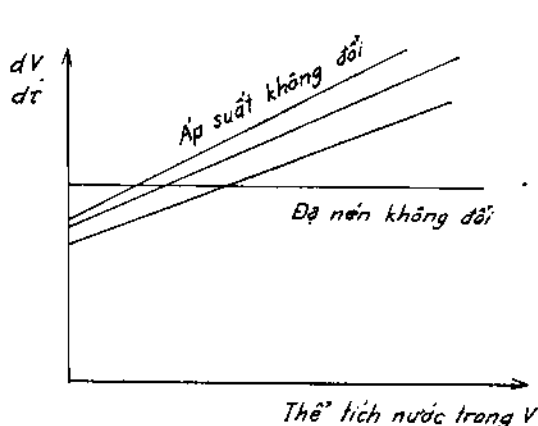


Hình 5.63. Xác định C_v và V_{ld}

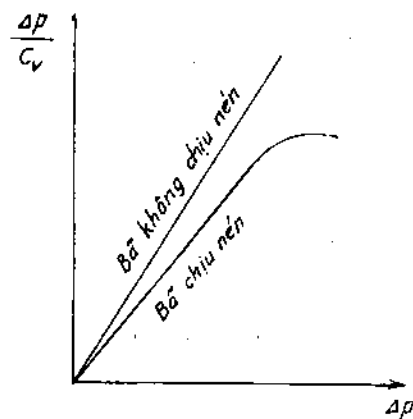
và ở Δp khác nhau. Khi đó phương trình (5.128b) được thay bằng phương trình:

$$\Delta p = \frac{2C_v dV}{F^2 d\tau} V + \frac{2C_v dV}{F^2 d\tau} V_{ld} \quad (5.128c)$$

Và đồ thị $\Delta p = f(V)$ cũng có dạng đường thẳng với góc nghiêng là $\frac{2C_v dV}{F^2 d\tau}$ và cắt trục tung tại $\left[\frac{2C_v dV}{F^2 d\tau} \right] V_{ld}$. Giá trị C_v và V_{ld} được xác định khi F là hằng số.



Hình 5.64. Quan hệ dV/dt cho quá trình lọc với $p = \text{const}$ và $dV/dt = \text{const}$



Hình 5.65. Quan hệ phụ thuộc Δp của bã chịu nén và không chịu nén

• Bã chịu nén (nén được)

Đối với bã chịu nén, hằng số lọc C_v (hoặc C_{11}) tăng cùng với sự tăng của áp suất Δp . Phương pháp thực nghiệm tiến hành ở nhiều áp suất khác nhau (mỗi thí nghiệm thực hiện ở một $\Delta p = \text{const}$ như đã tiến hành với bã không chịu nén). Kết quả thu được là đường cong có điểm cực đại. Áp suất ở điểm cực trị biểu thị giá trị tối ưu của quá trình lọc, vì có vận tốc lọc lớn nhất.

Phương trình (5.140) và (5.141) có dạng:

$$\frac{\Delta p \cdot \tau}{V/p} = C'_v \cdot \frac{V}{F} \Delta p^a + \frac{2C}{F} \cdot \Delta p^b \quad (5.140a)$$

$$\frac{\Delta p \cdot \tau}{V/F} = \frac{r \cdot \rho \cdot \mu \cdot \alpha'}{2} \left(\frac{V}{F} \right) \Delta p^a + \frac{r \cdot \rho \cdot \mu \cdot \beta}{F} \cdot \Delta p^b \quad (5.141a)$$

Phương trình (5.140a) và (5.141a) có dạng đường thẳng, nếu có quan hệ hàm số $\frac{\Delta p \cdot \tau}{V/F} = f\left(\frac{V}{F}\right)$, có độ dốc $C'_v \Delta p^a$ [ở phương trình (5.140a) và

$\frac{r \cdot \rho \cdot \mu \cdot \alpha'}{2} \Delta p^a$ [ở phương trình (5.141a)] và cắt trục tung tại $\frac{2C \Delta p^b}{F}$ [ở phương trình (5.140a)] và $\frac{r \cdot \rho \cdot \mu \cdot \beta}{F} \Delta p^b$ [ở phương trình (5.141a)].

Tiến hành thí nghiệm để đo các đại lượng τ , V và Δp , đường thực nghiệm là đường thẳng. Số mũ a được xác định bằng cách đo độ dốc của đường thẳng, hoặc từ phương trình (5.140a) lập quan hệ $\lg C'_v + a \lg \Delta p$ theo $\lg \Delta p$. Biểu diễn trên tọa độ logarit sẽ nhận được một đường thẳng có độ dốc $\text{tg} \alpha = a$ và cắt trục tung tại C'_v (khi $\Delta p = 1$). Tương tự, từ quan hệ $\lg(2C/F) + b \lg \Delta p$ theo $\lg \Delta p$, ta cũng có đường thẳng với độ dốc $\text{tg} \alpha = b$ và cắt trục tung tại $2C/F$. Như vậy, các giá trị C'_v , a , b và c đã được xác định.

Làm tương tự với phương trình (5.141a) cũng xác định được α' , β với a , b đã biết. Trong thực tế giá trị a dao động từ 0,01 đến 0,15 đối với bã ít chịu nén và bằng 0,9 đối với bã chịu nén cao.

5.7.4.1.4. Dựa vào hàm $H = H(\tau)$

Năng suất lọc được tính theo phương trình (5.118) có dạng:

$$Q = \frac{V}{\tau} = k.F \frac{\Delta p}{H} \quad (5.118a)$$

Chiều cao lớp bã $H = H(\tau)$ phụ thuộc vào thời gian lọc. Ở thời điểm $\tau = 0$ có lớp lọc H_0 (ứng với độ thấm thấu k) chính là chiều dày vách ngăn hoặc chiều cao tương đương của bã với quá trình lọc liên tục, nên phương trình có dạng:

$$Q = \frac{k.F.\Delta p}{H_0 + H(\tau)} \quad (5.142)$$

Sự tăng chiều dày lớp bã phụ thuộc vào lượng chất rắn V_r hoặc lượng nước lọc V được tách ra trong quá trình lọc đến thời điểm τ .

Từ lượng huyền phù V_{hp} (m^3), nồng độ huyền phù j (kg/m^3) và khối lượng riêng của hạt rắn ρ_r tính được lượng hạt rắn V_r :

$$V_r = V_{hp} \cdot \frac{j}{\rho_r} \quad \text{hoặc} \quad V = V_{hp} \left(1 - \frac{j}{\rho_r} \right) = \frac{\rho_r - j}{\rho_r} V_{hp}$$

Nếu biết thể tích mao quản (độ xốp) ε của bã, thì thể tích bã được tính:

$$V_b = \frac{V_r}{1-\varepsilon} = \frac{V_{hp}}{1-\varepsilon} \cdot \frac{j}{\rho_r} = \frac{V}{1-\varepsilon} \cdot \frac{j}{\rho_r - j} = \psi.V \quad (5.143)$$

Chiều dày bã tại thời điểm τ :

$$H(\tau) = \frac{1}{F} \psi.V = \frac{\psi}{F} \int_0^\tau Q dt \quad (5.144)$$

Thay $H(\tau)$ vào phương trình (5.142) ta có:

$$Q = \frac{k \cdot F \cdot \Delta p}{H_o + \left(\frac{\psi}{F}\right) \int_0^\tau Q d\tau} \quad (5.145)$$

Phương trình (5.145) ở dạng vi phân sẽ là:

$$\frac{dQ}{d\tau} + \frac{\psi}{k F^2 \Delta p} Q^2 = 0 \quad (5.146)$$

Giá trị tích phân phương trình (5.146) ở giới hạn $Q = Q_o$ khi $\tau = 0$ là:

$$Q = \frac{Q_o}{\sqrt{1 + 2k\psi \frac{\Delta p}{H_o^2} \tau}} \quad (5.147)$$

với:

$$Q_o = \frac{k \cdot F \cdot \Delta p}{H_o}$$

Lượng nước lọc tính từ phương trình (5.147) là:

$$V = \frac{F \cdot H_o}{\psi} \left(\sqrt{1 + 2k\psi \frac{\Delta p}{H_o^2} \tau} - 1 \right) \quad (5.148)$$

Chiều cao toàn bộ của vách lọc (gồm lớp bã và vách ngăn) được tính theo công thức:

$$H = H_o + H(\tau) = H_o \sqrt{1 + 2k \cdot \psi \frac{\Delta p}{H_o^2} \tau} \quad (5.149)$$

với $H(\tau)$ được xác định từ phương trình (5.144).

5.7.4.2. Phương trình lọc được thiết lập từ phương trình vi phân của Carman

Xuất phát từ phương trình vi phân của Hagenpoiseur:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{F \cdot \Delta p}{\mu \left[\alpha \cdot j \frac{V}{F} + \beta \right]} \quad (5.150)$$

trong đó: α – trở lực riêng của bã tính theo đơn vị khối lượng hạt rắn, m/kg;
 j – thành phần của bã trong huyền phù, tính theo m³ nước trong;
 β – trở lực vách ngăn, 1/m.

Tích phân phương trình (5.150) với $\Delta p = \text{const}$ tính được lượng nước trong:

$$V = \frac{-\mu\beta.F + \sqrt{\mu^2\beta^2.F^2 + 2\mu.F^2\alpha.j.\Delta p.\tau}}{\mu\alpha.j} \quad (5.151)$$

Lượng hạt rắn thu được $S = j.V$, thời gian lọc được tính:

$$\tau = \frac{\mu(\alpha.j.V^2 + 2F.V.\beta)}{2F^2.\Delta p} \quad (5.152)$$

Khi vận tốc lọc không đổi $\frac{dV}{d\tau} = Q$ (khi áp suất thay đổi đến $\Delta p_{\max}$) thì

năng suất lọc có giá trị:

$$V = \left(\frac{F.\Delta p_{\max}}{\mu.Q} - \beta \right) \frac{F}{j.\alpha} \quad (5.153)$$

Thời gian lọc thu được lượng nước trong V ở $\Delta p_{\max}$, với $dV/d\tau = Q = \text{const}$:

$$\tau = \frac{V}{Q} = \left(\frac{F.\Delta p_{\max}}{\mu.Q} - \beta \right) \frac{F}{Q.\alpha.j} \quad (5.154)$$

Các thông số α , β được xác định bằng thực nghiệm.

Trong trường hợp lọc với $\Delta p = \text{const}$, thì α và β được tính như ở mục (5.7.4.1.3). Trường hợp số liệu thực nghiệm được biểu thị theo quan hệ

$\frac{\tau}{V} = f(V)$, thì phương trình (5.152) có dạng:

$$\frac{\tau}{V} = \frac{\mu.\alpha.j}{2F^2.\Delta p} V + \frac{\mu.\beta}{F.\Delta p} \quad (5.152a)$$

Phương trình có dạng đường thẳng nên α và β được tính qua hệ số góc và điểm cắt ở trục tung.

Nếu tiến hành thực nghiệm ở $dV/d\tau = Q = \text{const}$, thì phương trình (5.152) có dạng:

$$\Delta p = \frac{\mu.\alpha.j.Q}{F^2} V + \frac{\mu.Q.\beta}{F} \quad (5.154a)$$

Đường thẳng $\Delta p = f(V)$ có góc nghiêng và điểm cắt với trục tung, nên α và β được xác định.

Đối với bã chịu nén, cần thiết lập quan hệ giữa trở lực riêng của từng loại bã với Δp_0 . Dạng của phương trình thực nghiệm tính α là:

$$\alpha = f(\Delta p_0) = \alpha_0 + \alpha_1(\Delta p_0)^n \quad (5.155)$$

Nếu bỏ qua trở lực vách ngăn (đối với bã chịu nén) ta tính lượng nước lọc theo công thức:

$$V = F \sqrt{\frac{2\tau \Delta p_o}{\mu j f(\Delta p_o)}} = F \sqrt{\frac{2\tau \Delta p_o}{\mu j [\alpha_o + \alpha_1 (\Delta p_o)^n]}} \quad (5.156)$$

Trở lực riêng không những phụ thuộc vào áp suất mà còn phụ thuộc vào các thừa số khác. Các mao quản trong lớp bã dần bị bít kín trong quá trình lọc do các phần tử rắn, nên trở lực tăng, tức có quan hệ:

$$\alpha = f(V) \text{ hoặc } \beta = f(V) \quad (5.157)$$

Mặt khác vận tốc lọc phụ thuộc vào trở lực bã, nên:

$$\alpha = f\left(\frac{dV}{d\tau}\right) \quad (5.158)$$

Tuy nhiên, vì trong bã còn lưu một lượng nước trong, nên j trong phương trình (5.150) được thay bằng $\frac{j}{(1-j.\varphi)}$, với φ độ ẩm của bã (thể tích nước trong có trong 1 kg bã). Khi đó phương trình (5.150) có kết quả tích phân:

$$V = \frac{F(1-j.\varphi) \left[-\mu.\beta + \sqrt{\mu^2\beta^2 + 2\mu.\alpha.\tau.\Delta p.j/(1-j.\varphi)} \right]}{\mu.\alpha.j} \quad (5.159)$$

Ta có $V_a = \frac{V}{1-j.\varphi}$ - lượng nước chứa trong huyền phù.

$$S = V.j = \frac{V.j}{1-j.\varphi} - \text{lượng hạt rắn chứa trong huyền phù.}$$

Bỏ qua trở lực vách ngăn, phương trình (5.159) có dạng:

$$V = F \sqrt{\frac{2\tau \Delta p_o (1-j.\varphi)}{\mu.\alpha.j}} \quad (5.159a)$$

Đối với bã chịu nén thì quá trình lọc được tiến hành ở áp suất tối ưu, tức vận tốc lọc cực đại. Kết hợp phương trình (5.150) và (5.159), bỏ qua β ta có phương trình:

$$\frac{dV}{d\tau} = Q = \frac{F^2 \Delta p_o}{\mu.j.V(\alpha_o + \alpha_1 (\Delta p_o)^n)} \quad (5.160)$$

Tích phân từ 0 đến τ_1 ứng 0 đến V_1 ta có:

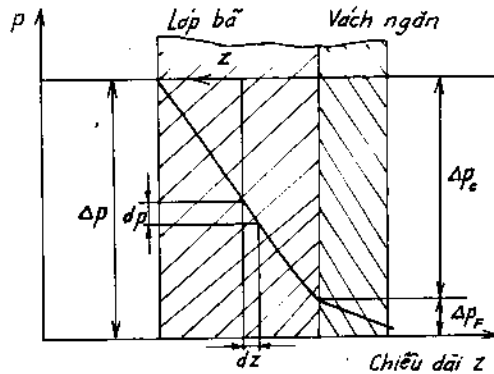
$$V_1 = \sqrt{\frac{2F^2 \tau_1 \Delta p_o}{\mu \cdot j [\alpha_o + \alpha_1 (\Delta p_o)^n]}} \quad (5.161)$$

Lấy đạo hàm phương trình (5.161) theo Δp_o . Đặt $\frac{dV}{d(\Delta p_o)} = 0$, giải ra

ta được áp suất tối ưu $\Delta p_{o,tu}$

$$\Delta p_{o,tu} = \left[\frac{\alpha_o}{\alpha_1 (n-1)} \right]^{\frac{1}{n}} \quad (5.162)$$

Theo F. A. Orlicek, chỉ có lớp bã kê vách ngăn mới có áp lực Δp_o . Lớp bã càng xa vách ngăn áp lực càng nhỏ dần và ở ngay bề mặt bã có áp lực bằng không (hình 5.66). Vì vậy, lực nén thay đổi dọc theo chiều dày bã, nên cần chú ý đến trở lực α .



Lớp bã có chiều dày dz thì phương trình lọc có dạng:

Hình 5.66. Sự phân bố áp suất và lực nén trong lớp bã

$$\frac{dp}{dz} = \frac{Q \cdot \mu \cdot \alpha}{F} \quad (5.163)$$

Trong phương trình $\alpha = f(p)$, nên có thể viết:

$$\frac{dp}{dz} = \frac{Q \cdot \mu \cdot f(p)}{F} \quad (5.164)$$

Khoảng cách z bất kỳ đến vách ngăn được tính:

$$z = j \cdot \frac{V}{F} \quad (5.165)$$

Tích phân phương trình (5.164):

$$\int \frac{dp}{f(p)} = \frac{Q \cdot \mu}{F} \int dz + \text{const.} \quad (5.166)$$

Tại $p = p_0, z = z_1 = j \cdot \frac{V_1}{F}$ ta được.

$$\frac{j V_1 Q_1 \mu}{F^2} = \int_{p_0}^{\Delta p_0} \frac{dp}{f(p)} \quad (5.167)$$

Vì quá trình lọc khi áp suất không đổi luôn ổn định ứng với mỗi V , nên tổng quát có thể viết:

$$\frac{VdV}{dt} = \frac{F^2}{\mu \cdot j} \int_0^{\Delta p_0} \frac{dp}{f(p)} \quad (5.168)$$

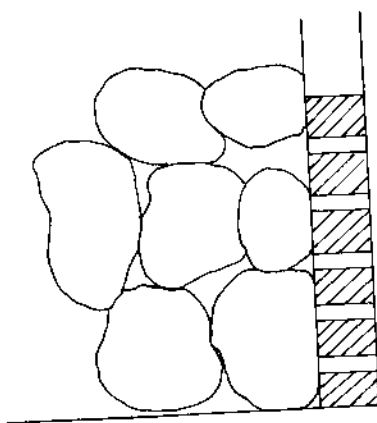
hoặc:

$$\frac{V^2}{2} = \frac{F^2 \tau}{\mu \cdot j} \int_0^{\Delta p_0} \frac{dp}{f(p)} \quad (5.169)$$

Để xác định áp suất tối ưu, lấy đạo hàm phương trình (5.169) theo Δp_0 và đặt $\frac{dV}{d(\Delta p_0)} = 0$, tức:

$$\frac{VdV}{d(\Delta p_0)} = \frac{F^2 \tau}{\mu \cdot j} \cdot \frac{1}{f(\Delta p_0)} = 0 \quad (5.170)$$

Từ phương trình (5.170) lượng nước trong tính được khi $f(\Delta p_0) \rightarrow \infty$. Điều này chứng tỏ ở giá trị tối ưu của áp suất, vận tốc lọc đạt cực đại phù hợp với kết quả thực nghiệm. Áp suất tối ưu không chỉ phụ thuộc vào lớp bã hoặc ít nhất cũng không chỉ có phụ thuộc riêng vào lớp bã, mà còn nhiều yếu tố khác. Phỏng đoán có thể do vách ngăn bị các hạt rắn bít kín hơn khi áp suất tăng (hình 5.67).



Hình 5.67. Sự phân bố bề mặt lọc qua sắp xếp của hạt rắn

5.7.4.3. Phương trình lọc chung

Xuất phát từ phương trình tính thời gian lọc của Darcy (5.134):

$$\tau = \frac{C_v (V^2 + 2V \cdot V_{td})}{F^2 \Delta p} \quad (5.134)$$

biến đổi được phương trình dạng:

$$V^2 + 2V_{td}V = \frac{F^2 \Delta p}{C_v} \tau \quad (5.134a)$$

hoặc:

$$\frac{V^2}{F^2} + \frac{2V_{td}V}{F^2} = \frac{\Delta p}{C_v} \tau \quad (5.134b)$$

Nếu xuất phát từ phương trình tính thể tích nước trong (5.148):

$$V = \frac{F \cdot H_o}{\psi} \left(\sqrt{1 + 2k \cdot \psi \frac{\Delta p}{H_o^2} \tau} - 1 \right) \quad (5.148)$$

biến đổi cũng được:

$$\frac{V^2 \psi^2}{F^2 H_o^2} + \frac{2V \cdot \psi}{F H_o} = 2k \cdot \psi \frac{\Delta p}{H_o^2} \tau \quad (5.148a)$$

hoặc:

$$\frac{V^2}{F^2} + \frac{2V \cdot H_o}{F \cdot \psi} = 2k \cdot \frac{\Delta p}{\psi} \tau \quad (5.148b)$$

Mặt khác từ phương trình vi phân của Carmann (5.150):

$$dV \left(\frac{\alpha \cdot j \cdot V}{F} + \beta \right) = \frac{F \cdot \Delta p}{\mu} d\tau \quad (5.150)$$

lấy tích phân và biến đổi ta cũng được:

$$\frac{V^2}{F^2} + \frac{2\beta V}{2j \cdot F} = \frac{2\Delta p}{\alpha \cdot j \cdot \mu} \tau \quad (5.150a)$$

Đặt $V_F = \frac{V}{F}$, từ phương trình (5.134b), (5.148b) và (5.150a) ta đều có

phương trình dạng chung:

$$V_F^2 + 2V_F C = K \cdot \tau \quad (5.171)$$

trong đó: $C \text{ (m}^3/\text{m}^2\text{)}$ – đặc trưng trở lực thủy lực của vách ngăn, được tính:

Từ phương trình (5.134b): $C = \frac{V_{td}}{F}$.

Từ phương trình (5.148b): $C = \frac{H_o}{\psi}$.

Từ phương trình (5.150a): $C = \frac{\beta}{\alpha.j}$

K [m^2/s] – đặc trưng tính chất của bã, được tính:

Từ phương trình (5.134b): $K = \frac{\Delta p}{C_v}$

Từ phương trình (5.148b): $K = 2k \frac{\Delta p}{\psi}$

Từ phương trình (5.150a): $K = \frac{2\Delta p}{\alpha.j.\mu}$

Trong thực tế các hằng số C và K đều được xác định qua thực nghiệm, trong điều kiện $\Delta p = \text{const}$. Trong trường hợp bã ướt, tức không tách triệt để nước khỏi bã thì bã còn có độ ẩm ϕ . Khi đó giá trị của C và K được hiệu chỉnh qua công thức:

$$C = \frac{\beta(1 - j.\phi)}{\alpha.j} \quad \text{và} \quad K = \frac{2\Delta p(1 - j.\phi)}{\mu.\alpha.j} \quad (5.172)$$

5.7.5. Tính toán năng suất lọc

5.7.5.1. Điều kiện tối ưu của lọc gián đoạn

Lọc gián đoạn bao gồm các giai đoạn: lọc, rửa bã, sấy bã, tháo bã, làm sạch và thay vải lọc. Thiết bị lọc gián đoạn làm việc theo chu kỳ nên có thời gian chết. Vì vậy cần nghiên cứu để giảm tối đa thời gian chết trong quá trình lọc. Tức các giai đoạn mở, đóng và làm sạch phải ngắn nhất, tạo được lớp bã dày nhất. Tuy nhiên, lớp bã càng dày thì trở lực càng lớn và năng suất lọc giảm. Để nghiên cứu vấn đề này cần dựa vào phương trình lọc.

5.7.5.1.1. Lọc với áp suất không đổi

Xuất phát từ phương trình quan hệ giữa thời gian và năng suất lọc (5.152):

$$\tau = \frac{\mu[j.\alpha.V^2 + 2F.\beta.V]}{2F^2\Delta p} \quad (5.152)$$

Đặt: $V_a = n.V$ (5.173)

$$n = \frac{\tau_a}{\tau + \tau_1} \quad (5.174)$$

vào phương trình (5.152) ta có:

$$\frac{V_a}{\tau_a} = \frac{n.V}{n(\tau + \tau_l)} = \frac{2F.\Delta p.V}{(\mu.\alpha.j.V^2 + 2F^2.\Delta p.\tau_l + 2\mu.\beta.V.F)} \quad (5.175)$$

trong đó: V_a – lượng nước trong thu được trong thời gian τ_a (ví dụ, một ngày);

n – số chu kỳ lọc trong một ngày (thời gian τ_a);

τ – thời gian lọc của một chu kỳ;

V – lượng nước trong thu được trong một chu kỳ lọc, ứng thời gian τ ;

τ_l – thời gian mở máy, làm sạch và đóng máy.

Lấy đạo hàm phương trình (5.175) đặt bằng không, ta có:

$$\frac{d\left(\frac{V_a}{\tau_a}\right)}{dV} = \frac{2F^2.\Delta p.(2F^2.\Delta p.\tau_l - \mu.\alpha.j.V^2)}{(\mu.\alpha.j.V^2 + 2F^2.\Delta p.\tau_a + 2\mu.\beta.V.F)^2} = 0 \quad (5.176)$$

Vì $2F^2.\Delta p \neq 0$, nên rút ra:

$$2F^2.\Delta p.\tau_l - \mu.\alpha.j.V^2 = 0$$

$$V = \sqrt{\frac{2F^2.\Delta p.\tau_l}{\mu.\alpha.j}} \quad (5.177)$$

V đạt cực đại, vì đạo hàm bậc hai của phương trình (5.177) có nghiệm âm. Kết hợp phương trình (5.177) và (5.152) tính được thời gian lọc thích hợp:

$$\tau = \tau_l + \beta \sqrt{\frac{2\tau_l}{\mu.\alpha.j.\Delta p}} \quad (5.178)$$

Nếu bỏ qua trở lực vách ngăn, $\beta = 0$, thì $\tau = \tau_l$.

Như vậy, để đạt năng suất lớn nhất trong máy lọc gián đoạn thì thời gian mở máy, làm sạch và đóng máy trong quá trình lọc không được lớn hơn thời gian lọc.

5.7.5.1.2. Lọc với năng suất không đổi

Quá trình lọc với lưu lượng không đổi tiến hành khi tăng áp suất và thể hiện qua phương trình (5.150). Lượng nước trong thu được trong thời gian lọc τ đến giá trị $\Delta p_{\max}$ là:

$$V = \frac{F^2.\Delta p_{\max} - \beta.F.Q}{\mu.\alpha.j.Q} \quad (5.179)$$

Vì $V = Q \cdot \tau$, nên từ phương trình (5.173) và (5.174) ta có:

$$\frac{V_a}{\tau_a} = \frac{V}{\left(\frac{V}{Q}\right) + \tau_t} \quad (5.180)$$

Thay V ở phương trình (5.179) vào (5.180) ta được:

$$\frac{V_a}{\tau_a} = \frac{F^2 \Delta p_{\max} Q - \beta \cdot F \cdot Q^2}{F^2 \Delta p_{\max} - \beta \cdot F \cdot Q + \tau_t \mu \cdot \alpha \cdot j \cdot Q^2} \quad (5.181)$$

Cho đạo hàm phương trình (5.181) theo Q bằng không, giải nghiệm được:

$$Q = \frac{F \cdot \Delta p_{\max}}{\beta \pm \sqrt{\tau_t \mu \cdot \alpha \cdot j \cdot \Delta p_{\max}}} \quad (5.182)$$

Kết hợp phương trình (5.182) và (5.179) tính được lượng nước trong lớn nhất:

$$V = \sqrt{\frac{F^2 \tau_t \Delta p_{\max}}{\mu \cdot \alpha \cdot j}} \quad (5.183)$$

Vậy thời gian lọc thích hợp được tính từ phương trình (5.183) và (5.182):

$$\tau = \tau_t + \beta \sqrt{\frac{\tau_t}{\mu \cdot \alpha \cdot j \cdot \Delta p_{\max}}} \quad (5.184)$$

Nếu bỏ qua trở lực vách ngăn ($\beta = 0$) thì $\tau = \tau_t$. Điều đó có nghĩa với lọc gián đoạn ở điều kiện áp suất không đổi hoặc năng suất không đổi, thời gian chết τ_t không được vượt quá thời gian lọc τ . Vì vậy, cần thiết bị lọc có cấu tạo hợp lý để khả năng thu bã nhanh nhất. Do đó thời gian của một chu kỳ lọc tăng so với thời gian thích hợp (được tính theo phương trình (5.178) và (5.184) sẽ làm giảm năng suất lọc.

5.7.5.2. Năng suất lọc tính theo điều kiện làm việc

Việc tính toán quá trình lọc theo điều kiện áp suất hoặc năng suất không đổi chỉ đúng cho lý thuyết, vì trong thực tế những trường hợp trên khó xảy ra. Do đó năng suất lọc cũng được tính theo điều kiện làm việc cụ thể bằng thực nghiệm. Dựa vào lý thuyết nhiều tài liệu chuyên môn đã đưa ra các đồ thị hoặc bảng tra quan hệ phụ thuộc giữa thời gian với trở lực lọc và năng suất lọc.

Quan hệ phụ thuộc giữa áp suất và năng suất dễ dàng xác định bằng cách đo áp suất và thể tích của bể lọc.

Theo Tillier:

$$V = \frac{g(1-j.m)}{\mu.j.\rho.Q} \int_0^{p-p_i} \frac{dp_s}{\alpha.p} \quad (5.185)$$

trong đó: m - tỷ số giữa khối lượng bã ướt và bã khô;

p - áp suất làm việc;

p_i - áp suất ở bề mặt phân giới giữa bã và vách ngăn;

p_s - áp lực của lớp bã;

g - gia tốc trọng trường;

$$\alpha = \int_0^{\Delta p_0} \frac{dp_s}{\alpha.p} - \text{trở lực riêng trung bình của lớp bã.}$$

Các thông số g , m , j , μ và ρ có thể xác định được, nên được coi là các đại lượng không ảnh hưởng đến quá trình lọc.

Vì $Q = \frac{dV}{d\tau}$ nên phương trình (5.185) được viết:

$$V \frac{dV}{d\tau} = \frac{g(1-j.m)}{\mu.j.\rho} \int_0^{\Delta p_0} \frac{dp_s}{\alpha.p} \quad (5.185a)$$

Nếu biết quan hệ giữa V và τ , phương trình (5.185a) giải được. Khi đó quan hệ $V = f(\tau)$ có dạng parabol nếu quá trình lọc với áp suất không đổi và có dạng đường thẳng nếu năng suất lọc không đổi.

Phương trình (5.185a) có thể viết:

$$\int_0^{\Delta p_0} \frac{dp_s}{\alpha.p} = V \frac{dV}{d\tau} \frac{\mu.j.\rho}{g(1-m.j)} \quad (5.186)$$

Phân tích các đường cong lọc theo từng áp suất và năng suất sẽ nhận được một lớp đường cong. Để đường quan hệ có dạng đường thẳng thường được biểu thị theo tọa độ logarit. Dạng đường thẳng:

$$V + C = K\tau^a \quad (5.187)$$

với K và C - các hằng số;

a - đặc trưng độ dốc của đường $(V + C) = f(\tau)$ trong tọa độ logarit.

Theo David hằng số C được tính:

$$C = - \frac{V_1 V_2 - V_3^2}{V_1 + V_2 - 2V_3} \quad (5.188)$$

trong đó: V_1, V_2 – thể tích ở giai đoạn đầu và cuối của quá trình;

V_3 – thể tích trung bình tương ứng $\tau_3 = \sqrt{\tau_1 \tau_2}$;

τ_1, τ_2 – thời gian ứng với V_1 và V_2 .

Đạo hàm theo τ phương trình (5.187) cho ta:

$$\frac{dV}{d\tau} = aK \tau^{a-1} \quad (5.189)$$

Kết hợp phương trình (5.187) và (5.189) được:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{a(V + C)}{\tau} \quad (5.190)$$

Quan hệ (5.190) chỉ thuần túy toán học, vì khi $\tau = 0$ cho ta giá trị không xác định (lớn vô cùng) của năng suất, vì tại thời điểm này chưa hình thành lớp bã, nên trở lực chưa có. Nói chung các hằng số được xác định bằng cách quan sát quá trình lọc ngay ở thời điểm xuất phát.

Cách tiến hành dựa vào quan hệ $V = f(\tau)$ hoặc $p = f(\tau)$ từ những số liệu đo theo Tiller. Kết quả thu được hoàn toàn thỏa mãn với cơ sở lý thuyết theo phương trình (5.185).

Ví dụ:

Bảng 5.5. Giá trị thực nghiệm của Tiller

$V, \text{l/m}^2$	407	814	1221	1628	2035	2442	2849
τ, ph	19,2	41,6	69,0	103,0	145,0	195,0	253,0
p_{av}, at	0,721	1,505	2,170	2,45	2,625	2,758	2,821

Biểu diễn trên tọa độ logarit $\lg V = f(\lg \tau)$ sẽ xác định được hằng số C từ phương trình (5.188) và (5.189): $C = 407 \text{ l/m}^2$. Hàm $\lg(V + C) = f(\lg \tau)$ cho ta đường thẳng có góc nghiêng ứng $a = 0,536$.

Từ phương trình (5.190), đại lượng $dV/d\tau$ tính được theo các giá trị đã biết C, V, a và τ , như bảng 5.6.

Bảng 5.6. Giá trị tính

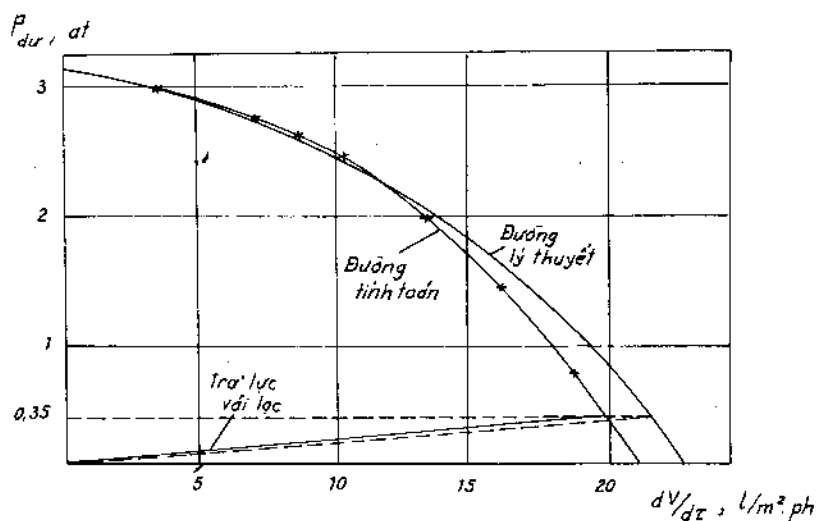
$V + C, l/m^2$	τ, ph	$a(V + C), l/m^2$	$\frac{dV}{d\tau} = \frac{a(V + C)}{\tau}, l/m^2.ph$	$p_{dư} at$
814	19,2	436	22,75	0,721
1220	41,6	655	15,74	1,505
1628	69,0	872	12,65	2,170
2035	103,0	1090	10,59	2,450
2442	145,0	1320	9,11	2,625
2849	195,0	1529	7,84	2,758
3256	253,0	1746	6,90	2,821

Hoặc dựa vào phương trình (5.185) tính được lượng nước trong (bảng 5.7).

Bảng 5.7. Quan hệ thể tích nước trong và áp suất tính theo phương trình (5.185)

$V, l/m^2.phút$	0	4,07	8,14	12,21	16,28	20,85	23,20
$p_{dư} at$	3,045	2,982	2,688	2,261	1,687	0,721	0

Đồ thị trên hình 5.68 biểu thị quan hệ theo bảng 5.6.



Hình 5.68. So sánh đường cong lọc lý thuyết và đường cong tính toán và hàm quan hệ của trở lực vải lọc (vách ngăn)

Ở bảng 5.5, quan hệ $p = f(\tau)$ tại $\tau = 0$ có áp suất dư 0,35. Như vậy đường biểu diễn trở lực vách ngăn xuất phát từ $p = 0,35$ at (dư). Từ đường thẳng quan hệ $p - V$ đã tính được, ta xác định được áp suất p_i ở bề mặt giới hạn giữa bã và vách ngăn và áp lực của bã $p - p_i = \Delta p_o$. Từ các thông số đã biết g, μ, m, j và ρ , giá trị tích phân của phương trình (5.186) được tính.

Phương pháp đã nêu giúp cho việc tính năng suất lọc, dầu có sự thay đổi của huyền phù, vách lọc hoặc áp suất làm việc.

5.7.6. Năng suất lọc trung bình theo mô hình bã lọc

Theo nhiều tác giả thì phương trình lọc được thiết lập qua trở lực riêng của bã không phù hợp cho mô hình nghiên cứu quá trình lọc, vì mọi đại lượng để xác định cấu trúc bã đều được tập hợp trong trở lực riêng của bã, nhưng những đại lượng cấu trúc riêng thì thay đổi do phụ thuộc vào điều kiện lọc theo những cách thức rất khác nhau. Kafarov và Malinowskaja có đưa ra một phương pháp để tính năng suất lọc trung bình trên cơ sở đo khả năng thẩm thấu của nước lọc trước khi hình thành lớp bã.

Quá trình thẩm thấu không tính đến trở lực vách ngăn có thể được biểu thị qua phương trình:

$$\Delta p = \lambda \frac{w_o^2 H \cdot \rho}{2d_h} \quad (5.191)$$

trong đó: Δp – hiệu số áp suất của lớp bã;

λ – hệ số ma sát ở mao quản trong lớp bã,

w_o – vận tốc dòng đi trong mao quản;

H – bề dày lớp bã;

d_h – đường kính thủy lực.

Dựa vào chuẩn số Reynolds (Re) hệ số ma sát được tính:

$$\lambda = \frac{C}{Re} + C_1 \approx \frac{C}{Re} \quad (\text{nếu } C_1 \ll \frac{C}{Re}) \quad (5.192)$$

$$Re = \frac{w_o d_h \rho}{\mu} \quad (5.193)$$

w_o được xác định từ quan hệ $w = V/F$. τ là vận tốc dòng chảy qua.

Không gian V có tiết diện F , nếu F_o là tiết diện tự do của lớp bã, thì:

$$w_o F_o = w \cdot F \quad (\text{theo phương trình lưu lượng}),$$

$$\text{ngoài ra } F_o = \varepsilon \cdot F, \text{ nên } w_o = \frac{w}{\varepsilon}.$$

Đường kính thủy lực d_h tính theo công thức:

$$d_h = \frac{4 F_o}{u} \quad (5.194)$$

Gọi S là bề mặt riêng của hạt rắn và $u = F.S (1 - \epsilon)$ là chu vi thấm ướt của hạt, ta có:

$$d_h = \frac{4F}{F.S(1 - \epsilon)} = \frac{4\epsilon}{S(1 - \epsilon)} \quad (5.195)$$

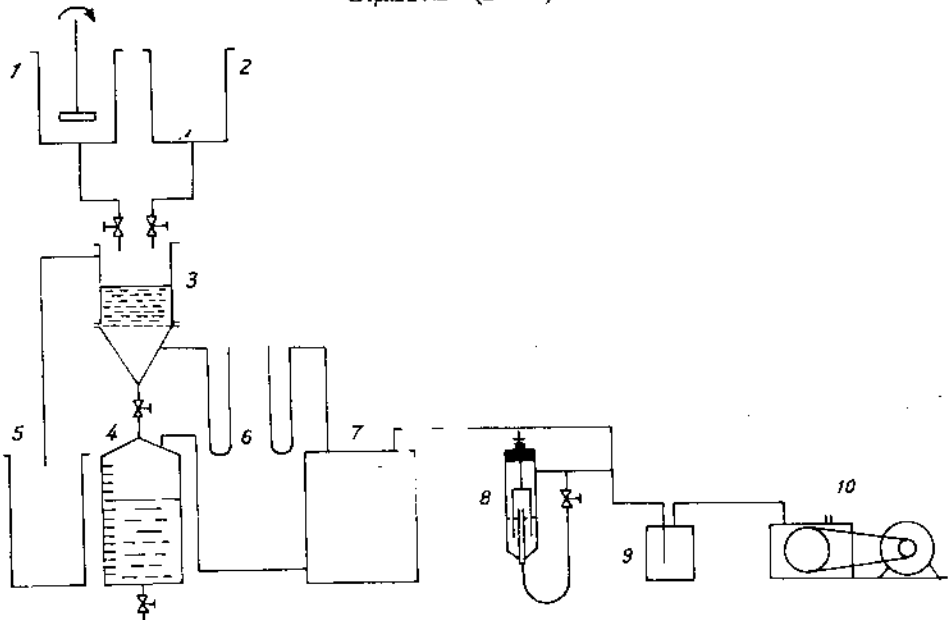
Công thức tính hệ số ma sát và Reynolds:

$$\lambda = \frac{8 \Delta p \cdot \epsilon^3}{\rho \cdot H \cdot w^2 S (1 - \epsilon)} \quad (5.196)$$

$$Re = \frac{4 w \cdot \rho}{\mu \cdot H \cdot S (1 - \epsilon)} \quad (5.197)$$

Kết hợp công thức (5.196), (5.197) và (5.192), ta có công thức tính vận tốc dòng chảy qua lớp bã:

$$w = \frac{32 \Delta p \cdot \epsilon^3}{C \cdot \mu \cdot H \cdot S^2 (1 - \epsilon)} \quad (5.198)$$



Hình 5.69. Sơ đồ thí nghiệm:

- 1- bể chứa huyền phù; 2- bể chứa nước trong; 3- bể lọc; 4- bình lượng đo lượng nước lọc;
5- bình chứa huyền phù chảy tràn; 6- áp kế chữ U; 7- bình chân không;
8- bình điều áp; 9- bình tách bột; 10- bơm chân không

Với lớp bã không chịu nén thì quan hệ $\lambda = f(Re)$ thỏa mãn, vì ε và S không thay đổi do $\Delta p = \text{const}$. Trường hợp lớp bã chịu nén thì quan hệ $\lambda = f(Re)$ phụ thuộc vào Δp , nên khi tính toán thay ε và S bằng $\varepsilon_{\Delta p}$ và $S_{\Delta p}$. Có nghĩa, $\varepsilon = f(\Delta p)$, $S = f(\Delta p)$ và $C = \lambda Re$ được xác định bằng thực nghiệm (hình 5.69). Trong sơ đồ ở hình (5.69), thiết bị lọc là phễu 3 có van ở đáy. Trước tiên huyền phù được lọc ở một áp suất không đổi Δp sẽ tạo ra lớp bã có bề dày xác định. Sau đó cho dòng huyền phù liên tục vào, nước trong đi qua lớp bã với cùng hiệu số áp suất.

Tiến hành thí nghiệm đo các đại lượng: Δp , H , τ , V và F . Khi kết thúc thí nghiệm, bã được đem sấy khô và cân khối lượng bã khô M_p , tiếp theo xác định khối lượng riêng của bã, lượng nước trong và độ nhớt nước trong.

5.7.6.1. Xác định độ xốp và bề mặt riêng của hạt rắn

Độ xốp của lớp bã được định nghĩa qua công thức:

$$\varepsilon = \frac{V_k - V_p'}{V_k} = \frac{\rho_p - \rho_k}{\rho_p} \quad (5.199)$$

trong đó: V_k – thể tích của lớp bã;

V_p – thể tích của hạt rắn trong lớp bã;

$\rho_k = \frac{M_p}{V_k}$ – khối lượng riêng của bã;

$\rho_p = \frac{M_p}{V_p}$ – khối lượng riêng của hạt rắn (bã khô).

ρ_p chỉ phụ thuộc vào loại hạt rắn (loại bã). Vì $\rho_k = \frac{M_p}{FH}$ phụ thuộc vào tính chất chịu nén của bã, nên phụ thuộc vào Δp . Do đó độ xốp ε cũng phụ thuộc vào Δp theo công thức:

$$\varepsilon = K \cdot \Delta p^{-n} \quad (5.199a)$$

Nếu biểu diễn quan hệ (5.199a) trên tọa độ logarit ta được đường thẳng:

$$\lg \varepsilon = -n \Delta p + \lg K \quad (5.199b)$$

với n – hệ số nén của bã;

K – hằng số đặc trưng từng loại bã.

Bề mặt riêng của bã phụ thuộc vào điều kiện lọc, được xác định dựa vào phương trình của Kozeny – Carman:

$$S = \sqrt{\frac{\Delta p \cdot \varepsilon^3}{3w \cdot \mu \cdot H (1 - \varepsilon)^2}} \quad (5.200)$$

Giá trị của S có liên quan đến cấu trúc lớp bã và khả năng thẩm thấu của nước trong qua nó. Nếu ρ_{ko} ứng với áp suất Δp_o và ρ_k ứng với Δp thì trong giới hạn của áp suất $\Delta p \leq 650 \text{ mmHg}$ ta tính được S theo công thức:

$$S = \frac{S_o \cdot \rho_k}{\rho_{ko}} = \frac{S_o \cdot \rho_p (1 - \varepsilon)}{\rho_{ko}} \quad (5.200a)$$

Nếu bề mặt riêng S_o ứng Δp_{ko} đã biết, ta có thể xác định bề mặt riêng của hạt rắn theo độ xốp của lớp bã.

5.7.6.2. Xác định hàm $\lambda = f(Re)$

Kafarov – Malinovskaja đã tiến hành thí nghiệm trên sơ đồ như ở hình 3.16 với 21 loại bã có khả năng chịu nén và không chịu nén và lập được quan hệ $\lambda = f(Re)$ có dạng:

$$\lambda = \frac{60}{Re} \quad (5.201)$$

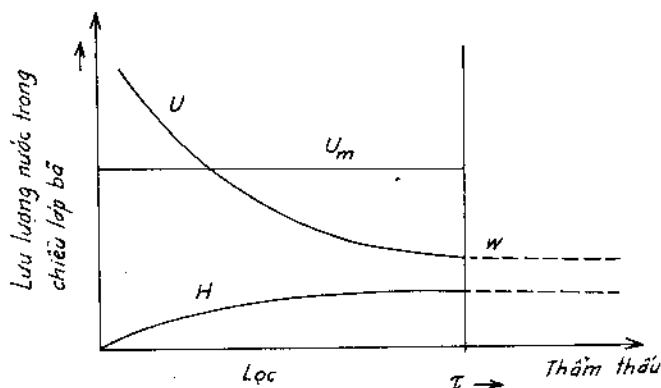
trong giới hạn $10^{-6} < Re \leq 1$ và đưa ra kết luận, phương trình (5.201) thỏa mãn cho quá trình thẩm thấu của nước trong qua lớp bã khó lọc.

Nếu hằng số $C = 160$ và S tính theo phương trình (5.200a) và (5.198), thì vận tốc lọc được tính theo công thức:

$$w = \frac{\Delta p_o \cdot \varepsilon^3 \cdot \rho_{ko}}{5 \mu \cdot H \cdot S_o^2 \cdot \rho_p^2 (1 - \varepsilon)^4} \quad (5.198a)$$

5.7.6.3. Xác định lượng nước trong

Cần xác định năng suất lọc trung bình trong quá trình hình thành lớp bã đến bề dày H , vì vận tốc lọc thực tế thay đổi liên tục theo thời gian lọc. Gọi $U = dV/F \cdot dt$ là lưu lượng nước trong và $U_m = V/F \cdot \tau$ là lưu lượng trung bình, thì quan hệ giữa lưu lượng và chiều dày lớp bã với thời gian có dạng như ở hình 5.70.



Hình 5.70. Quan hệ giữa lưu lượng và chiều dày với thời gian

Lưu lượng trung bình được tính theo vận tốc thấm thấu w , nếu các giá trị của S và ε (theo mô hình bã) bằng giá trị thực của nó ở điều kiện lọc như nhau. Các phương trình lọc đã được thiết lập đều bỏ qua trở lực vách ngăn, phương trình lưu lượng:

$$U = \frac{dV}{F \cdot d\tau} = \frac{\Delta p}{\mu \cdot \alpha' H} \quad (5.202)$$

với α' – trở lực riêng của bã (đặc trưng cấu trúc bã).

Từ phương trình (5.198a) và (5.202) nhận được:

$$\alpha = \frac{5 S_o^2 \rho_p^2 (1 - \varepsilon)^4}{\rho_k^2 \varepsilon^3} \quad (5.203)$$

Trong phương trình (5.202), H phụ thuộc V , nên hàm $H = f(V)$ cần được biết.

Gọi $\frac{V_p}{V} = x$ là nồng độ huyền phù, thì:

$$V_p = x \cdot V \quad (5.204)$$

Từ quan hệ giữa thể tích hạt rắn và bã:

$$V_p = V_k \frac{\rho_k}{\rho_p} = H \cdot F \frac{\rho_k}{\rho_p}$$

Kết hợp với phương trình (5.203) tính được chiều dày lớp bã:

$$H = \frac{V \cdot x \cdot \rho_p}{F \cdot \rho_k} \quad (5.205)$$

Thay H vào phương trình (5.202) ta được:

$$U = \frac{dV}{F.d\tau} = \frac{\Delta p.F.\rho_k}{\mu.\alpha'.V.x.\rho_p} \quad (5.206)$$

Tích phân phương trình (5.206) ở $\Delta p = \text{const}$, tại $\tau = 0$, $V = 0$ và τ , V được:

$$\frac{V^2}{2} = \frac{\Delta p.F^2.\rho_k}{\mu.\alpha'.x.\rho_p} \tau \quad (5.207)$$

Mặt khác từ phương trình (5.205) có:

$$\frac{H}{V} = \frac{x.\rho_p}{F.\rho_k} \quad (5.208)$$

nên:

$$\frac{V^2}{2} = \frac{\Delta p.F.\tau.V}{\mu.\alpha'.H} \quad (5.207a)$$

hoặc:

$$\frac{V}{F\tau} = \frac{2\Delta p}{\mu.\alpha'.H} = U_m \quad (5.209)$$

Kết hợp phương trình (5.198) và (5.203) có công thức tính w :

$$w = \frac{\Delta p}{\mu.\alpha'.H} \quad (5.210)$$

So sánh phương trình (5.209) và (5.210) nhận được:

$$U_m = 2w \quad (5.211)$$

Năng suất lọc trung bình được tính theo công thức:

$$U_m = \frac{\Delta p.\varepsilon^3.\rho_{ko}^2}{2,5\mu.H.S^2(1-\varepsilon)^4.\rho_p^2} \quad (5.212)$$

Qua nghiên cứu mô hình bã cho từng loại huyền phù, ta có các kết luận sau đây:

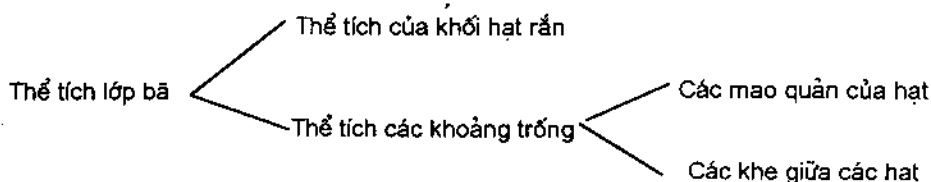
- 1) Một lớp bã có chiều dày xác định được tạo thành qua lọc ở áp suất không đổi trong phòng thí nghiệm với trở lực vách ngăn nhỏ nhất, cho phép xác định bề mặt riêng của hạt rắn và khối lượng riêng lớp bã ρ_{ko} theo phương pháp thẩm thấu nước trong từ phương trình (5.200).

- 2) Có thể đo độ xốp bã theo phương trình (5.199a) ở những hiệu số áp suất khác nhau, bằng cách xây dựng đồ thị trên tọa độ logarit của hàm $\varepsilon^3/(1 - \varepsilon)^4 = f(\Delta p)$ ứng mỗi hiệu số áp suất có một lớp bã mới hình thành.
- 3) Thừa số $\varepsilon^3/(1 - \varepsilon)^4$ của hàm $\varepsilon^3/(1 - \varepsilon)^4 = f(\Delta p)$ nhận được ở hiệu số áp suất dùng để tính lưu lượng nước trong.
- 4) Năng suất lọc trung bình được tính theo phương trình (5.212).

5.7.7. Xác định lượng nước còn lại trong bã

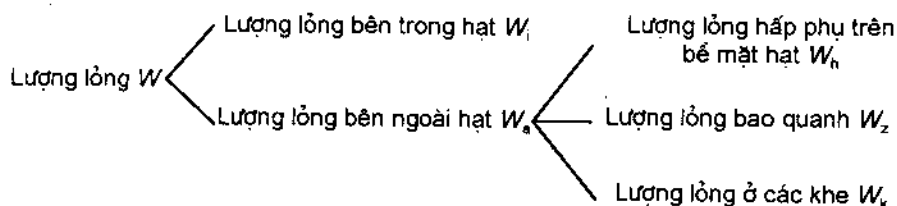
5.7.7.1. Sự phân bố ẩm đọng lại trong lớp bã

Thể tích lớp bã bằng tổng thể tích của hạt rắn và thể tích rỗng là phần thể tích mao quản và các khe giữa các hạt, cụ thể như ở hình 5.71.



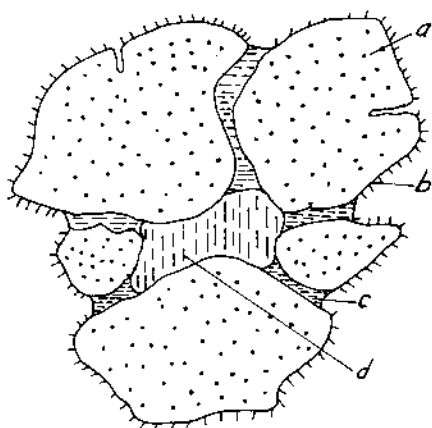
Hình 5.71. Sơ đồ phân bố thể tích trong lớp bã

Phần lỏng (ẩm) được giữ lại trong lớp bã sau khi lọc gồm lượng lỏng W_i bên trong các mao quản của hạt rắn mà không tách được, và lượng lỏng W_a bên ngoài hạt thì có W_h là lượng lỏng chỉ bám trên bề mặt ngoài của hạt nhờ khả năng hấp phụ, lượng lỏng W_z chỉ tiếp xúc xung quanh và lượng lỏng W_k chứa ở các khe như sơ đồ ở hình 5.72.



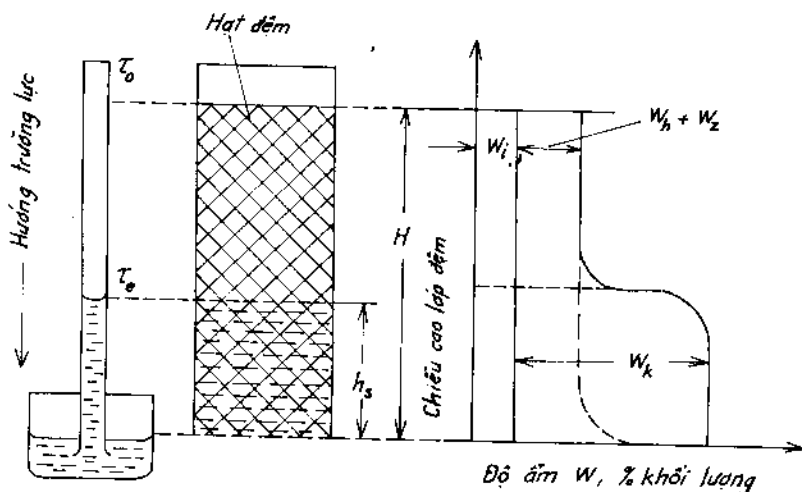
Hình 5.72. Sơ đồ phân bố ẩm trong lớp hạt (bã)

Theo phương pháp tách cơ học (lọc), lượng ẩm còn lại trong bã phụ thuộc vào loại vật liệu, kích thước hạt và phân bố kích thước hạt, dạng ẩm (nước), cường độ tác dụng của lực và thời gian tách lỏng. Thành phần ẩm phân bố trong lớp bã được thể hiện ở hình 5.73.



Hình 5.73. Sơ đồ phân bố ẩm trong bã:
a- ẩm bên trong hạt; b- ẩm hấp phụ trên bề mặt hạt; c- ẩm bao quanh chỗ tiếp xúc; d- ẩm ở các khe hở

Dưới tác dụng của trường lực cơ học (như áp lực, chân không hoặc trọng lực, lực ly tâm) chất lỏng còn lại trong bã có phân bố như trên hình 5.74.

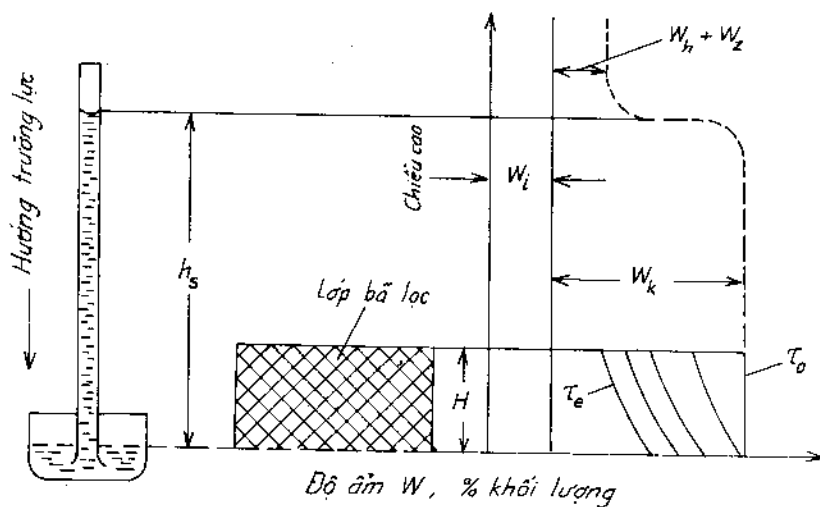


Hình 5.74. Phân bố ẩm khi tách trong trường gia tốc

Khi bắt đầu quá trình nén bã ở $\tau = \tau_0$, chất lỏng sẽ choán đầy các phần thể tích rỗng giữa các hạt, đến khi $\tau = \tau_e$ thì lỏng được tách ra do tác dụng của nội lực khi đạt cân bằng giữa lực cơ học và lực liên kết ẩm. Phần trên của lớp bã lỏng ở dạng bám dính, còn phần dưới ứng chiều cao mao quản lớp bã lỏng choán đầy các khe (mao quản). Lượng lỏng trung bình trong lớp bã được tính theo công thức:

$$W_m = W_i + \left(\frac{H - h_s}{H} \right) (W_h + W_z) + \frac{h_s}{H} W_k \text{ (phần khối lượng)} \quad (5.213)$$

Trong thực tế vì khe (mao quản) có dạng ngoằn ngoèo, nên chiều cao lớp bã H thường nhỏ hơn độ dài h_s của các mao quản. Vì vậy, lỏng chỉ tách được khi có áp lực lớn (như áp lực của khí) tác dụng vào mao quản. Trong trường hợp này chất lỏng ở các khe (mao quản bã) tăng thêm (hình 5.75).



Hình 5.75. Phân bố ẩm từ thời gian τ_0 đến τ , trong lớp bã

Phương trình (5.213) cũng dùng được để tính toán quá trình lọc cho trường hợp thực tế này.

5.7.7.2. Chiều cao mao quản trong lớp hạt

Chiều cao chất lỏng dâng lên trong ống mao quản có bán kính r được tính theo công thức Laplace:

$$h_s = \frac{2\sigma_1 \cos \varphi}{z \cdot r \cdot \rho \cdot g} \quad (5.214)$$

trong đó: σ_1 – lực căng bề mặt, dyn/cm;

φ – góc biên;

ρ – khối lượng riêng chất lỏng;

z – chỉ số gia tốc (trường trái đất $z = 1$).

Để đơn giản trong tính toán thường coi chiều dài mao quản của bã khô và chiều cao của ống thẳng đứng bằng chiều cao lớp bã. Vì bã là tập

hợp của những hạt rắn, nên tạo ra những mao quản có hướng và tiết diện thay đổi, có hình dạng không theo một cơ chế hình học nào. Do đó chọn một mô hình của hệ mao quản là tập hợp của nhiều ống nhỏ, có bán kính là bán kính trung bình của chúng, và giống một hệ tồn tại trong tự nhiên. Bán kính mao quản được tính dựa vào thể tích riêng của khe rỗng giữa các hạt rắn. Nếu gọi V_z là thể tích của các khe rỗng (mm^3/g), n_k là số lượng hạt, V_{vol} là thể tích trung bình và n_{vol} là số lượng hạt ứng với V_{vol} , thì:

$$V_z = n_{\text{vol}} \cdot V_{\text{vol}} \quad (5.215)$$

V_z được xác định từ lượng lỏng chứa trong bã, bằng hiệu số giữa khối lượng bã ướt và khối lượng bã khô (tức lượng bã trước và sau khi sấy). Vì vậy, V_z phụ thuộc vào trạng thái bã và áp suất nén. Vì thể tích bị giới hạn bởi một lượng bã (hạt rắn) nhất định, nên n_{vol} phụ thuộc vào n_k , tức $n_{\text{vol}} = f(n_k)$. Lượng hạt trong bã được xác định:

$$n_k = K \frac{O_k}{d_m^2} \text{ (lượng/gam)} \quad (5.216)$$

trong đó d_m - đường kính trung bình của hạt, được xác định từ công thức:

$$V_{\text{vol}} = V_z \cdot K' \frac{d_m^2}{O_k} \quad (5.217)$$

K và K' - các hằng số;

O_k - bề mặt của hạt.

Bán kính trung bình của mao quản được biểu thị qua thể tích:

$$r = \text{const.} \cdot f\left(\frac{V_z d_m^2}{O_k}\right) \quad (5.218)$$

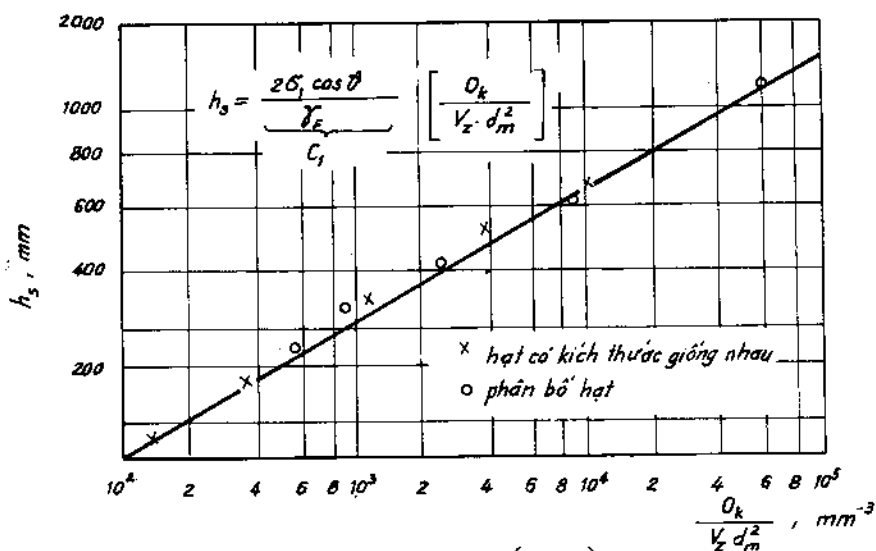
chiều cao mao quản sẽ là:

$$h_s = \text{const.} \cdot \frac{2\sigma_1 \cos \varphi}{\rho \cdot g \cdot z} \cdot f\left(\frac{O_k}{V_z d_m^2}\right) \quad (5.219)$$

Phương trình (5.219) được xác định qua thực nghiệm.

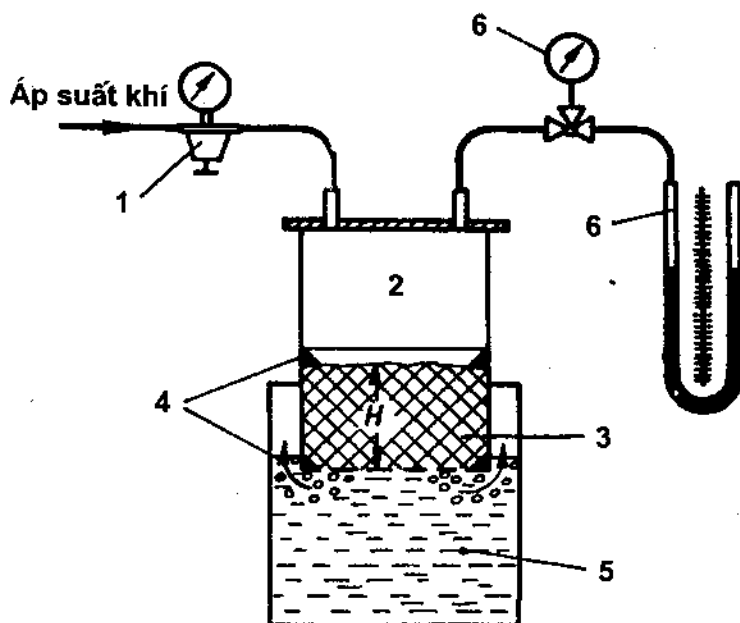
Hàm $h_s = f\left(\frac{O_k}{V_z d_m^2}\right)$ biểu thị trên tọa độ logarit là một đường thẳng

(hình 5.76). Sai số thực nghiệm nhỏ hơn 10%, gồm ngoài quan hệ bề mặt, còn do ảnh hưởng của hình dạng hạt và sai lệch của hệ đơn vị đo.



Hình 5.76. Quan hệ $h_s = f\left(\frac{Q_k}{V_z \cdot d_m^2}\right)$, với $z = 1$

Độ dốc của đường thẳng đặc trưng quan hệ giữa bã và nước, cụ thể tỷ số bã/nước = 0,39, còn với dạng cầu thì bằng 0,33, tức có dạng cân bậc ba, khi đó mới thỏa mãn với thứ nguyên. Hình 5.77 mô tả hệ thí nghiệm dùng để xác định chiều cao mao quản trong bã.

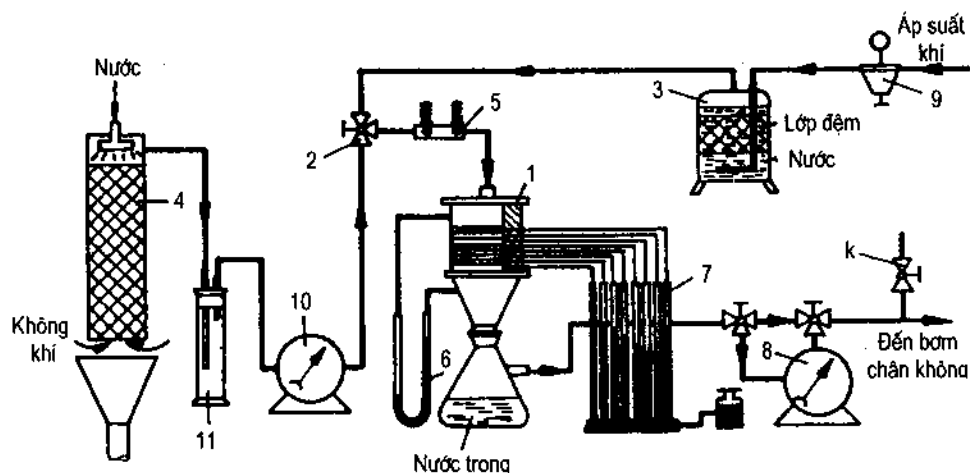


Hình 5.77. Sơ đồ thí nghiệm đo chiều cao mao quản h_s :
1- van; 2- bình nén; 3- lớp bã; 4- vòng đệm cao su; 5- chất lỏng; 6- đo áp suất

Cho một lượng bã xác định vào thùng lọc. Vách lọc được ngập vào trong nước. Mở van khí 1 cho khí vào đạt áp lực khí quyển. Với khối hạt mịn sau nhiều giờ mới có sự tăng áp lực. Áp suất tạo nên bọt khí tương ứng với chiều cao mao quản theo giả thiết là cấu trúc của khe giữa các hạt tương ứng quá trình này. Qua thí nghiệm thu được chiều dày lớp bã (20 – 70 mm). Dùng đệm cao su bịt kín không cho dòng khí đi ở thành và chống bám của bã thì cho giá trị $z = 1$.

5.7.7.3. Lượng lỏng còn lại trong bã

Vì chiều dày lớp bã sau khi lọc luôn nhỏ hơn độ dài của mao quản, nên sự phân bố ẩm theo đường đứt quãng ở hình 5.75 không hiệu chỉnh được. Thể tích các khe trong lớp bã chứa đầy chất lỏng, nếu không có áp lực ở phía trên lớp bã (hoặc độ chân không ở phía dưới). Trong trường hợp này nếu cho dòng khí thổi qua lớp bã (liên hệ với việc xác định h_s bằng thực nghiệm ở hình 5.77) và tách một phần lỏng ra, thì lượng lỏng theo dòng khí phụ thuộc vào chiều cao mao quản, vận tốc chuyển động của dòng khí (xác định qua Δp), chiều cao lớp bã H , thời gian lưu và khối lượng riêng của khí. Hệ thí nghiệm như hình 5.78 dùng để nghiên cứu ảnh hưởng của các thừa số.



Hình 5.78. Sơ đồ thí nghiệm xác định lượng lỏng trong bã của quá trình lọc:
1- bể lọc; 2- van ba ngã; 3- bình áp lực; 4- cột sấy; 5- màn kế; 6- áp kế chữ U;
7- áp kế nhiều chức năng; 8- đồng hồ đo lượng khí; 9- điều chỉnh áp lực;
10- van khí; 11- phân ly

Bã được đưa vào hoặc tự hình thành ở bể lọc theo từng lớp. Tiến hành đo áp lực cho từng lớp, tách lỏng qua sấy, đo tiếp tục lớp mới. Qua đó có thể tính được phần trăm lỏng theo bã khô. Nhờ van ba ngã mà bể lọc làm việc ở

áp suất hoặc chân không. Dòng khí bão hòa được thực hiện trong bình áp lực 3 hoặc trong cột đệm 4 và được đo nhờ ẩm kế 5. Hiệu số áp suất của lớp bã được đo bằng áp kế 6. Phân bố áp suất dọc lớp bã được đo bằng áp kế 7. Đo lượng khí dùng đồng hồ 8. Điều chỉnh hiệu số áp suất dùng bộ điều khiển 9 hoặc van khí 10. Sự liên kết dính của bã được hạn chế nhờ các vòng đệm caosu để tránh sự bám dính giữa bã và tường và hình thành lực kéo. Vách ngăn của bể lọc có kích thước lớn hơn kích thước hạt rắn trong bã.

5.7.7.3.1. Ảnh hưởng của thời gian đến độ ẩm của bã

Hình 5.79 trình bày quan hệ giữa lượng lỏng chứa trong bã với thời gian tách lỏng theo chiều dày lớp bã. Đường cong có dạng phương trình thực nghiệm:

$$W = A_1 e^{-\left(\frac{\Delta p - h_s}{h_s}\right)\tau} + A_2 \quad (5.220)$$

Phương trình (5.220) cho thấy, lượng lỏng còn lại trong bã sau thời gian sấy τ nhỏ nhất khi hiệu số áp suất lớn nhất và chiều cao mao quản bé nhất. Các hằng số A_1 và A_2 được xác định qua thời gian tách lỏng:

Với $\tau = 0$ thì:

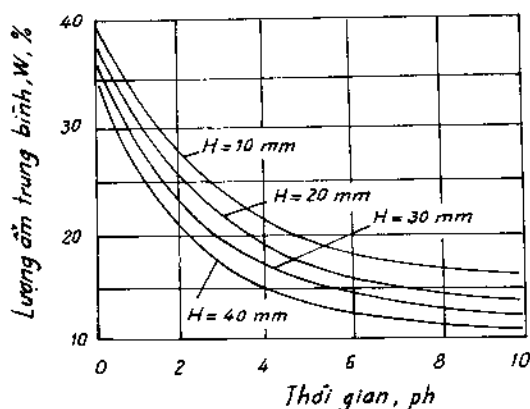
$$W = A_1 + A_2 \quad (5.221)$$

và $\tau \rightarrow \infty$ thì

$$W = A_2 \quad (5.222)$$

A_2 biểu thị lượng ẩm còn trong bã (không tách được), vì thời gian tách lỏng $\tau \rightarrow \infty$. Trong thực tế có giới hạn, ví dụ, $\tau > 10$ ph ở hình 5.79 lượng ẩm không thay đổi, vì đường nằm ngang.

Qua đó xác định A_2 , và A_1 được tính từ hiệu số $W_0 - A_2$. W_0 được xác định tại điểm cắt của đường cong với trục tung ($\tau = 0$). Hằng số A_2 phụ thuộc vào chiều dày lớp bã.



Hình 5.79. Quan hệ ẩm - thời gian theo chiều dày lớp bã.

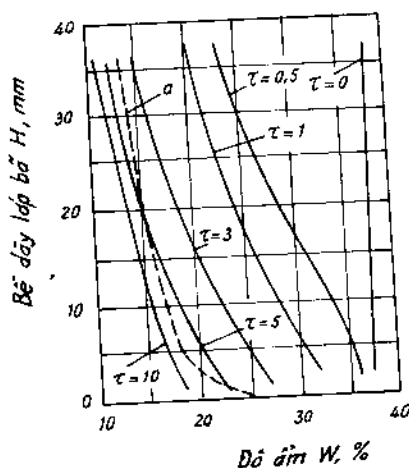
(quá trình lọc chân không của huyền phù có hạt vừa 0,2 - 0,3 mm, $h_s = 177$ mmH₂O, $\Delta p = 270$ mmH₂O)

Theo Batch, đường quan hệ giữa lượng lỏng cần tách và thời gian có thể được xây dựng trên cơ sở thống kê và sự ma sát của chất lỏng. Trước tiên cho dòng khí thổi qua lớp bã sẽ có một lượng lớn mao quản được thông. Tiếp tục cho dòng khí qua thì các khe chứa chất lỏng cũng được thông, nếu áp lực dòng khí lớn hơn lực mao quản, như vậy sẽ tách được lượng lỏng trong bã.

5.7.7.3.2 Ảnh hưởng của chiều dày lớp bã lên độ ẩm và sự phân bố ẩm trong bã

Hình 5.80 trình bày quan hệ giữa chiều dày bã và ẩm trong bã. Sự tăng của ẩm theo hướng dòng chảy, vì các không gian rỗng dần được tích đầy lỏng từ dưới lên. Hiện tượng này do tác dụng của trọng lực.

Ở hình 5.80 qua thực nghiệm lớp bã không chịu nén. Ở lớp bã chịu nén thì áp suất tăng làm các khe rỗng trong lớp bã nhỏ dần (theo hướng dòng chuyển động), khiến ẩm phía dưới lớp bã tăng thêm. Đường cong *a*



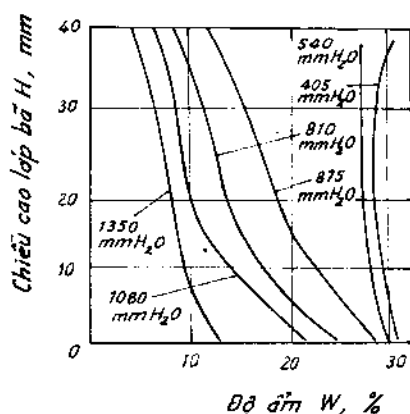
Hình 5.80. Sự phân bố ẩm trong lớp bã lọc dày 40 mm ở thời gian tách khác nhau (như hình 5.79 đường *a* - cho lớp vữa $h_s = 625 \text{ mmH}_2\text{O}$, $\tau = 1 \text{ ph}$, $\Delta p = 1350 \text{ mmH}_2\text{O}$)

trong hình 5.80 thể hiện sự phân bố ẩm trong bã chịu nén, do có ảnh hưởng của áp suất. Vì ẩm thay đổi dọc theo lớp bã mà đường cong được biểu thị theo lượng ẩm trung bình như ở hình 5.79. Từ quan hệ $W = f(\tau)$ với H là tham số, thì ở thời gian tách lỏng như nhau cho ra độ ẩm giảm, nếu chiều dày H tăng, vì khi chiều cao lớp tăng thì số lần thay đổi hướng của dòng khí cũng tăng làm cho khả năng tách ẩm tốt hơn. Song vì sự tăng chiều dày lớp bã với cùng hiệu số áp suất (áp suất không đổi) làm vận tốc dòng giảm, nên việc tăng chiều dày bã không phải luôn luôn hợp lý. Vì vậy cần lưu ý đến ảnh hưởng của chiều dày lớp bã đến quá trình lọc.

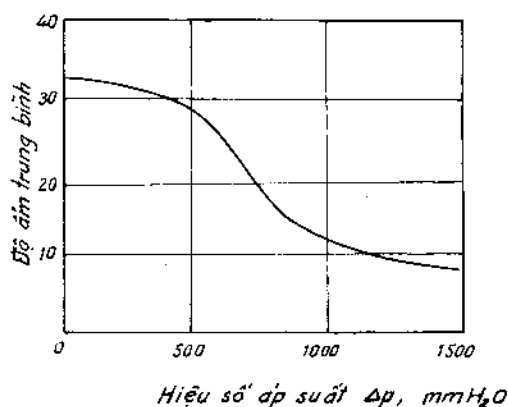
5.7.7.3.3. Ảnh hưởng của vận tốc dòng chuyển động

Từ hình 5.81 ta có nhận xét: Hiệu số áp suất thấp hơn áp lực mao quản cho đến khi sự tách lỏng chỉ xảy ra do bã bị nén, làm giảm thể tích các khe rỗng. Sự giảm ẩm đạt được, nếu có dòng khí thổi qua lớp bã ($\Delta p \geq h_0$), nơi mà vận tốc dòng chảy được quyết định bởi Δp .

Qua hình 5.82 ta thấy, hiệu số áp suất lớn sẽ có lợi, vì lượng lỏng còn lại đạt đến giới hạn.



Hình 5.81. Sự phụ thuộc vào áp suất của phân bố ẩm (ở $h_0 = 625 \text{ mmH}_2\text{O}$, $\tau = 20 \text{ ph}$, $H = 70 \text{ mm}$)



Hình 5.82. Ảnh hưởng của hiệu số áp suất lên độ ẩm trung bình

Tuy nhiên, vận tốc dòng khí tăng thì trong bã sẽ hình thành những vùng chết không có dòng chảy qua hoặc rất bé đến nỗi tạo thành lực mao quản tạo ra ẩm. Với vật liệu chịu nén cao sự tăng áp suất sẽ có tác dụng không xấu đến việc tách lỏng trong bã.

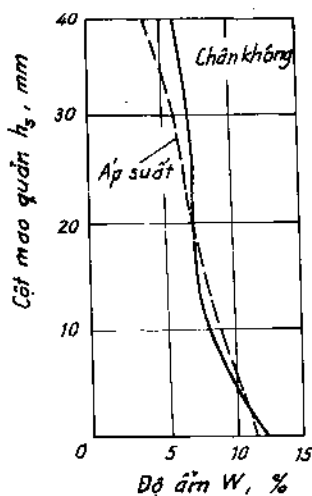
5.7.7.3.4. Ảnh hưởng của khối lượng riêng dòng khí

Nghiên cứu ảnh hưởng của khối lượng riêng dòng khí bằng thực nghiệm ở hiệu số áp suất không đổi theo áp suất dư hoặc chân không (hình 5.83) cho thấy, lọc ở áp suất dư cho lượng lỏng còn lại trong bã nhỏ. Độ nhớt hầu như không phụ thuộc vào áp suất nên ma sát giữa dòng khí và lỏng không đáng kể.

Vì vậy chỉ có khối lượng riêng của dòng khí tăng khi có áp suất dư làm giảm lượng lỏng trong bã. Điều này chứng tỏ áp suất có ảnh hưởng quyết định để hạn chế lượng lỏng trong bã.

Tóm lại, cột mao quản là lực tác dụng giữ chất lỏng trong lớp bã. Để cho dòng khí đi qua lớp bã cần phải có hiệu số áp suất tối thiểu bằng chiều cao cột mao quản. h_m được tính từ phương trình (5.219) hoặc bằng thực nghiệm.

Sự phân bố ẩm trong lớp bã chỉ phụ thuộc vào quá trình tách lỏng bên trong bã, còn cột mao quản và trọng lực không có ảnh hưởng. Để bã có độ ẩm bé cần có chiều dày bã lớn nhất, tuy nhiên không được vượt quá giới hạn ở đó vận tốc dòng chảy giảm cùng với độ dày bã, vì sự thay đổi hướng của dòng khí không còn như mong muốn. Độ ẩm cuối của bã phụ thuộc rất nhiều vào thời gian.



Hình 5.83. Phân bố ẩm trong lớp bã ở áp suất và chân không ($\Delta p = 1350 \text{ mmH}_2\text{O}$)

5.7.8. Vách lọc

5.7.8.1. Các loại vách lọc

Trong quá trình lọc, vách lọc có nhiệm vụ giữ hạt rắn và cho lỏng đi qua. Vì vậy vách lọc phải phù hợp với các tính chất của lỏng, bã và những điều kiện lọc (áp suất, nhiệt độ, thời gian lọc, ...). Vách lọc thường được dùng gồm:

- 1 - Lưới đan, đĩa lỗ;
- 2 - Vải lọc;
- 3 - Các loại vật liệu (bông, giấy, da, xenluloza,...);
- 4 - Vật liệu hạt (cát, sỏi, than hoạt tính, mùn cưa, xỉ,...);
- 5 - Vật liệu có mao quản xốp (sứ, thủy tinh, vật liệu nhân tạo, caosu, ...);
- 6 - Các loại màng lọc.

5.7.8.1.1. Lưới đan, đĩa lỗ

Là các tấm bằng sành sứ hoặc kim loại có lỗ, dùng để làm vách lọc; kết cấu lỗ lưới có thể tròn hoặc dạng khác. Thông thường lỗ lưới có đường kính nhỏ nhất 1 mm. Với các loại nguyên liệu mềm, dẻo thì đường kính lỗ có thể 0,35 mm. Lưới kim loại có nhiệm vụ có lỗ với hình dáng bất kỳ thì đường kính lỗ 0,01 mm. Bề mặt tự do của lưới chiếm 6 – 7%.

5.7.8.1.2. Vải lọc

Vải lọc được làm bằng các loại sợi vừa bền vừa dai. Sợi kim loại có kích thước từ 5 đến 50 μm , thường dùng là sắt, thép hợp kim, đồng, kẽm... Sợi kim loại so với sợi vải nhẹ hơn và làm sạch tốt hơn, bền cơ học và bền hóa học. Tuy nhiên khó tạo được lỗ bé, nên nước lọc không được trong như lọc bằng sợi vải. Sợi kim loại thường được dùng để lọc bụi than, đất sét và các loại bụi tinh diện. Sợi vải lọc được dùng rộng rãi hơn, vì nước lọc rất trong do có thể tạo được lỗ lọc nhỏ tùy thuộc vào kích thước sợi và tạo được bề mặt lọc lớn hơn sợi kim loại rất nhiều. Song vải lọc có nhược điểm dễ rách và bị ăn mòn. Để tăng cường độ bền, vải lọc cần được xử lý bằng hóa chất, như dung dịch muối đồng, dung dịch chứa 12% nitơ. Tốt nhất xử lý bằng hỗn hợp axit gồm 55% H_2SO_4 + 25% HNO_3 và 20% H_2O . Loại vải này có thể dùng để lọc các dung dịch axit và bền hơn loại vải lọc thường 50 lần.

Các loại sợi tổng hợp như len, lụa nhân tạo, hợp chất polyme (sợi pece, nylon) hoặc các polyme (dederon, nylon), các loại sợi khác như amiăng và sợi thủy tinh thích hợp cho lọc các dung dịch axit và bazơ, nhưng không dùng được ở nhiệt độ trên 60°C , vì ở 100°C nó sẽ bị cứng và các lỗ bị bít kín. Song chúng rất bền cơ học, đặc biệt sợi dederon có thể bền hơn các loại sợi bông hoặc len nhân tạo 4 đến 5 lần. Những tính chất cơ bản của vải lọc được tổng hợp ở bảng 5.8.

Bảng 5.8. Tính bền hóa học của một số vải lọc quan trọng

Các loại sợi làm vải lọc Các loại dung dịch	Sợi bông	Len	Lụa	Lụa nhân tạo	Sợi polyetylen	Sợi Bece	Sợi nylon	Sợi orlon	Sợi dedelon	Sợi ferylen	Sợi amiăng	Sợi thủy tinh
Nước lạnh												
Nước nóng												
Dung dịch trung tính												
Dung dịch muối axit loãng												
Dung dịch muối kiềm loãng												
Muối khoáng (axit)							U					
Muối khoáng nồng độ loãng đến trung bình												
Muối khoáng loãng												
Axit hữu cơ												
Axit hữu cơ loãng												
Dung dịch kiềm												U
Kiểm loãng											U	U
Dung môi hữu cơ				U								
Mỡ, dầu												
Chất oxy hóa							U					
Nhiệt độ nóng chảy, °C					104		250		180	250		
Nhiệt độ dẻo (mềm), °C				203-208		60		235	170			

Chú thích:  ổn định, bền vững.

 ổn định đến ổn định có điều kiện.

U của người sản xuất coi như không ổn định.  không xác định.

5.7.8.1.3. Giấy lọc

Giấy lọc có tính chất của sợi vải và sợi xenluloza. Giấy lọc thường được dùng trong phòng thí nghiệm để lọc huyền phù mịn, trong thực tế giấy lọc được ép thành tấm xóp dùng để lọc các huyền phù có độ nhớt cao như dầu, mỡ. Giấy lọc đặc biệt có thể dùng ở áp suất cao.

5.7.8.1.4. Lớp hạt rắn

Trong công nghệ lọc nước thường dùng vách lọc là lớp cát, sỏi. Hạt cát có kích thước thường từ 0,1 đến 1,5 mm, còn hạt sỏi kích thước có thể đến 60 mm. Ngoài cát, sỏi lớp đệm có thể là than cốc, than hoạt tính, antraxit, gỗ, v.v. Dùng lớp đệm lọc tránh được hiện tượng bịt kín khe do các hạt mịn trong quá trình lọc.

5.7.8.1.5. Vật liệu có mao quản xóp

Các vật liệu xóp được dùng trong lọc ở dạng viên, tấm, ống, ... như gốm, sứ, đất sét, thủy tinh, than graphit, samôt,... có cấu trúc mao quản. Các vật xóp có khả năng lọc giống như lớp đệm cát, sỏi... có khe hở, nhưng tốt hơn, đặc biệt rất bền với nhiệt và hóa chất (bảng 5.9).

Bảng 5.9. Tính bền hóa học và nhiệt của vật liệu xóp

<i>Vật liệu xóp</i> \ <i>Hóa chất, nhiệt độ</i>	<i>Dung dịch axit có nồng độ thấp</i>	<i>Axit nồng độ cao</i>	<i>Axit và kiềm nồng độ bất kỳ</i>	<i>Nhiệt độ bất kỳ</i>
Đá, sỏi, thạch anh	x	x		x
Samôt	x			x
Cacbon	x	x	x	x
Hợp chất cacbon	x	x	x	x

Vật liệu có kích thước mao quản từ vài micromet đến hàng trăm micromet. Thủy tinh xóp có mao quản cỡ 1,5 μm . Caosu cứng, các vật liệu nhân tạo hoặc hợp kim có mao quản xóp với kích thước khoảng 0,1 đến 0,4 μm , dùng để lọc nước giải khát. Để lọc các huyền phù có độ nhớt cao, nhiễm từ mạnh, dùng vật liệu xóp nhân tạo. Các hợp kim xóp thường dùng là đồng, gang, kẽm, ... để lọc các dung dịch dễ chảy trong các nhà máy hóa chất ở áp suất cao, như các tấm kim loại xóp làm việc ở áp suất 700 atm.

5.7.8.1.6. *Màng mỏng*

Trong kỹ thuật siêu lọc thường dùng màng mỏng. Màng mỏng dùng lọc các huyền phù siêu mịn, như gelatin, colodin, axit hoặc mùn xenluloza. Các loại màng được chế tạo từ parafin và các vật liệu nhân tạo. Màng thường dùng để lọc các loại nấm, mốc có kích thước cỡ $0,5 + 2 \mu\text{m}$ hoặc có kích thước phân tử. Màng lọc luôn được bảo quản trong dung môi (nước cất).

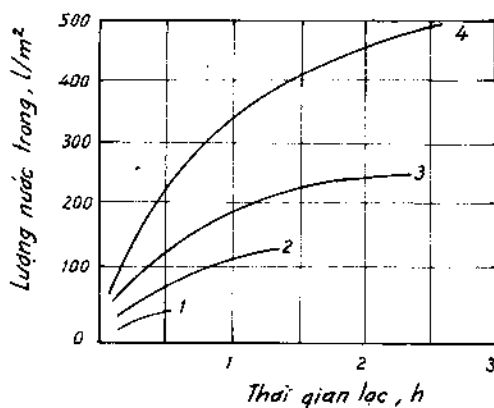
5.7.8.2. *Chất trợ lọc*

Chất trợ lọc tạo điều kiện tốt cho quá trình lọc đối với các huyền phù khó lọc. Dưới tác dụng của chất trợ lọc khả năng lọc được tăng cường, tăng hoạt tính của bề mặt lọc. Nếu các hạt rắn trong huyền phù và vách lọc có khả năng thấm ướt thì sẽ hình thành màng lỏng quanh mỗi hạt và bề mặt tiếp giáp giữa chúng do có lực hút tương hỗ. Trong trường hợp hằng số hấp phụ giữa các hạt rắn lớn hơn của môi trường lọc màng chất lỏng, khi tiếp xúc với vách lọc hạt rắn bị giữ lại. Do đó lớp bã được tạo xốp và quá trình lọc được tiến hành tốt. Nhưng nếu hằng số hấp phụ của các phân tử rắn nhỏ hơn của môi trường lọc thì các phân tử chất lỏng sẽ bị tách khỏi bề mặt tiếp giáp giữa các hạt rắn và cân bằng hấp phụ bị phá hủy. Qua đó lực hấp phụ qua lại giữa các phân tử rắn với nhau và giữa chúng với vách lọc xảy ra, dẫn đến sự hình thành màng chất lỏng và nén lớp bã chặt hơn làm ngăn cản sự đi qua của nước trong.

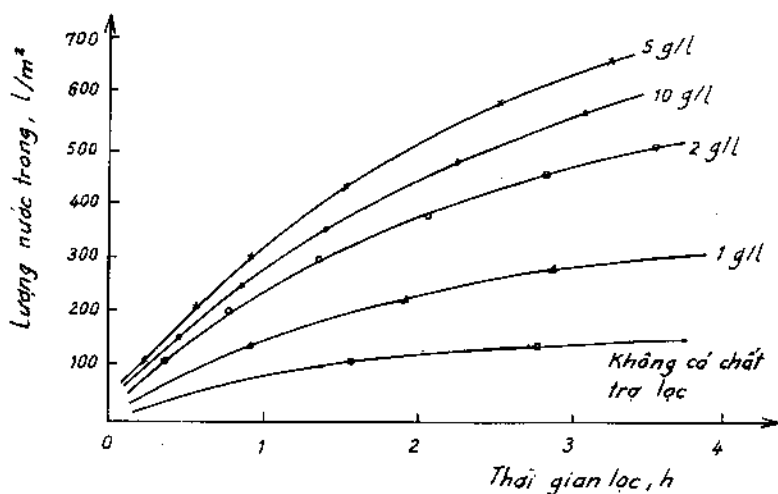
Nếu lọc trực tiếp với vách lọc có khả năng thấm ướt, hoặc không thấm ướt hoặc năng suất lọc thấp thì cần dùng chất trợ lọc để tạo lớp lọc linh động từ các vật thể mịn hoặc sợi mịn có lợi cho vách lọc, do các phân tử rắn chuyển động ziczac trong dòng chất lỏng vì sự thay đổi của áp suất. Khi lọc những huyền phù chứa các phân tử rắn có cấu tạo đặc biệt hoặc có nồng độ bụi lơ lửng lớn, khó lọc, dùng chất trợ lọc sẽ tạo khả năng tiếp xúc và dễ lọc. Qua sự hấp phụ trước những phân tử mịn của chất trợ lọc, làm giảm một lượng lớn chất lơ lửng, làm tăng kích thước của chúng và tạo khả năng lọc tốt hơn. Chất trợ lọc càng xốp thì lớp bã tạo thành cũng xốp và chất lỏng đi qua dễ dàng.

Hình 5.84 trình bày ảnh hưởng của chất trợ lọc đến năng suất lọc.

Để xác định lượng chất trợ lọc thích hợp cần tiến hành thực nghiệm. Hình 5.85 trình bày kết quả thực nghiệm với lượng chất trợ lọc khác nhau, cho thấy năng suất lọc lớn nhất với lượng chất trợ lọc 5 g/l. Năng suất giảm khi chiều dày lớp bã tăng. Qua kết quả thực nghiệm cho thấy, lượng nước trong thu được tính theo một đơn vị bề mặt lọc có dùng chất trợ lọc tăng nhiều lần so với lọc không dùng chất trợ lọc.



Hình 5.84. Ảnh hưởng của chất trợ lọc:
1- không dùng chất trợ lọc; 2- chất trợ lọc dạng hạt mịn; 3- chất trợ lọc dạng hạt trung bình (chuẩn); 4- chất trợ lọc dạng hạt thô (lớn)



Hình 5.85. Lọc dầu ở 4 - 5°C, áp suất dư 10 mmH₂O với chất trợ lọc có khối lượng khác nhau

Chất trợ lọc hydrosilicat $[Al_2(OH)_2Si_4O_{10} + nH_2O]$ có bổ sung nhôm oxyt, sắt oxyt, canxi oxyt và magie oxyt có tác dụng hấp phụ màu cho hầu hết các loại dung dịch. Than hoạt tính được chế tạo từ gỗ, xương động vật và các loại nguyên liệu chứa cacbon được gia công ở nhiệt độ 200 đến 500°C

được dùng rộng rãi do tính xốp của chúng. Đặc biệt cùng với lọc còn kèm theo khử màu, mùi và tạo gia vị. Do đó nó được dùng phổ biến trong công nghệ nước giải khát. Chất trợ lọc từ mùn than nâu được dùng rất thích hợp trong công nghệ lọc nước và khử bụi điện tử.

5.7.9. Thiết bị lọc

Máy và thiết bị lọc có rất nhiều loại và có cấu tạo khác nhau. Trong sử dụng ta chia thiết bị thành từng nhóm dựa vào các cách sau:

- 1- Theo phương thức làm việc (gián đoạn hay liên tục).
- 2- Theo động lực của quá trình (trọng lực, áp lực hoặc chân không).
- 3- Theo vách lọc (vật liệu xốp hoặc lớp cát sỏi, vải lọc hoặc các vật liệu có cấu trúc mao quản).
- 4- Theo cấu tạo (lọc ép, lọc trực lẫn, lọc ly tâm,...)

Trong thực tế có nhiều loại thiết bị không tuân theo cách chia trên, như loại thiết bị lọc đa dạng, vừa làm việc ở điều kiện áp lực, vừa làm việc ở điều kiện chân không, vừa có vách lọc bằng vải lại vừa có vách lọc loại ống sứ xốp, v.v.

Những loại thiết bị lọc thường dùng có thể chia như sau:

- 1- Thiết bị lọc gián đoạn:
 - Bể lọc có vách lọc bằng cát, sỏi, ... làm việc ở áp suất thường (bể hở) hoặc ở áp suất dư (bể kín).
 - Thùng lọc.
 - Thiết bị lọc áp lực như máy lọc đĩa, máy lọc khung bản.
- 2- Thiết bị lọc liên tục:
 - Lọc thùng quay, như máy lọc chân không thùng quay, máy lọc áp lực thùng quay.
 - Máy lọc đĩa quay.
 - Máy lọc băng tải.

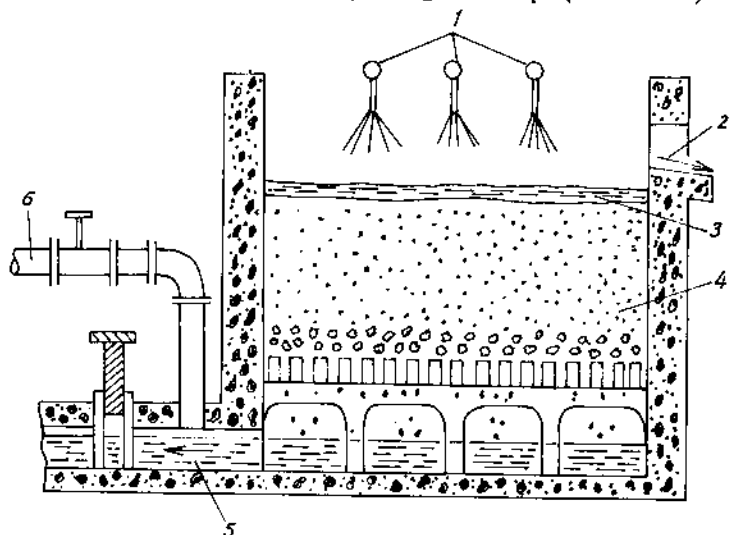
5.7.9.1. Máy lọc gián đoạn

5.7.9.1.1. Bể lọc có lớp đệm bằng cát, sỏi

Bể lọc là loại thiết bị lọc đơn giản nhất thường được dùng để lọc nước. Lớp vách lọc là cát và sỏi. Có loại bể lọc hở và bể lọc kín.

- ♦ **Bể lọc hở:** là bể hở có dung tích lớn xây bằng bê tông. Đáy bể có lớp sỏi ở dưới và cát ở trên. Lớp vách lọc thường dày có nhiều lớp với kích thước hạt đệm khác nhau, giảm dần từ đáy lên. Hạt nhỏ nhất có đường kính cỡ 0,5 – 1,5 mm và hạt lớn nhất có đường kính 50 mm. Vì vậy, lưu lượng dòng chất lỏng được tính dựa vào lớp cát có hạt bé nhất (lớp trên cùng). Với bể hiện đại lớp vách lọc có thể dày đến 2 m. Bể lọc loại này làm việc ở áp suất thủy tĩnh của cột dung dịch phía trên vách lọc có chiều cao khoảng 1 đến 1,5 m. Vận tốc lọc chậm là 0,1 m/h. Bã được giữ lại trên bề mặt vách lọc thường là bã sinh học. Thời gian làm việc của loại bể này có thể đến vài năm, đến khi dòng chất lỏng bị tắc thì mới làm sạch lớp bã và thay lớp cát trên cùng. Loại bể này khi lọc giữ lại được các loại tảo khuẩn và có tác dụng chống khuẩn tốt. Tuy nhiên năng suất riêng rất bé. Bể có kích thước lớn nên chiếm nhiều không gian, đầu tư xây dựng lớn.

Trong thực tế để tránh những nguyên nhân làm giảm năng suất lọc và gây tắc dòng nước trong, bể thường được trang bị thêm hệ thống rửa để định kỳ làm sạch lớp vách lọc (hình 5.86).



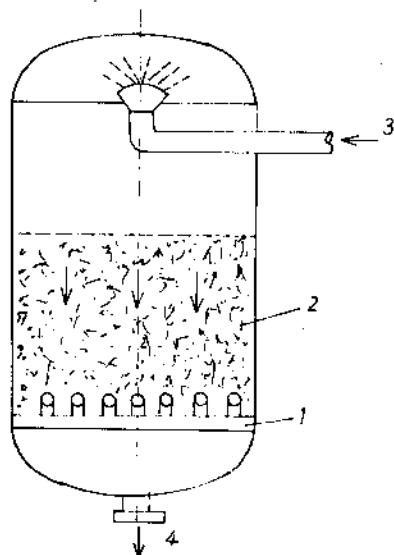
Hình 5.86. Bể lọc hở:

- 1- dùng dịch (nước cần lọc); 2- cửa tràn; 3- bã; 4- vách lọc; 5- nước trong;
6- ống dẫn chất lỏng, không khí khi rửa

Với loại bể này có lớp vách lọc khoảng 3 m và cỡ hạt từ (0,1) 0,5 – 3 mm. Vận tốc lọc đạt đến 5 m/h.

Quá trình rửa nhờ dòng lỏng và khí đi ngược với dòng nước trong. Khi cho dòng nước rửa và khí đi vào phải qua bộ phận phân phối đều để tránh xoáy làm xáo trộn lớp cát.

- ♦ **Bể kín:** Có cấu tạo hoàn toàn giống bể hở, nhưng được bịt kín và làm việc ở áp suất dư. Vận tốc lọc 10 đến 12,2 m/h. Với các bể hiện đại còn được trang bị thêm hệ thống khuấy nhẹ để làm tơi lớp vách lọc phía trên trong quá trình rửa. Loại bể lọc kín có nhiều kiểu cấu tạo, đặc biệt đáy bể, bộ phận rửa và cửa dẫn dung dịch vào.



Hình 5.87. Bể lọc kín:
1- đáy bể có bố trí vòi phun; 2- vách lọc bằng cát; 3- ống dẫn dung dịch; 4- ống tháo nước trong

Vận tốc dòng nước trong được tính:

$$w = 3600.C.d^2 \frac{\Delta p}{H} (0,7 + 0,3t), \text{ m/h} \quad (5.223)$$

trong đó: C – thừa số tỷ lệ, $C \approx 40$;

d – đường kính hạt vách lọc, m;

Δp – tổn thất áp suất, mH_2O ;

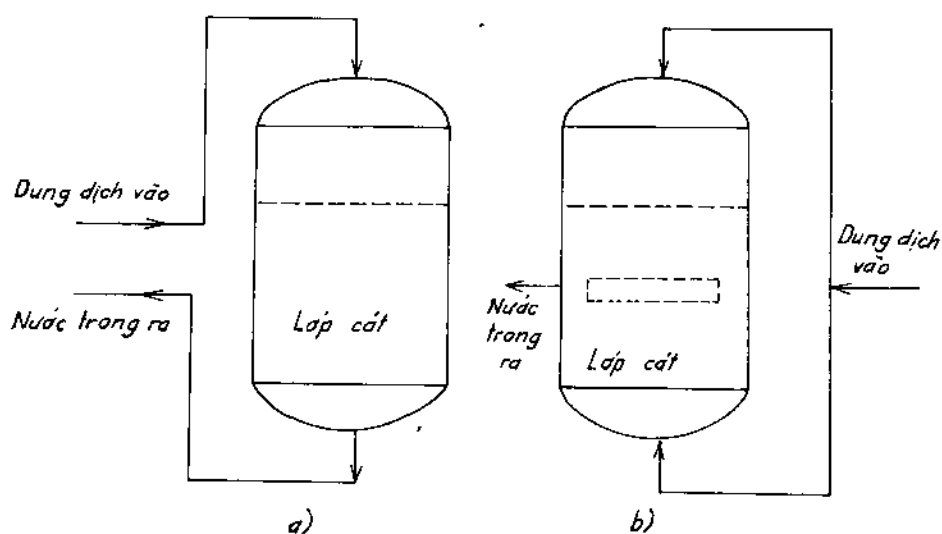
H – chiều cao lớp vách lọc (cát), m;

t – nhiệt độ của nước, $^\circ\text{C}$.

Năng suất lọc được tính theo lượng nước trong qua vận tốc dòng chảy và độ xốp của lớp vách lọc.

Bể lọc có lớp vách ngăn ngoài cát còn dùng than hoạt tính để lọc nước uống và than antraxit có đường kính 0,7 mm để lọc xút nóng.

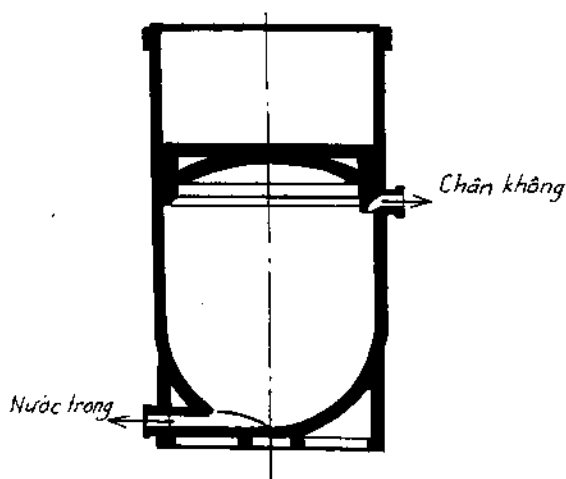
Để tăng năng suất lọc và tiết kiệm không gian người ta đưa ra bể lọc hai phía (hình 5.88). Với loại bể này huyền phù vào lớp vách lọc từ hai phía, dưới lên và trên xuống ở áp lực lớn, nước trong được lấy ra ở giữa lớp lọc. Theo phương pháp này vận tốc lọc tăng và lọc tốt hơn.



Hình 5.88. Nguyên lý bể lọc:
a- bể lọc bình thường; b- bể lọc hai phía

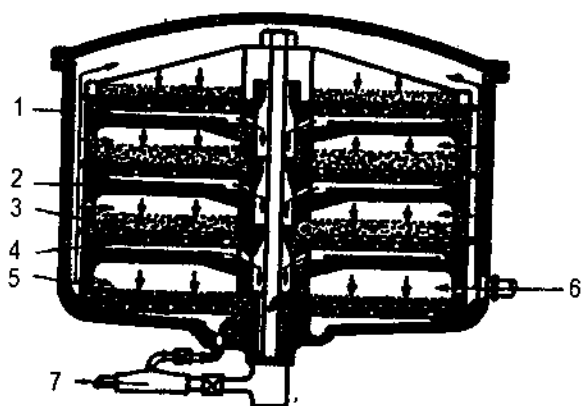
5.7.9.1.2. Thùng lọc

Thùng lọc rất đơn giản, được dùng phổ biến trong phòng thí nghiệm và trong công nghiệp hóa chất. Thùng lọc được chế tạo bằng gỗ, gạch, đá, sắt thép. Vách lọc có thể bằng vải hoặc tấm xốp. Đáy thùng lọc có kết cấu bằng loại vật liệu xốp với hệ mao quản khác nhau, nên có thể lọc được các loại bã mịn. Thùng hồ làm việc ở áp suất



Hình 5.89. Thùng lọc chân không

thường hoặc áp suất chân không (600 – 700 mmHg). Nếu làm việc ở áp suất dư thùng phải kín. Thùng lọc có bề mặt lọc cỡ 1 đến 6 m². Lớp bã dày 50 đến 400mm. Để có bề mặt lọc lớn, thùng có cấu tạo nhiều ngăn (hình 5.90).



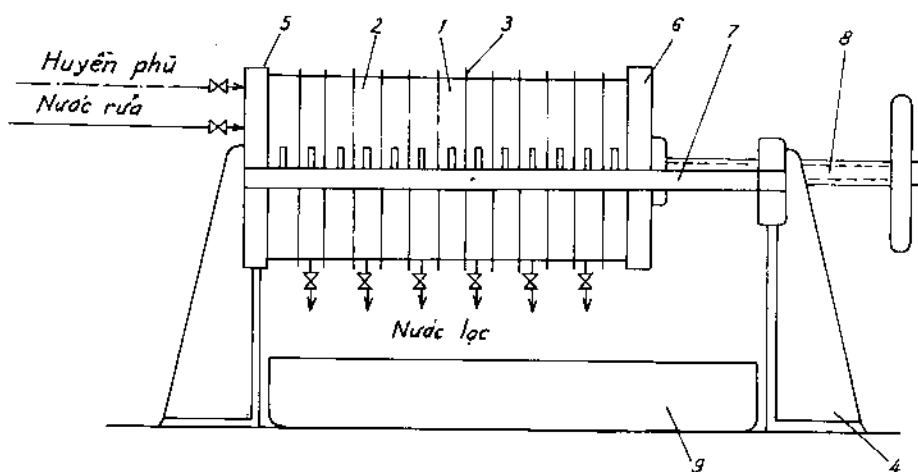
Hình 5.90. Thùng lọc nhiều ngăn:
1- vỏ thùng; 2- dây ngăn; 3- khung đỡ vách lọc; 4- vách lọc; 5- bã;
6- huyền phù; 7- nước trong

5.7.9.1.3. Thiết bị lọc áp lực

Thiết bị lọc áp lực rất đa dạng và được dùng rộng rãi trong công nghiệp hóa chất, thực phẩm. Thiết bị lọc áp lực làm việc gián đoạn hoặc liên tục. Áp suất làm việc thường khoảng 4 – 5 kp/cm² (tối đa 15 kp/cm²). Các khung lọc áp lực được làm từ gỗ, kim loại, hợp kim nhôm, thủy tinh hoặc compozit. Giữa các tấm lọc có vách lọc (thường bằng vải) tạo thành buồng chứa bã. Loại thiết bị lọc áp lực thường dùng có máy lọc khung bản, lọc tấm hoặc ống.

a) Thiết bị lọc khung bản

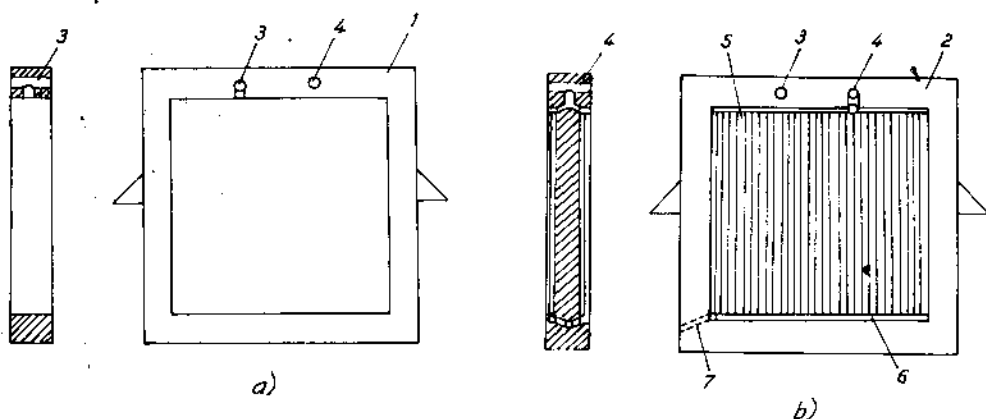
Hình 5.91 mô tả máy lọc khung bản, gồm một dãy các khung 1 và bản 2 có cùng kích thước, xếp liên nhau. Khung và bản có tay tựa trên hai thanh nằm ngang 7, giữa khung và bản có vải lọc 3. Giới hạn hai đầu gồm tấm cố định 5, đầu kia là tấm di động 6, dịch chuyển được nhờ tay quay 8.



Hình 5.91. Máy lọc khung bản:

1- khung; 2- bản; 3- vải lọc; 4- chân đỡ; 5- tấm đáy không chuyển động; 6- tấm đáy chuyển động; 7- thanh nằm ngang; 8- tay quay; 9- máng tháo

Huyền phù được đưa vào rãnh 3 (hình 5.92). Khí rửa, nước rửa đưa vào rãnh. Trên bề mặt của bản, người ta xẻ các rãnh thẳng đứng song song nhau và hai rãnh nằm ngang ở hai đầu. Rãnh nằm ngang bên dưới có thông với van để tháo nước lọc và nước rửa. Khung rỗng tạo thành các phòng để chứa cặn.

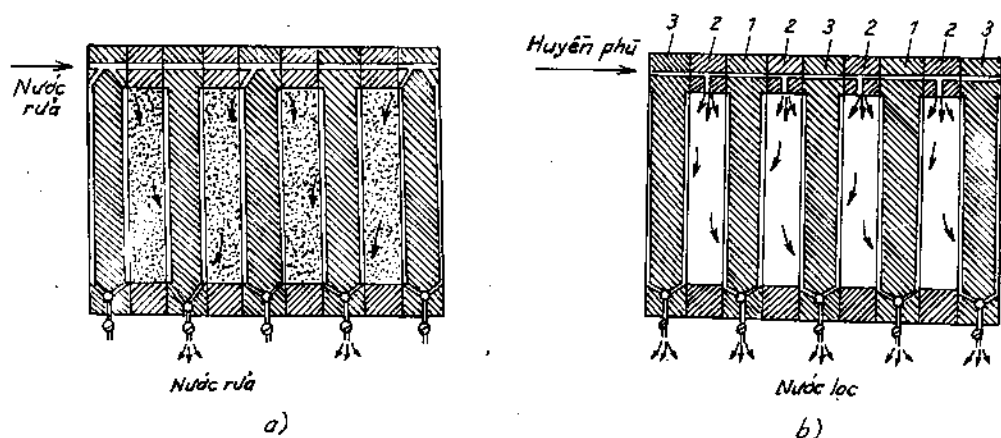


Hình 5.92. Khung và bản: a) khung; b) bản;

1- khung; 2- bản; 3- rãnh huyền phù; 4- rãnh nước rửa;
5, 6- rãnh nằm ngang; 7- rãnh đến van

Huyền phù dưới tác dụng của áp suất được đưa qua rãnh 3 rồi vào khoảng rỗng của khung (hình 5.93a), chất lỏng chui qua vải lọc sang các

rãnh của bản rồi theo van ra ngoài, còn bã bị giữ lại trong khung. Để rửa bã, ta ngừng cho huyền phù và cho nước rửa vào. Nước rửa chui qua lớp vải lọc, qua toàn bộ bề dày lớp bã kéo theo chất lỏng còn lại trong bã qua lớp vải lọc thứ hai sang bản bên cạnh rồi theo ống ra ngoài (hình 5.93b). Do đó khi rửa bã cứ một van đóng, một van mở.



Hình 5.93. Sơ đồ làm việc của máy lọc khung bản:
a) quá trình rửa; b) quá trình lọc
1,3- bản; 2- khung

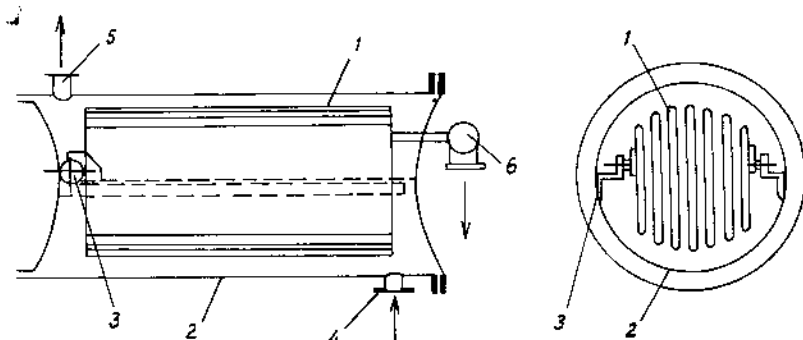
Khi rửa xong người ta mở tay quay, khung và bản tách xa nhau, bã sẽ rơi xuống máng dưới rồi lấy ra ngoài.

Máy lọc khung bản có ưu điểm: bề mặt lọc trên một đơn vị diện tích sản xuất lớn; động lực quá trình lọc (hiệu số áp suất) lớn; có thể kiểm tra quá trình làm việc được và có thể ngừng không cho một vài bản làm việc (khi thấy nước lọc chảy ra qua van của bản nào bị đục thì ta đóng van đó lại). Máy lọc khung bản có nhược điểm: thao tác bằng tay nhiều; rửa bã chưa thật tốt, vải lọc chóng bị rách.

b) Máy lọc tấm

Máy lọc tấm gồm có thân hình trụ 2 (hình 5.94), bên trong đặt các tấm hình chữ nhật 1 được gắn chặt vào nắp. Nắp và tấm có thể di động được nhờ hai con lăn chạy trên hai đường ray 3 đặt ở bên trong thân hình

trụ. Mỗi tấm có ống tháo và van để tháo nước lọc. Huyền phù được bơm hay nhờ không khí nén đưa vào thiết bị qua ống 4, không khí trong thùng bị đẩy ra qua cửa 5 qua van tự động.

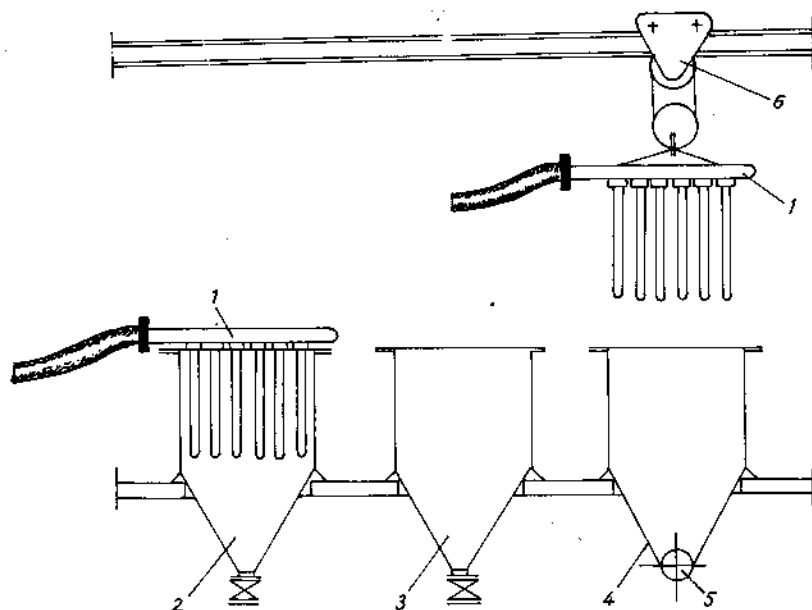


Hình 5.94. Máy lọc tấm làm việc ở áp suất dư:
 1- tấm lọc; 2- thùng lọc; 3- thanh ray; 4- cửa huyền phù vào;
 5- cửa đẩy không khí; 6- ống tháo nước lọc

Khi thùng chứa đầy huyền phù thì van tự động đóng lại, trong thùng có áp suất dư, dưới tác dụng của áp suất chất lỏng chảy qua vách lọc, theo ống tháo 6 ra ngoài. Khi lớp bã đạt đến chiều dày yêu cầu người ta dùng không khí nén đẩy huyền phù dư ra ngoài. Muốn rửa bã người ta cho nước vào thùng, sau đó dùng không khí nén đẩy nước ra ngoài rồi sấy khô bã cũng bằng không khí. Để tháo bã, người ta tháo nắp, kéo tấm lọc ra ngoài, dùng nước rửa hay không khí để tách bã.

Loại thiết bị lọc tấm có ưu điểm: tốn ít nước rửa; vải lọc ít bị hao mòn; năng suất cao. Nhưng có nhược điểm: giá thành thiết bị cao; khó kiểm tra bề dày bã; khó thay vải lọc.

Ngoài máy lọc tấm làm việc ở áp suất dư đã nêu, còn có loại thiết bị lọc tấm làm việc ở áp suất chân không. Loại này dùng để lọc huyền phù có nồng độ pha rắn nhỏ. Cấu tạo gồm có nhiều tấm lọc lắp trên một khung (hình 5.95), bể chứa huyền phù 2, bể rửa 3, bể tháo bã 4 có vít tải để tháo bã 5. Toàn bộ khung lọc treo trên con chạy 6. Khi nhúng vào bể huyền phù 2 khung được hút chân không, nước trong qua vải lọc, đi vào phía trong khung rồi theo đường ống đến bộ phận chứa, còn bã bám trên vải và đạt đến bề dày cần thiết (khoảng 5 đến 33 mm), khung được đưa sang bể rửa 3 nhưng vẫn tiếp tục hút chân không. Sau khi rửa xong chuyển khung sang bể 4 để tháo bã bằng không khí hoặc chất lỏng.



Hình 5.95. Máy lọc tẩm làm việc ở áp suất chân không:
 1- khung lọc; 2- bể chứa huyền phù; 3- bể rửa bã; 4- bể tháo bã;
 5- vít tải bã; 6- con chạy

c) Máy lọc ống

Máy lọc ống (hình 5.96) có cấu tạo gồm các ống hình trụ xóp 1, dây kín. Bên trong có lồng khung thép 2 có gờ và lỗ. Ống lọc được làm bằng thạch anh, thủy tinh hay sành sứ xóp.

Huyền phù vào cửa 4 chứa đầy trong máy lọc. Ở áp suất khoảng 8 at, nước lọc thấm qua tường xóp của ống trụ theo lỗ 6 chảy vào rãnh 7 rồi ra ngoài. Phần huyền phù còn dư đi qua rãnh 9 của tấm kim loại 8 rồi theo cửa 11 trở về bể chứa. Khi lớp bã đạt đến bề dày quy định thì ngừng cung cấp huyền phù, rồi dùng không khí nén đẩy huyền phù dư ra cửa 4.

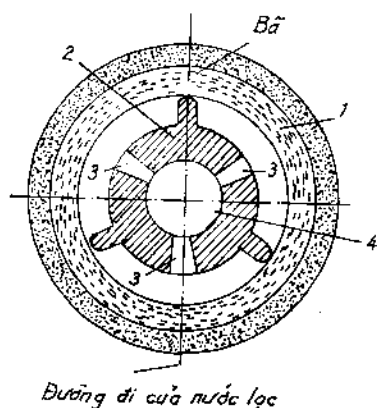
Muốn rửa bã người ta cho nước rửa vào cửa 4, nước rửa đi như nước lọc. Sau khi rửa sấy khô bã bằng không khí hoặc khí nén cũng cho vào cửa 4 và theo rãnh 9 ra ngoài.

Để tháo bã, người ta mở đáy 2 rồi dùng không khí thổi vào rãnh 7, bã sẽ tơi ra và rơi xuống dưới.

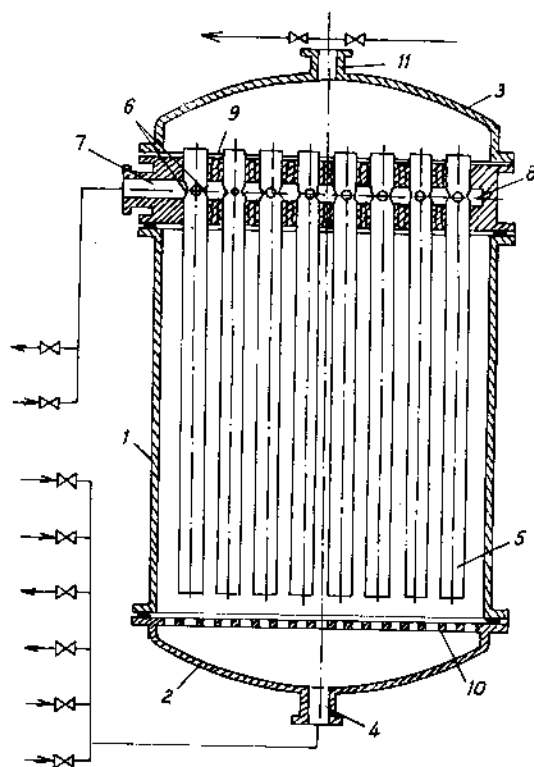
Theo định kỳ người ta phải làm sạch các lỗ trong ống bằng cách rửa chúng bằng dung môi thích hợp hoặc bằng cách thổi không khí nén vào.

Máy lọc ống loại này thường có diện tích lọc từ 0,01 đến 52 m², độ xốp đạt 40%, chiều dài ống lọc 2 m, số ống từ 1 đến 69 ống. Bề dày lớp bã khi lọc 1 ống đạt 40 đến 60 mm và lọc nhiều ống đạt khoảng 15 đến 20 mm.

Máy lọc ống có ưu điểm: gọn gàng, làm việc chắc chắn, rửa và sấy bã đơn giản; có thể lọc được các huyền phù ăn mòn hóa học; lọc sạch; có thể tự động hóa quá trình. Nhưng có nhược điểm: lỗ mao quản của ống lọc dễ bị bịt kín bởi các hạt; không quan sát được quá trình lọc.



Hình 5.96. Máy lọc ống
a) ống lọc: 1- ống hình trụ xốp;
2- ống thép có gờ; 3- lỗ tháo nước
lọc; 4- rãnh nước lọc

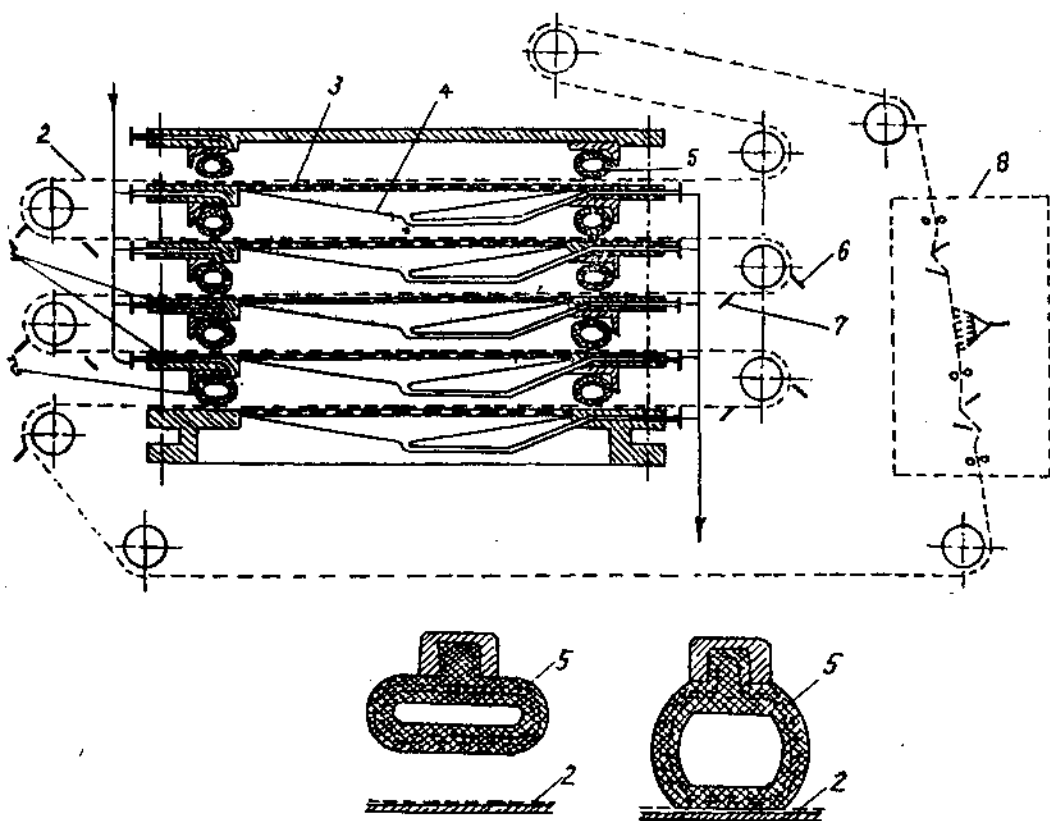


Hình 5.96. b) Máy lọc ống: 1- thân; 2- đáy;
3- nắp; 4- cửa huyền phù vào; 5- ống lọc;
6- lỗ ống lọc; 7, 9- rãnh; 8- tấm kim loại;
10- lưới; 11- cửa tháo

d) Máy lọc ép tự động

Máy lọc ép tự động được dùng để lọc các huyền phù có thành phần pha rắn từ 10 đến 400 g/l và nhiệt độ từ 5 đến 60°C.

Máy lọc ép tự động có cấu tạo gồm những tấm 1 đặt nằm ngang, tấm nọ đặt cách tấm kia 25 mm (hình 5.97). Trên tấm có lỗ lưới và trên lưới là vải lọc 2. Băng vải lọc được mắc qua hệ thống con lăn/quay. Phía dưới mỗi tấm có một đáy hình nón 4, có ống tháo nước lọc ra. Giữa hai đầu các tấm có vòng caosu đặc biệt 5. Khi bơm nước vào vòng caosu có áp lực từ 8 đến 10 at và giãn ra nén vải lọc sát tấm 1, giữa các tấm tạo thành phòng lọc cho huyền phù vào lọc. Sau khi lọc xong giảm áp suất trong vòng caosu để vòng co lại tạo khe hở đủ để cho băng vải lọc chứa lớp bã chuyển dịch tự do được.



Hình 5.97. Máy lọc ép tự động:

1- tấm lọc; 2- vải lọc; 3- lưới; 4- đáy hình nón; 5- vòng caosu;
6, 7- dao cạo bã; 8- bộ phận hoàn nguyên vải lọc

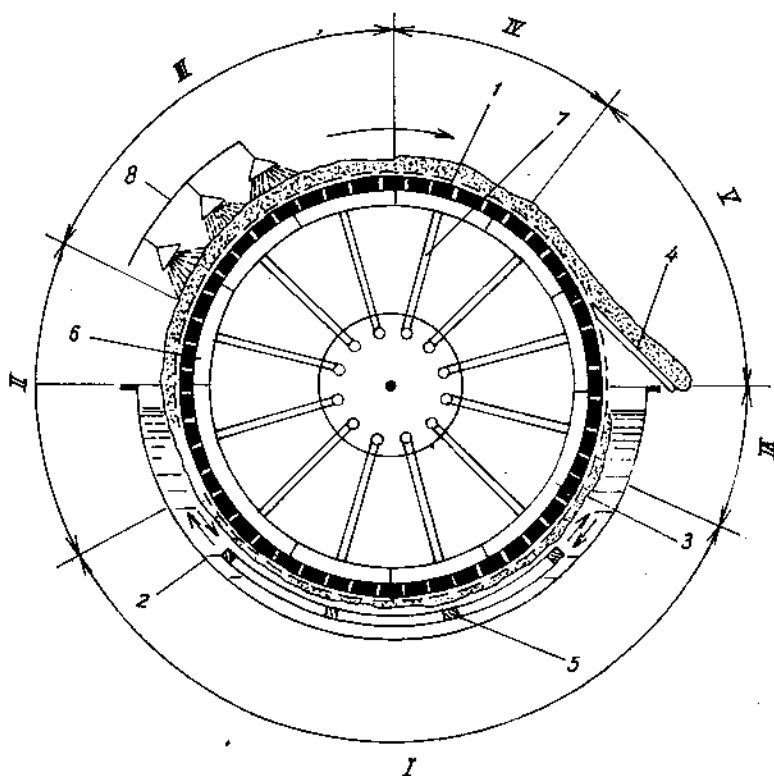
Khi hệ thống con lăn quay làm băng vải chuyển động, bã được tách ra khỏi vải lọc nhờ dao cạo 6, còn dao cạo 7 để cạo tiếp các bã còn lại trên vải lọc. Sau khi cạo bã xong, vải lọc được đưa qua bộ phận làm sạch 8 để rửa và chải sạch vải lọc.

Máy lọc ép tự động có năng suất lớn gấp 6 đến 20 lần các loại máy lọc khác. Nó có bề mặt lọc khoảng 5 đến 30 m². Chiều dày lớp bã khoảng 5 đến 20 mm. Áp suất làm việc trong giai đoạn lọc và giai đoạn rửa là 6 at. Tất cả các giai đoạn trên có thể tự động hóa hoàn toàn.

5.7.9.2. Máy lọc liên tục

5.7.9.2.1. Máy lọc chân không thùng quay

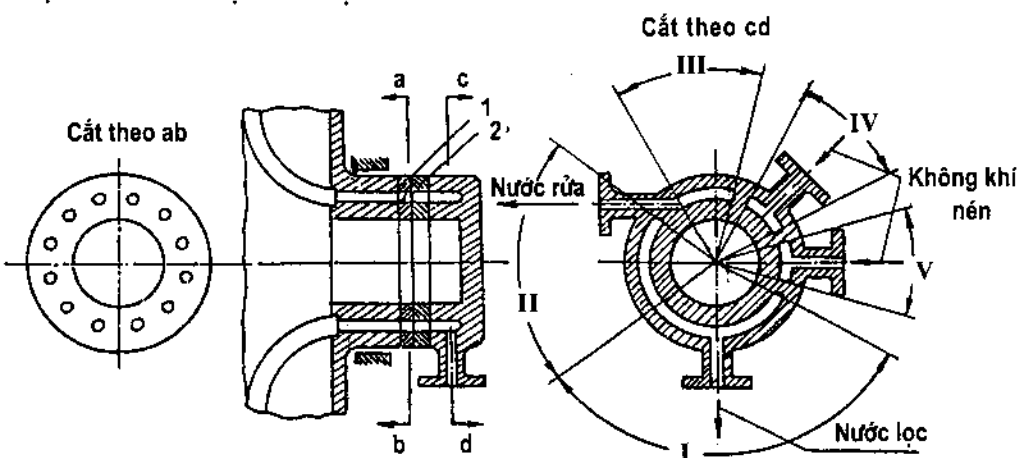
Cấu tạo của máy lọc chân không thùng quay gồm có thùng rỗng 1; bề mặt thùng đục những lỗ nhỏ, trên mặt thùng có căng vải lọc 3. Mặt bên trong thùng có chia thành các ngăn riêng biệt 6; mỗi ngăn có đường ống nối với trục rỗng (hình 5.98). Thùng được đặt trong bể chứa huyền phù 2. Trong bể huyền phù có cánh khuấy 5 để khuấy đều ngăn không cho các hạt rắn lắng xuống đáy bể.



Hình 5.98. Sơ đồ lọc chân không thùng quay:
 1- thùng rỗng; 2- bể chứa huyền-phù; 3- vải lọc; 4- dao cạo bã;
 5- cánh khuấy; 6- các ngăn; 7- ống nối; 8- vòi phun nước rửa

Khi hút chân không ở các ngăn, nước lọc chui qua vải lọc, qua lỗ thùng vào các ngăn. Từ các ngăn nước lọc theo đường ống đến trực rồng rồi ra ngoài, còn bã bị giữ lại trên bề mặt vải lọc rồi được dao cạo 4 tách ra.

Trục rồng của thùng được nối với một đầu phân phối. Đầu phân phối dùng để nối liền thùng quay với các đường ống hút chân không và không khí nén. Đầu phân phối có cấu tạo gồm một đĩa chuyển động 1 gắn chặt với thùng quay và đĩa không chuyển động 2 gắn chặt với đầu phân phối (hình 5.99). Các lỗ của đĩa chuyển động thông với các ngăn của thùng. Lỗ của đĩa chuyển động nối với các đường ống nước lọc, nước rửa và không khí nén. Khi thùng quay thì mỗi một lỗ của đĩa chuyển động lần lượt thông với lỗ của đĩa không chuyển động. Do đó cứ mỗi một vòng quay, thì mỗi ngăn của thùng đều phải thực hiện tất cả các giai đoạn của quá trình lọc, rửa, sấy, cạo bã và làm sạch vải lọc.

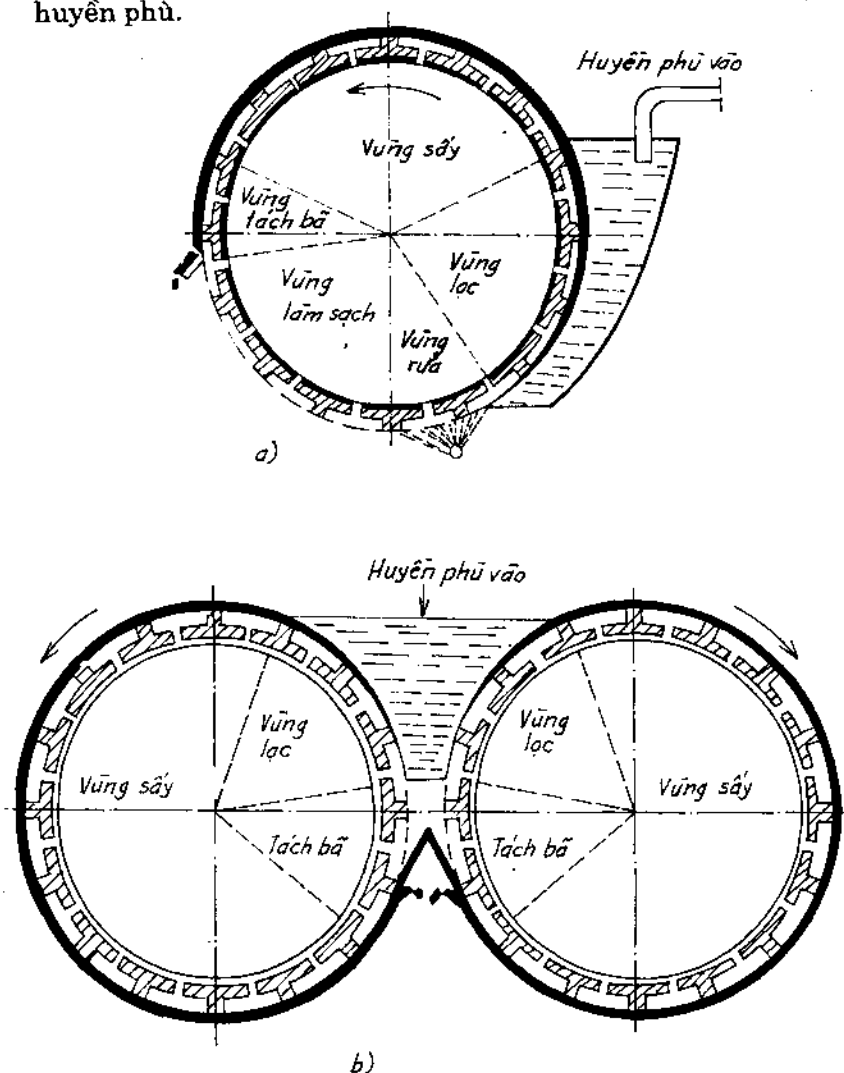


Hình 5.99. Sơ đồ cấu tạo đầu phân phối:
1- đĩa chuyển động; 2- đĩa không chuyển động

Hình 5.98 chỉ ra sáu khu vực của quá trình lọc như sau:

- **Khu vực I:** Tất cả các ống nối với các ngăn đều được hút chân không. Nước lọc qua lớp vải vào ngăn rồi theo ống vào trực rồng ra ngoài. Bã bám trên bề mặt vải lọc.
- **Khu vực II:** Tiếp tục hút chân không để tách phần nước lọc còn lại trong bã (sấy bã lần 1).
- **Khu vực III:** Nước rửa được vòi 8 phun vào lớp bã. Ở khu vực này cũng hút chân không. Nước rửa chui qua bã, vải lọc vào các ngăn, theo đường ống đến trực rồng rồi ra ngoài bằng một đường khác với đường nước lọc.

- *Khu vực IV*: Tiếp tục hút chân không để tách hết nước rửa còn trong bã (sấy lần 2).
- *Khu vực V*: Thổi không khí nén vào qua các ngăn để làm tơi bã để dao cạo làm việc dễ dàng.
- *Khu vực VI*: Thổi không khí nén vào để tách nốt các hạt bã còn bám trên vải lọc. Các hạt này được tách ra sẽ rơi trở lại bể huyền phù.



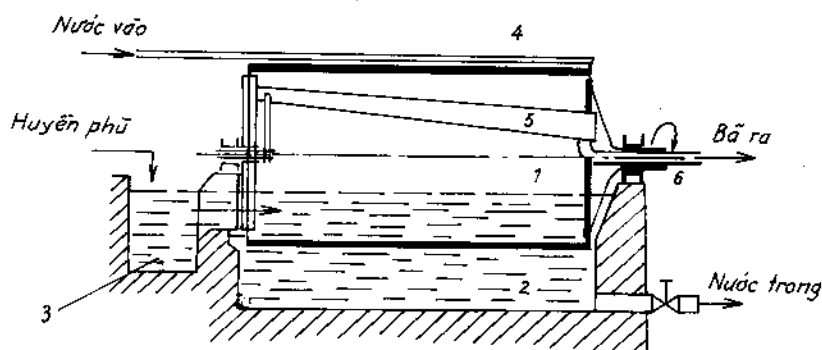
Hình 5.100. Máy lọc thùng quay:
a) máy lọc thùng quay với bể lọc một bên;
b) máy lọc hai thùng quay với bể lọc bên trên

Máy lọc chân không thùng quay có bề mặt lọc khoảng 1 đến 40 m². Vận tốc quay của thùng khoảng 0,1 đến 3 vg/ph. Tùy theo bề dày và tính chất của bã mà chọn phương pháp cạo bã. Nếu bã có bề dày lớn hơn 10 mm dùng dao để cạo (như trên hình 5.98). Nếu bề dày bã chừng 2 ÷ 4 mm dùng dây cạo. Nếu lớp bã mỏng và dính thì dùng trục caosu, còn bã quá mỏng < 2 mm thì dùng băng vải gai. Ưu điểm của máy lọc chân không thùng quay: có thể lọc bất kỳ dung dịch nào; thao tác dễ dàng; có thể gia công thiết bị từ các nguyên liệu bền về ăn mòn hóa học. Nhưng có nhược điểm: bề mặt lọc nhỏ, giá thành cao; rửa bã và sấy bã không hoàn toàn; khi làm việc ở nhiệt độ cao thì năng suất giảm vì độ chân không kém.

Ngoài ra người ta còn chế tạo loại máy lọc thùng quay với bề lọc ở một bên (hình 5.100a) hoặc bề lọc ở trên (hình 5.100b). Theo cấu tạo như vậy không cần cánh khuấy và các hạt lớn sẽ lắng xuống dưới, nên lớp bã tạo thành có độ xốp lớn và nước trong dễ đi qua.

5.7.9.2.2. Máy lọc thùng quay ở áp suất thủy tĩnh

Loại này có cấu tạo đơn giản hơn máy lọc chân không thùng quay. Dùng để lọc các bụi dạng sợi ở các nhà máy giấy và nhà máy sợi (hình 5.101).



Hình 5.101. Máy lọc thùng quay ở áp suất thủy tĩnh:

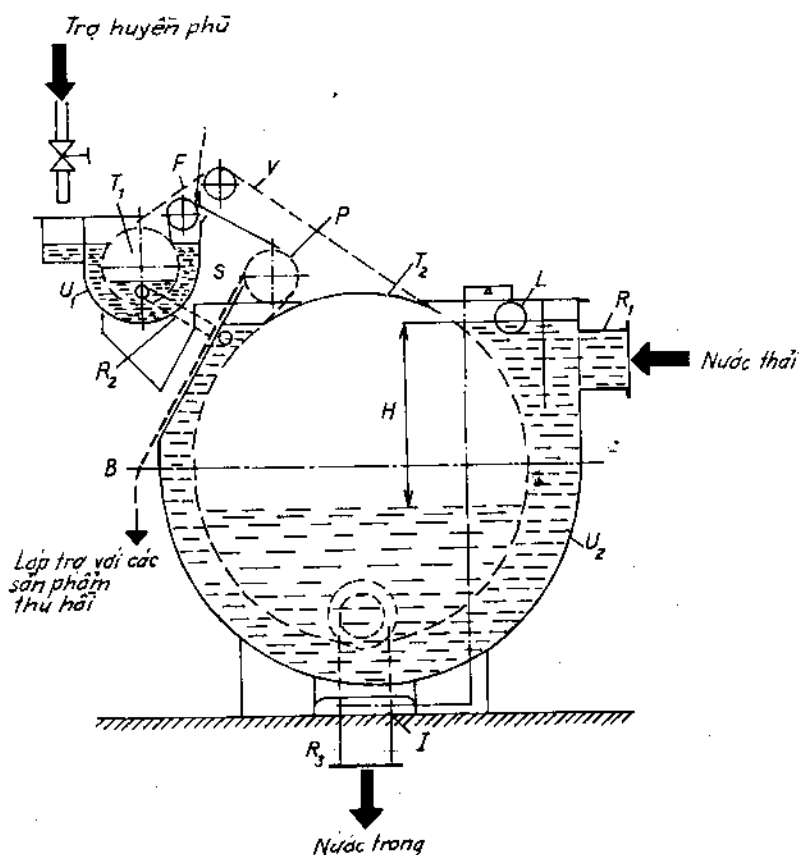
- 1- thùng quay; 2- bể chứa nước lọc; 3- bể chứa huyền phù; 4- ống dẫn nước;
5- máng chứa bã và nước rửa; 6- ống tháo bã

Từ bể huyền phù 3 huyền phù đi vào phía trong thùng quay. Dưới tác dụng của áp suất thủy tĩnh nước trong đi qua vách lọc của thùng 1 và chảy vào bể 2. Bã được giữ lại trong thùng và được tia nước từ ống 4 tách ra để vào máng 5 và ra ngoài theo ống 6, đồng thời vách lọc cũng được rửa sạch.

Loại máy lọc thùng quay này có kích thước đường kính 3 m và dài 5 m. Lỗ lưới trên thùng quay khoảng 3000 lỗ trên một centimet vuông. Năng suất đạt 2 đến 2,5 m³/m²ph.

Một loại máy lọc thùng quay đặc biệt cũng được dùng trong các nhà máy sợi, giấy là máy lọc Waco (hình 5.102). Động lực học là áp suất thủy tĩnh của cột dung dịch H . Máy lọc Waco làm việc với băng lọc V từ nguyên liệu đồng photpho, chuyển động quanh từ bể lọc U_1 đến bể lọc U_2 . Lượng bã bám trên vải lọc tính theo bề mặt lọc từ 15 đến 30 g/m². Khi qua con lăn P bã được dao S tách ra, và được rửa sạch trước khi vào bể huyền phù U_1 .

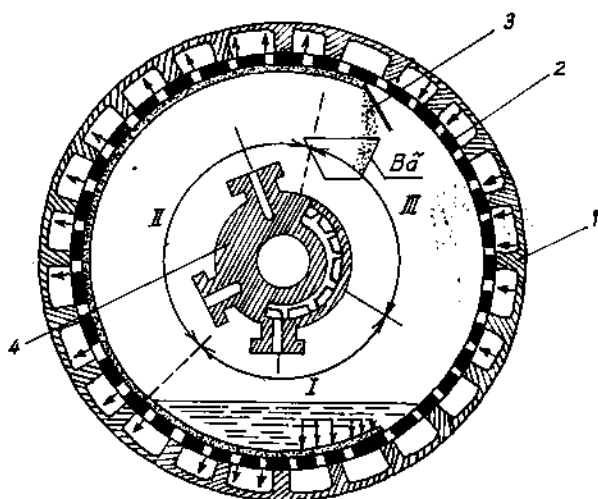
Năng suất lọc phụ thuộc vào loại và chiều dày của bã. Lọc với lớp bã dày, vận tốc chuyển động của băng lọc cỡ 3 đến 15 m/ph với áp suất thủy tĩnh U được điều khiển bằng phao L và van I ở ống tháo R_3 . Máy lọc Waco có đường kính thùng 2000 mm, rộng 1 đến 4 m. Năng suất dao động theo lượng huyền phù từ 500 đến 5000 l/ph.m chiều rộng thùng.



Hình 5.102. Máy lọc thùng quay Waco

5.7.9.2.3. Máy lọc chân không thùng quay có bề mặt lọc bên trong

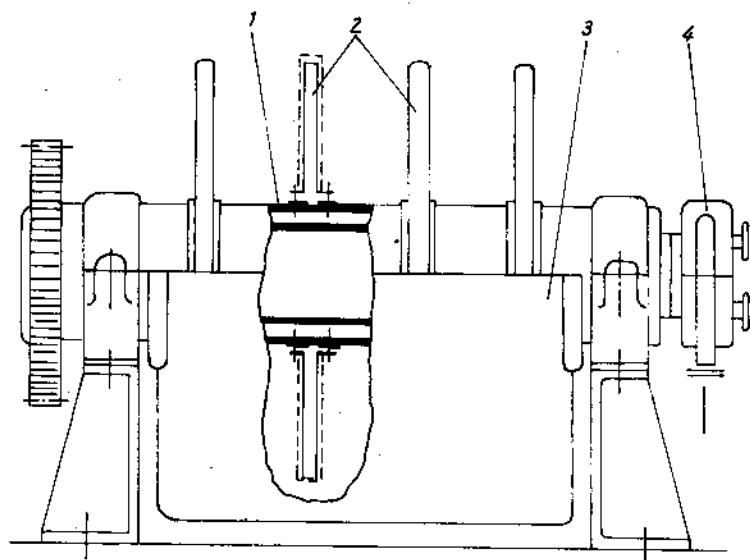
Loại máy lọc này có cấu tạo gồm thùng quay 1, bên trong có lưới 2, trên bề mặt lưới bọc vải lọc. Huyền phù đưa vào bên đáy hồ của thùng quay. Các hạt nặng, to nhất sẽ lắng trước nên hạn chế được khả năng vớt kín lỗ vải bởi các hạt bé. Đây là điểm khác biệt và là ưu điểm so với lọc chân không thùng quay có bề mặt lọc bên ngoài. Nước lọc lấy ra qua đầu phân phối 4. Bã được cạo ra do thổi không khí nén vào và dao cạo 3. Bã rơi xuống máng rồi tháo ra ngoài.



Hình 5.103. Máy lọc chân không thùng quay có bề mặt lọc bên trong:
I- khu vực lọc; II- khu vực sấy;
III- khu vực làm sạch;
1- thùng quay; 2- lưới lọc; 3- dao cạo bã;
4- đầu phân phối

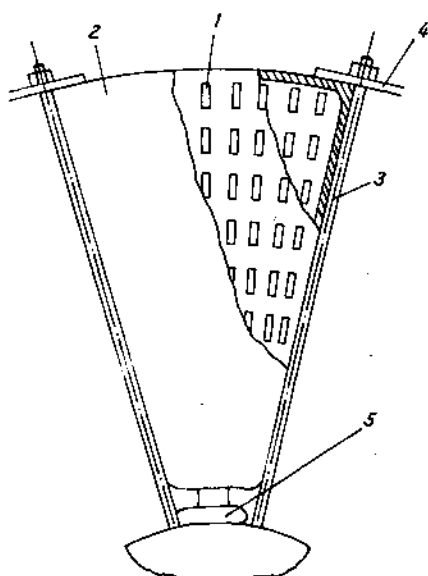
5.7.9.2.4. Máy lọc chân không loại đĩa

Máy lọc chân không loại đĩa khác với máy lọc thùng quay ở chỗ bề mặt lọc là các đĩa rỗng 2 gắn lên trục rỗng 1 (hình 5.104a). Trục và đĩa quay trong thùng huyền phù 3. Đĩa gồm những tấm rỗng hình quạt 1 ghép lại với nhau nhờ các thanh kẹp 4 và thanh vít 3 (hình 5.104b), mỗi tấm là một ngăn rỗng có đục lỗ. Tấm nối với trục bằng đoạn ống 5. Qua đó không gian bên trong tấm được nối liền và thông với các rãnh của trục rỗng. Trước khi lắp vào trục người ta phải căng vải lọc 2 lên trên bề mặt tấm. Một đầu của trục rỗng lắp vào đầu phân phối 4 (hình 5.104a) giống đầu phân phối của máy lọc thùng quay. Trục quay với vận tốc $0,1 + 3$ vg/ph (có khi đến 20 vg/ph). Nhờ chân không mà nước lọc chui qua vải lọc vào bên trong tấm qua đoạn ống 5 đi vào rãnh của trục rỗng đến đầu phân phối ra ngoài.



Hình 5.104a. Máy lọc chân không loại đĩa:
1- trục rồng; 2- đĩa; 3- thùng chứa huyền phù; 4- đầu phân phối

Bề dày của bã trên mặt đĩa phụ thuộc vào tính chất của từng loại bã. Máy lọc loại đĩa có ưu điểm: bề mặt lọc trên một đơn vị diện tích sản xuất lớn, năng lượng tiêu hao bé; thay thế vải lọc đơn giản và tốn ít vải (chỉ cần thay một phần bằng 1/8 đến 1/12 diện tích đĩa); cấu tạo gọn; giá thành rẻ. Song nó có nhược điểm: rửa bã không tốt; có thể lẫn lộn nước rửa vào huyền phù, vì vậy mà ở loại thiết bị này không tiến hành rửa bã.

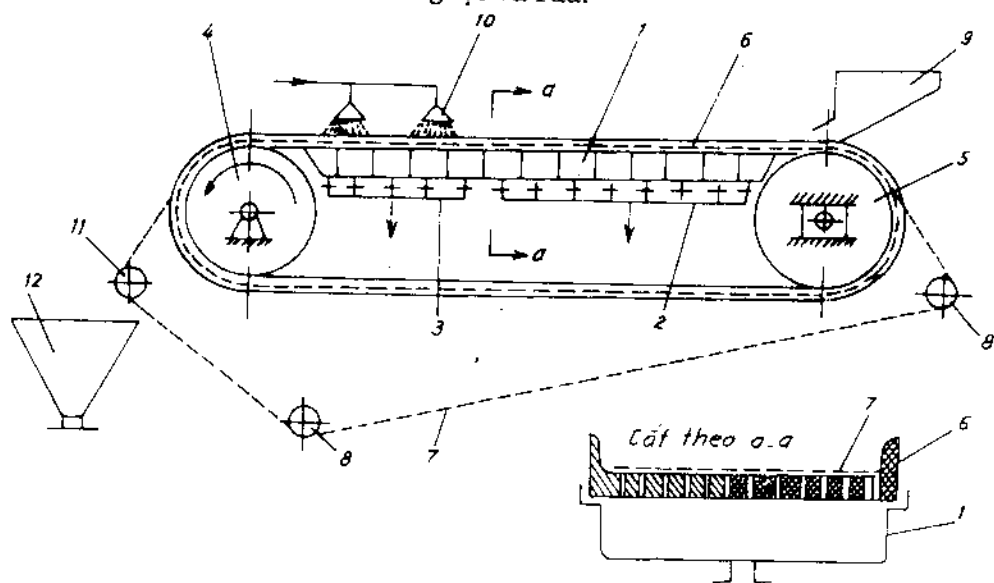


Hình 5.104b. Tấm lọc hình quạt:
1- tấm lọc; 2- vải lọc; 3- đinh vít; 4- thanh kẹp; 5- đoạn ống

5.7.9.2.5. Máy lọc chân không kiểu băng tải

Máy lọc băng tải có cấu tạo gồm một bàn dài, trên bàn lắp các khoang chân không, bên dưới khoang có đường ống 2 và 3 nối với bộ phận chứa nước lọc và nước rửa. Bên trên các

khoang chân không có băng tải bằng caosu có lỗ. Băng được căng bởi các tang quay dẫn 4 và tang quay 5. Vải lọc 7 là loại băng vô tận được ghép trên băng caosu và được kéo căng bởi con lăn 8, 11 (hình 5.105). Huyền phù cho vào băng qua máng 9. Để huyền phù không chảy ra ngoài, người ta làm băng caosu có gờ cao ở hai bên. Nhờ băng chuyển động nên huyền phù lần lượt qua các khoang chân không lọc và rửa.



Hình 5.105. Máy lọc chân không kiểu băng tải:
 1- bàn; 2- ống dẫn nước lọc; 3- ống dẫn nước rửa; 4- tang quay dẫn;
 5- tang quay căng; 6- băng caosu; 7- băng vải lọc; 8, 11- con lăn;
 9- máng; 10- vòi phun nước rửa; 12- bể chứa bã

Nước rửa được phun bằng vòi phun 10. Bã được tháo do có sự đổi chiều chuyển động của băng vải lọc ở con lăn 11 để rơi xuống bể chứa 12. Con lăn 8 có cấu tạo rỗng để cho hơi hoặc khí nén vào sấy hoặc làm sạch vải lọc.

Máy lọc kiểu băng tải có ưu điểm: cấu tạo đơn giản, không có đầu phân phối; nước lọc và nước rửa phân chia riêng biệt; rửa sạch và bã được khô; có thể lọc được các huyền phù khó lọc; hướng chuyển động của nước lọc và lắng của hạt rắn trùng nhau nên thúc đẩy quá trình lọc tốt hơn. Nhưng có nhược điểm: bề mặt lọc nhỏ vì không sử dụng hết bề mặt lọc; diện tích đặt máy lớn; băng tải dễ bị bào mòn; không dùng được cho các loại huyền phù ăn mòn caosu.

5.7.10. Quá trình rửa bã

Trong quá trình lọc luôn kèm theo rửa bã nhằm tách hết phần lỏng còn lại trong bã. Quá trình rửa bã xảy ra nhờ sự khuếch tán nước rửa vào bã và kéo chất lỏng còn trong bã theo. Vận tốc rửa có thể được tính theo phương trình của vận tốc lọc:

$$\frac{dV_r}{d\tau_r} = \frac{\Delta p \cdot F}{\mu_r (R_k + \beta)} \quad (5.224)$$

với:
$$R_k = \frac{\alpha \cdot w \cdot V}{(1 - w) F}$$

trong đó: R_k – trở lực lớp bã;

V_r – thể tích nước rửa;

μ_r – độ nhớt nước rửa;

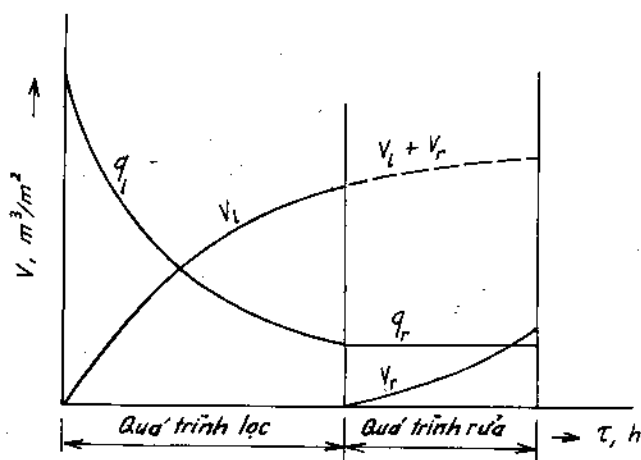
τ_r – thời gian rửa.

Nếu rửa bã tiến hành ở điều kiện áp suất không đổi và coi độ nhớt của nước lọc và của nước rửa như nhau, thì vận tốc rửa bằng vận tốc ở giai đoạn cuối của quá trình lọc, và phương trình vận tốc rửa như sau:

$$q_r = \frac{1}{F} \cdot \frac{dV}{d\tau}, \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$$

So với vận tốc lọc, vận tốc rửa không thay đổi theo thời gian và được tiến hành khi lớp bã có trở lực lớn nhất và không có quá trình tạo bã kèm theo.

Quá trình rửa đối với bã chịu nén thì nước rửa phải đi qua lớp bã dày gấp đôi so với lượng nước lọc qua và chỉ có một nửa bề mặt lọc được thực hiện, do đó vận tốc rửa chỉ bằng 1/4 vận tốc lọc, tức $q_r = \frac{1}{4} q_l$.



Hình 5.106. Đường biểu diễn quan hệ $V = f(\tau)$ và $q = f(\tau)$ cho quá trình lọc (l) và rửa (r)

Thời gian tối thiểu cho quá trình rửa của lớp bã chịu nén là:

$$\tau_r = \frac{V_r}{\left[\frac{dV}{dt} \right]} \quad (5.225)$$

Nồng độ của nước rửa cho đến thời điểm τ_r được tính:

$$c = c_1 \cdot e^{-\frac{K_r q_r \tau}{H}} \quad (5.226)$$

trong đó: c_1 – nồng độ của nước rửa ở thời điểm $\tau_r = 0$;

K_r – hệ số đặc trưng cho tính chất hóa lý của bã, m^3/m^3 ;

q_r – vận tốc riêng của quá trình rửa, $m^3/m^2.s$;

τ_r – thời gian rửa, s;

H – chiều dày bã, m.

Lấy logarit và biến đổi công thức (5.226) ta có:

$$\frac{\tau_{r2} - \tau_{r1}}{\lg c_1 - \lg c_2} = \frac{2,3 H}{K_r \cdot q_r} \quad (5.227)$$

với c_1, c_2 là nồng độ của nước rửa ứng với thời gian τ_1 và τ_2 .

5.8. LY TÂM

5.8.1. Khái niệm cơ bản

Phân riêng hệ lỏng không đồng nhất không những tiến hành bằng phương pháp lắng, lọc mà còn bằng phương pháp ly tâm, tức bằng lực ly tâm. Phương pháp ly tâm có thể tiến hành bằng xyclôn lỏng, bằng máy lắng ly tâm hoặc bằng máy lọc ly tâm. Qua ly tâm sẽ đạt được độ phân ly lớn nhất, tách tốt nhất nên thời gian phân riêng sẽ ngắn nhất. Đặc biệt đối với các huyền phù có hạt rắn rất bé.

Quá trình phân riêng qua ly tâm được phân biệt:

- Huyền phù được đưa vào xyclôn với vận tốc lớn theo phương tiếp tuyến và chuyển động xoáy tròn và được phân riêng nhờ sự phân biệt của khối lượng riêng.
- Lắng trong ly tâm với thùng liên không đục lỗ trên thành, gọi là máy lắng ly tâm để phân riêng hệ có sự khác nhau của khối lượng riêng.

- Lọc trong ly tâm với thùng có đục lỗ ở thành để giữ hạt rắn và cho nước trong qua, gọi là máy lọc ly tâm; cả hai thành phần của dung dịch có thể có khối lượng riêng bằng nhau.
- Lắng ly tâm gồm hai quá trình vật lý là lắng các hạt rắn và nén bã. Lọc ly tâm có ba quá trình vật lý là lọc tạo thành bã, nén bã và tách chất lỏng còn lại trong bã bởi lực phân tử.

Quá trình ly tâm được sử dụng rộng rãi trong công nghiệp hóa chất và thực phẩm để làm sạch những chất lỏng khác nhau hoặc tách các hạt rắn ra khỏi dung dịch; như trong các nhà máy đường, dùng máy ly tâm để phân riêng đường kính và mật rỉ. Trong sản xuất bột PVC, trước khi sấy cho ly tâm để tách dung môi và hợp chất còn nằm lại trong bột, v.v.

5.8.2. Máy lắng ly tâm

5.8.2.1. Lực ly tâm và yếu tố phân ly

Khi thùng quay làm dung dịch trong thùng quay do tác dụng của lực ly tâm:

$$P_z = m \cdot b \quad (5.228)$$

$$b = r \cdot \omega^2 \quad (5.229)$$

$$\omega = \frac{u}{r} = \frac{\pi \cdot n}{30} \quad (5.230)$$

Vậy:

$$b = \frac{D}{2} \left(\frac{\pi}{30} \cdot n \right)^2 = \frac{\pi^2}{1800} \cdot n^2 \cdot D \quad (5.231)$$

Lực ly tâm được tính:

$$P_z = \frac{2m \cdot u^2}{D} = m \cdot \omega^2 \frac{D}{2} = m \cdot r \cdot \omega^2 \quad (5.232)$$

trong đó: m – khối lượng của các vật thể chuyển động, kg;

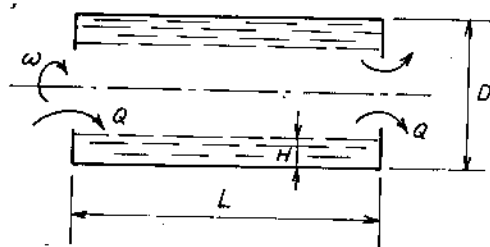
r – bán kính của vòng chuyển động, m;

u – vận tốc vòng: $u = \frac{\pi \cdot r \cdot n}{30}$, m/s;

ω – vận tốc góc: $\omega = \frac{\pi n}{30}$, độ;

n – số vòng quay, vg/ph;

b – gia tốc, m/s².



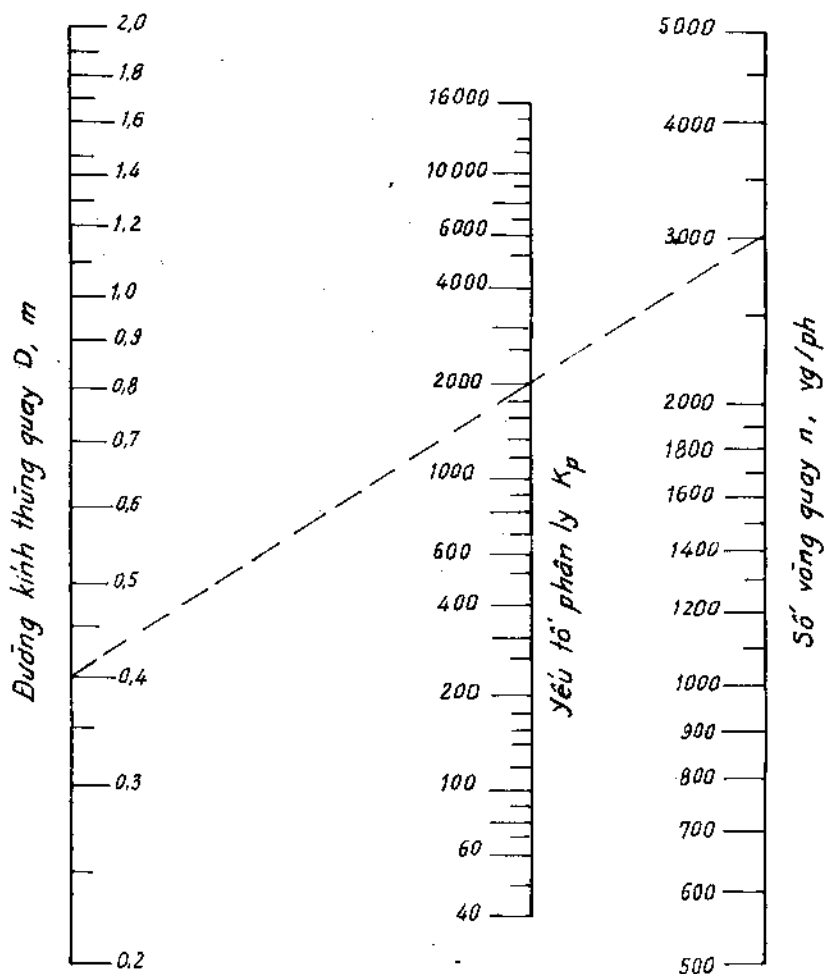
Hình 5.107. Nguyên lý lắng ly tâm

Mỗi phân tử khi chuyển động có hai lực tác dụng là lực ly tâm và trọng lực. Tỷ số giữa lực ly tâm và trọng lực được biểu thị là yếu tố phân ly:

$$K_p = \frac{P_z}{G} = \frac{b}{g} = \frac{\pi^2}{g} \cdot \frac{D \cdot n^2}{1800} \approx \frac{r \cdot n^2}{900} \quad (5.233)$$

Vì tỷ số $\frac{\pi^2}{g} \approx 1$.

Số vòng quay của máy ly tâm có thể rất lớn, vì vậy tùy mục đích sử dụng mà số vòng quay của máy ly tâm có thể trong khoảng 400 đến 15000 vg/ph, nên yếu tố phân ly đạt đến $K_p = 300$ với động cơ lớn và $K_p = 50000$ ở động cơ rất nhỏ. Trong trường hợp đặc biệt yếu tố phân ly có thể đạt đến 10^6 .



Hình 5.108. Đồ thị xác định yếu tố phân ly K_p

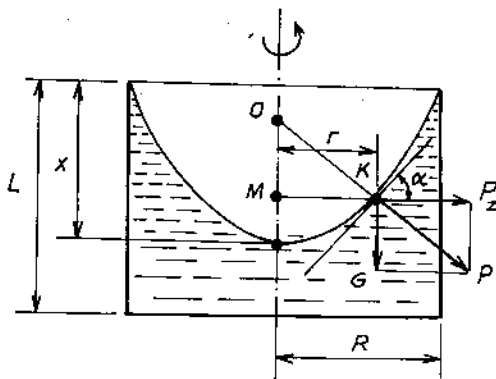
Đồ thị ở hình 5.108 dùng để xác định yếu tố phân ly dựa vào số vòng quay và đường kính thùng quay.

5.8.2.2. Bề mặt chất lỏng trong thùng

Khi thùng quay, các phân tử trong thùng chịu hai lực tác dụng là:

- Lực trọng lượng G .
- Lực ly tâm P_z .

Trên bề mặt dung dịch trong thùng hình thành một lõm parabol. Dung dịch ở trạng thái cân bằng trọng lượng nếu lực tổng hợp P tại mỗi điểm vuông góc với bề mặt của nó.



Hình 5.109. Bề mặt chất lỏng khi thùng quay

Tam giác OMK (hình 5.109) đặc trưng cho đường cong của bề mặt chất lỏng trong thùng qua đoạn $\overline{OM}$. Theo quan hệ của hai tam giác đồng dạng KGP và OMK thì:

$$\frac{\overline{OM}}{\overline{MK}} = \frac{G}{P_z} \quad (5.234)$$

Vì đoạn $\overline{MK} = r$ là bán kính quay nên rút ra:

$$\overline{OM} = \frac{G}{P_z} \cdot r \quad (5.235)$$

Mặt khác $P_z = \frac{G \cdot r \cdot n^2}{900}$, thay vào công thức (5.235) ta có:

$$\overline{OM} = \frac{900}{n^2} \quad (5.236)$$

Có nghĩa là đoạn $\overline{OM}$ không đổi khi số vòng quay đã cho.

Phương trình đường parabol có dạng:

$$y^2 = 2P \cdot x \quad (5.237)$$

Ở đây P là thông số bằng đoạn $\overline{OM}$, tức $P = \overline{OM} = 900/n^2 = (30/n)^2$, nên:

$$y^2 = 2 \left(\frac{30}{n} \right)^2 \cdot x$$

hoặc:

$$x = \frac{1}{2} \left(\frac{n \cdot y}{30} \right)^2 \quad (5.238)$$

Nếu thùng có bán kính R , tức $y = R$ thì parabol có độ sâu:

$$x = \frac{(n \cdot R)^2}{1800} \quad (5.239)$$

Phương trình (5.239) cho thấy, độ sâu x của dung dịch khi thùng quay tỷ lệ bậc hai với số vòng quay và bán kính thùng. Vì vậy:

– Với số vòng quay lớn thì parabol càng cao;

– Với thùng không cao lắm thì khi quay chất lỏng sẽ tràn ra thành thùng, do đó cần có gờ vành khăn ở miệng thùng. Chiều rộng của tấm vành khăn lấy bằng chiều dày lớn nhất của lớp chất lỏng song song với thành thùng. Thể tích chất lỏng chiếm khoảng 0,4 ÷ 0,65 thể tích thùng.

Từ hình 5.109, tại điểm xét K , góc α được tính:

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{P_z}{G} = \frac{dL}{dr} = \frac{r \cdot \omega^2}{g} \quad (5.240)$$

nên:

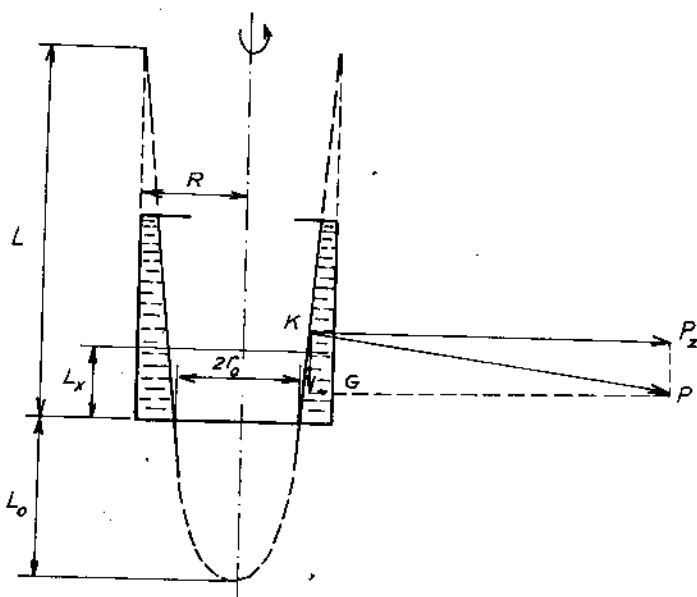
$$dL = \frac{r \cdot \omega^2}{g} dr$$

Lấy tích phân ta có:

$$\int dL = \frac{\omega^2}{g} \int r dr$$

$$L = \frac{\omega^2}{2g} R^2 + C \quad (5.241)$$

Ở đây C là hằng số tích phân đặc trưng cho điều kiện của điểm xét nằm phía trên gờ thùng. Nếu ở kích thước thùng (R hoặc L) cho trước và ω cho trước mà C có giá trị âm thì đáy parabol nằm ở ngoài thùng (hình 5.110).



Hình 5.110. Bể mặt chất lỏng khi thùng quay với vận tốc lớn

Từ công thức (5.241) tính được bán kính phần đáy thùng không chứa chất lỏng:

$$r_o = \sqrt{\frac{-C \cdot 2g}{\omega^2}} \quad (5.242)$$

Thể tích của parabol xoay trong thùng:

$$V_x = \int_0^L \frac{(L - C) \pi \cdot 2g}{\omega^2} dL$$

$$V_x = \frac{2\pi g}{\omega^2} \cdot \frac{L^2}{2} - L \cdot C \quad (5.243)$$

Thể tích của phần thùng chứa chất lỏng:

$$V_F = V_T - V_x = R^2 \pi L - V_x \quad (5.244)$$

Mặt khác vì $V_F = R^2 \pi L_x$, ta rút ra mức chất lỏng trong thùng lúc đầu:

$$L_x = \frac{V_F}{\pi R^2} \quad (5.245)$$

5.8.2.3. Vận tốc lắng

Để tính vận tốc lắng dưới tác dụng của lực ly tâm, ta dùng phương trình Stokes theo chuẩn số Reynolds:

$$Re = \frac{d \cdot w_o \cdot \gamma}{\mu \cdot g} \quad (5.246)$$

Quá trình lắng các hạt mịn được thực hiện ở $Re < 0,2$ hoặc $Re < 1$.

Quá trình lắng trong bể lắng có vận tốc:

$$w_o = \frac{d^2 (\gamma_r - \gamma)}{18 \mu} = \frac{d^2 (\gamma_r - \gamma)}{18 \nu \cdot \gamma} g \quad (5.247)$$

Quá trình lắng dưới tác dụng của ly tâm được tính bằng cách thay gia tốc trọng trường g bằng gia tốc ly tâm $r \cdot \omega^2$, tức:

$$w_z = \frac{d^2 (\gamma_r - \gamma) \varphi}{18 \nu \cdot \gamma} \cdot r \cdot \omega^2, \quad (5.248)$$

trong đó: w_o – vận tốc lắng trong bể lắng theo định luật Stokes;

w_z – vận tốc lắng trong máy ly tâm;

d – đường kính hạt rắn;

γ_r – trọng lượng riêng của hạt rắn (bã khô);

γ – trọng lượng riêng của chất lỏng;

ρ – khối lượng riêng;

μ – độ nhớt;

ν – độ nhớt động học;

φ – thừa số hình dạng hạt rắn: với hạt cầu $\varphi = 1$ và hạt dạng khác $\varphi < 1$, cụ thể:

$\varphi = 0,77$: hạt dạng tròn

$\varphi = 0,66$: hạt dạng góc cạnh

$\varphi = 0,58$: hạt dạng thanh dài.

Theo công thức tính yếu tố phân ly:

$$K_p = \frac{r \cdot \omega^2}{g} = \frac{w_z}{w_o}$$

nên vận tốc lắng do ly tâm sẽ là:

$$w_z = K_p \cdot w_o \quad (5.249)$$

Vận tốc lắng phụ thuộc vào những yếu tố: khối lượng riêng, độ nhớt, đường kính hạt, số vòng quay, đường kính thùng và chiều dài quãng đường

lắng. Yêu cầu của quá trình lắng là có thời gian lắng bé nhất, tức là với cùng yếu tố phân ly có năng suất lớn nhất hoặc với cùng năng suất có yếu tố phân ly lớn nhất. Để đạt được yêu cầu đã nêu, thiết bị phải có cấu trúc hợp lý, như bán kính phân ly lớn, quãng đường phân ly bé, dòng vào ra ổn định, v.v.

Phương trình tổng quát tính vận tốc lắng không ở chế độ dòng như sau:

$$w_o = \sqrt{\frac{\pi}{6\psi} \cdot \frac{\gamma_r - \gamma}{\gamma} g \cdot d} \quad (5.250)$$

Với ψ là trở lực thủy lực, cụ thể:

Trong miền quá độ ($0,2 < Re < 500$) vận tốc lắng được tính:

$$w_o \sim \frac{d \cdot g^{2/3}}{2} \cdot \sqrt[3]{\frac{\pi}{v \cdot \varphi} \left(\frac{\gamma_r - \gamma}{\gamma} \right)^{2/3}} \quad (5.251)$$

Trong miền xoáy ($Re > 500$) ta có:

$$w_o \sim 1,76 \sqrt{\frac{\gamma_r - \gamma}{\gamma} d \cdot g} \quad (5.252)$$

Với d và g trong vùng xoáy phụ thuộc w_o theo mũ bậc 0,5 như đường cong quan hệ ở hình 5.112 với $K_p = 1$ và độ dốc 1 : 2. Ở chế độ dòng, đường cong có độ dốc 2, còn trong vùng quá độ, độ dốc của đường cong chuyển từ 2 đến 0,5.

5.8.2.4. Năng suất lắng

Năng suất của máy ly tâm tính bằng lượng huyền phù đi vào máy trong một đơn vị thời gian (l/h) hoặc tính bằng lượng bã thu được sau quá trình ly tâm (kg/h). Coi thể tích chất lỏng bằng 50% thể tích thùng ta có thể tính như sau:

Các ký hiệu dùng:

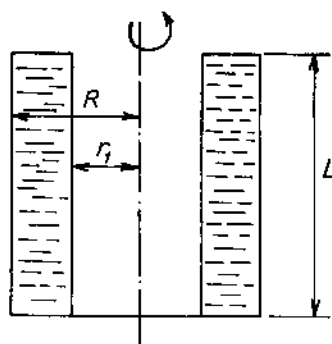
R – bán kính trong của thùng, m;

r_1 – bán kính trong của lớp chất lỏng, m;

L – chiều cao thùng, m;

V_T – thể tích thùng, m³;

V_F – thể tích chất lỏng trong thùng, m³.



Hình 5.111. Phân bố chất lỏng trong thùng

$$V_T = \pi R^2 L, \text{ m}^3 \quad (5.253)$$

$$V_F = \pi(R^2 - r_1^2) L, \text{ m}^3 \quad (5.254)$$

Vì $V_F = 0,5 V_T$, nên:

$$\begin{aligned} 0,5 \pi R^2 L &= \pi(R^2 - r_1^2) L \\ r_1 &= 0,71 R \end{aligned} \quad (5.255)$$

Vận tốc lắng ly tâm phụ thuộc vào bán kính r , nên để xác định năng suất lắng trung bình cho tính toán yếu tố phân ly ta dùng bán kính trung bình:

$$r_{tb} = \frac{R + 0,71 R}{2} \approx 0,85 R$$

Vậy:

$$K_p = \frac{0,85 \cdot D \cdot n^2}{1800}$$

Quãng đường lắng của hạt rắn là $(R - r_1)$, nên thời gian lắng là:

$$\tau_l = \frac{0,29 R}{w_z} \quad (5.256)$$

Trong thời gian này chất lỏng trong thùng cùng đi được quãng đường L với vận tốc trung bình:

$$w_{tb} = \frac{Q}{\pi(R^2 - r_1^2)}, \text{ m/s} \quad (5.257)$$

Với Q năng suất lắng, được tính từ thời gian lắng:

$$\begin{aligned} \tau_l &= \frac{L}{w_{tb}} = \frac{\pi(R^2 - r_1^2) L}{Q} \\ Q &= \frac{\pi(R^2 - r_1^2) L}{\tau}, \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned} \quad (5.258)$$

Vì $0,5 V_T = \pi(R^2 - r_1^2) L$, nên:

$$Q = \frac{0,5 V_T}{\tau_l}, \text{ m}^3/\text{s}. \quad (5.259)$$

Nếu máy lắng làm việc gián đoạn, ta cần tính đến thời gian mở máy, hãm máy và tháo bã.

Tổng số thời gian của chu kỳ lắng ly tâm là:

$$\tau = \tau_l + \tau_m + \tau_h + \tau_{tb}$$

Năng suất của máy lắng ly tâm:

$$Q = \frac{0,5 V_T}{\tau}, \text{ m}^3/\text{h}$$

hoặc:
$$Q_h = \frac{1800 V_T}{\tau}, \text{ m}^3/\text{h} \quad (5.260)$$

5.8.2.5. Tải trọng bề mặt lắng

Phương trình:

$$w_o = \frac{d^2 (\gamma_r - \gamma)}{18 \mu} \quad (5.247)$$

Có thể được viết thành:

$$w_{lb} = \frac{Q}{F} = \frac{d^2 (\gamma_r - \gamma)}{18 \mu} \quad (5.247a)$$

Vì với đường kính hạt rắn đã biết, $w_{lb} \leq w_o$, nếu không đường kính hạt d không lắng được:

$$\frac{Q}{F} = q_F = w_o, \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h} \quad (5.261)$$

trong đó: Q – năng suất tính theo huyền phù, m^3/h ;

F – bề mặt lắng, m^2 ;

q_F – tải trọng bề mặt lắng, m^3/h .

Với quá trình lắng ly tâm thì $w_z = w_o K_p$, nên theo cân bằng trong quá trình lắng ta có:

$$\begin{aligned} w_z &= q_F \\ w_o &= \frac{q_F}{K_p} \end{aligned} \quad (5.262)$$

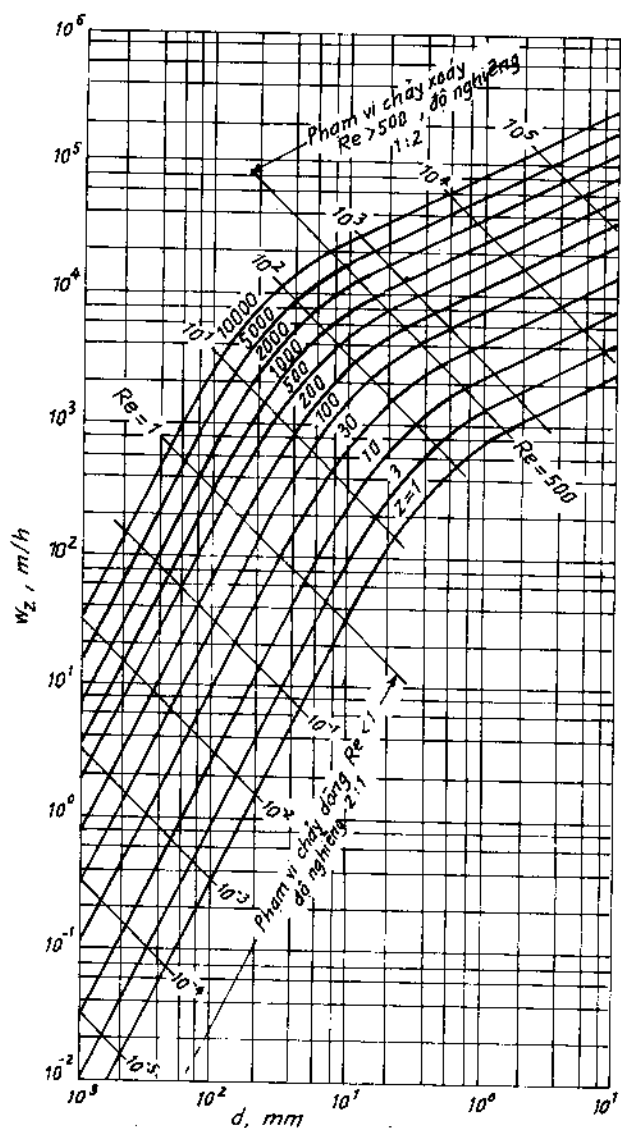
Vì vậy, quá trình lắng ở điều kiện xoáy có:

$$w_z = w_o \sqrt{K_p} \quad (5.263)$$

Và trong chế độ quá độ:

$$w_z = w_o K_p^{2/3} \quad (5.264)$$

Trên đồ thị ở hình 5.112 cho thấy, với yếu tố phân ly K_p tăng thì đường cong dịch sang phía phải.



Hình 5.112. Đồ thị w_s (quá trình lắng cát trong nước ở 20°C)

5.8.2.6. Đường kính của hạt rắn trong dung dịch

Hạt rắn trong huyền phù được lắng trong máy ly tâm phụ thuộc vào ba yếu tố sau:

- 1- vận tốc lắng;
- 2- chiều dày của lớp H , và
- 3- thời gian lưu trung bình T .

Từ ba yếu tố trên ta lập một chuẩn số đặc trưng K_s (còn gọi là chuẩn số lắng):

$$K_s = \frac{w_z \cdot T}{H} \quad (5.265)$$

với w_z – vận tốc lắng của những hạt rắn cần lắng, theo sự phân bố kích thước hạt trong quan hệ với độ lắng.

Theo phương trình lắng ly tâm:

$$w_z = w_{\omega} K_p = \frac{d^2 (\rho_r - \rho)}{18 \mu} r \cdot \omega^2$$

$$T \sim \frac{D \cdot n_w}{u_T} \quad (5.266)$$

Với n_w – số vòng quay của các phần tử cho đến khi tách khỏi thùng, nên $T \sim DW$. Vì vậy, nếu chấp nhận mô hình đồng dạng hình học là bán kính trung bình của hạt rắn tỷ lệ với chiều dày lớp huyền phù trung bình thì ta có:

$$K_s \sim \frac{\rho_r - \rho}{\mu} d^2 \omega \cdot n_w \sim \frac{\rho_r - \rho}{\mu} d^2 \omega^2 T \quad (5.267)$$

Mặt khác chuẩn số đặc trưng được biểu thị qua năng suất lắng:

$$K_s = \frac{D \cdot \omega^2}{2g} \cdot \frac{d^2 (\rho_r - \rho) g}{18 \mu} \cdot \frac{D \cdot \pi H \cdot L}{Q} \cdot \frac{1}{H}$$

hoặc:

$$K_s = \frac{\pi}{36} \left(\frac{\rho_r - \rho}{\mu} d^2 \right) \frac{L D^2 \omega^2}{Q} \quad (5.267)$$

Từ phương trình (5.267), ta có thể xác định kích thước của hạt rắn trong quá trình lắng ly tâm d_T :

$$d_T \sim \sqrt{\frac{\mu}{\rho_r - \rho} \cdot \frac{1}{\omega \cdot n_w}} \sim \sqrt{\frac{\mu}{\rho_r - \rho} \cdot \frac{1}{\omega^2 T}} \quad (5.268)$$

Hoặc đường kính d_T được thể hiện theo định luật Stockes (lắng thông thường):

$$d_T = \sqrt{\frac{18 \mu}{\gamma_r - \gamma}} \cdot q_F$$

Và đối với máy lắng ly tâm thì:

$$d_T \sim \sqrt{\frac{\mu}{\gamma_r - \gamma} \left(\frac{q_F}{K_p} \right)} \sim \sqrt{\frac{q_F}{K_p}} \quad (5.269)$$

Ở chế độ xoáy đường kính hạt được tính:

$$d_T \sim \left(\frac{64}{\pi g} \cdot \frac{\gamma}{\gamma_r - \gamma} \right) \frac{q_F^2}{K_p} \quad (5.270)$$

Và ở chế độ quá độ:

$$d_T \sim \sqrt[3]{\frac{v 84}{\pi g^2} \left(\frac{\gamma}{\gamma_r - \gamma} \right)^2 \cdot \frac{g_F}{K_p^{2/3}}} \quad (5.271)$$

5.8.2.7. Bề mặt lắng tương đương

Xuất phát từ công thức tính vận tốc lắng trung bình:

$$\frac{Q}{F} = \frac{d^2 (\gamma_r - \gamma)}{18 \mu} \quad (5.247)$$

nhận được $Q = F \cdot w_{tb}$ hoặc :

$$Q = F \cdot w_p K_p = F \cdot w_z \quad (5.272)$$

Tổng hợp các đại lượng F và K_p thành đại lượng Σ và gọi là "bề mặt lắng tương đương". Bề mặt lắng được hiểu là một bề mặt lắng tương ứng trong trường trọng lượng. Lưu lượng (năng suất lắng) tăng cùng với sự tăng của Σ . Giá trị Σ được tính như sau:

$$\Sigma = F \cdot K_p = D \cdot L \pi \frac{\pi^2}{g} \cdot \frac{D \cdot n^2}{1800} \approx \frac{\pi}{1800} \cdot L(D \cdot n)^2 \quad (5.273)$$

Đối với máy lắng ly tâm, sự phụ thuộc của đại lượng F và K_p vào bán kính thùng có thể bỏ qua. Trường hợp thùng có chiều cao gờ lớn thì có thể thay D bằng bề dày lớp chất lỏng, tức:

$$\Sigma = \frac{\pi}{1800} L(D \cdot n)^2 \cdot \left(1 - \frac{H}{D} \right)^2 \quad (5.274)$$

Đối với máy lắng ly tâm loại ống (hình 5.113) tỷ số L/D lớn thì việc đơn giản nêu trên không thể được, nên có thể tính chính xác Σ qua công thức $\Sigma = \frac{Q}{w_o}$. Vì vậy đại lượng Σ còn được gọi là năng suất riêng của máy lắng ly tâm.

Nếu năng suất tính theo quan hệ $Q = V/T_s$, thì giá trị Σ được tính:

$$\Sigma = \frac{V}{\omega_o T_s} \quad (5.275)$$

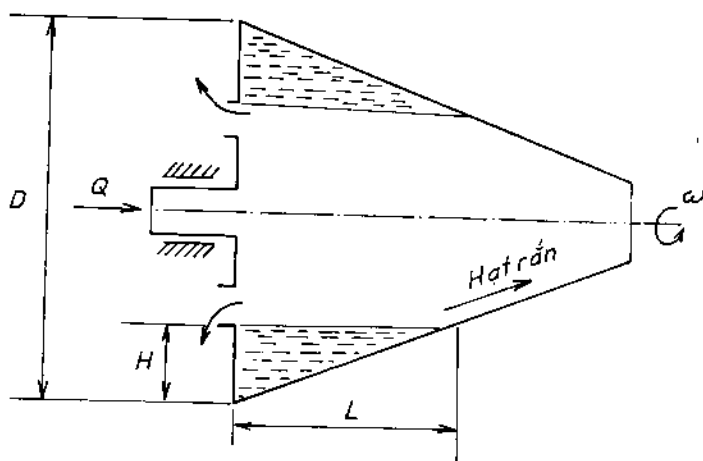
Thời gian lắng trong trường lực đồng nhất bằng H/ω_z , nhưng trong trường lực không đồng nhất, đặc biệt trong trường ly tâm thì:

$$T_s = \int_{R-H}^R \frac{dr}{w_z(r)} = \int_{r_1}^R \frac{dr}{\omega_o K_p(r)} \quad (5.276)$$

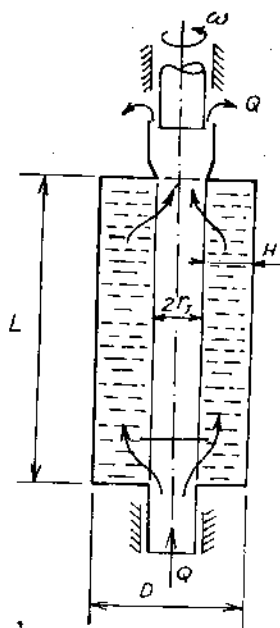
$$\begin{aligned} \text{và } \Sigma &= \frac{V}{\int_{r_1}^R \frac{dr}{K_p(r)}} = \frac{V}{\frac{g}{\omega^2} \int_{r_1}^R \frac{dr}{r}} = \\ &= \frac{\omega^2}{g} \cdot \frac{V}{\ln \frac{R}{r_1}} \end{aligned} \quad (5.277)$$

Với $V = \pi(R^2 - r_1^2) L$, ta có:

$$\Sigma = \frac{\pi \omega^2 L}{g} \cdot \frac{R^2 - r_1^2}{\ln \frac{R}{r_1}} = \frac{\pi}{1800} L (D.n)^2 \cdot \frac{\frac{2H}{D} \left(1 - \frac{H}{D}\right)}{\ln \frac{D}{D - 2H}} \quad (5.278)$$



Hình 5.114. Máy lắng ly tâm hình phễu

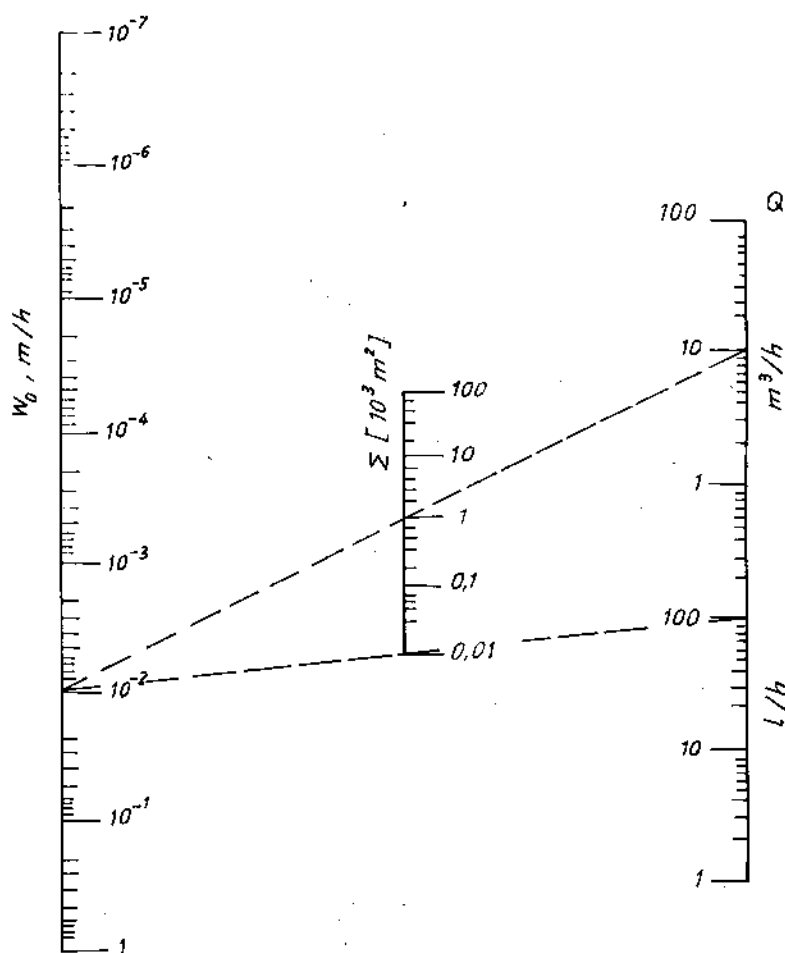


Hình 5.113. Máy lắng ly tâm loại ống

Trường hợp máy lắng ly tâm dạng phễu (hình 5.114), đại lượng Σ được tính:

$$\Sigma = \frac{\pi}{1800} L(D.n)^2 \left[\frac{1}{2} - \frac{4}{3} \frac{H}{D} + \left(\frac{H}{D} \right)^2 \right] \quad (5.279)$$

Từ những công thức tính toán đã nêu có thể vận dụng để tính chuyển quy mô từ kết quả nghiên cứu trong phòng thí nghiệm. Điều này được thể hiện ở biểu đồ trên hình 5.115. Giá trị Σ được tính toán cho các vùng nằm ngoài định luật Stockes như sau.



Hình 5.115. Biểu đồ xác định lưu lượng (năng suất) của máy lắng ly tâm

Trong phạm vi $Re > 500$ thì:

$$Q = F \cdot \omega_z = F \sqrt{K_p} \cdot \omega_o = \Sigma \cdot \omega_o$$

Do đó:
$$\Sigma = F \sqrt{K_p} = \frac{\pi}{42,5} L \sqrt{D} (D.n) \quad (5.280)$$

Trong vùng quá độ:

$$\Sigma = F \cdot K_p^{2/3} = \frac{\pi}{148} \cdot L \sqrt[3]{D} (D.n)^{4/3} \quad (5.281)$$

5.8.2.8. Công suất động cơ

Năng lượng tiêu hao cho quá trình lắng và các bước trung gian (mở, hãm) cần được xác định riêng biệt.

Khi mở máy cần năng lượng:

1- Thắng sức ỳ của thùng và huyền phù trong thùng;

2- Thắng ma sát ở trục;

3- Thắng trở lực không khí.

- ♦ Để thắng sức ỳ của thùng cần có vận tốc $u_T = \omega \cdot r$ (m/s) và năng lượng tiêu tốn:

$$A = \int \frac{d.m \cdot r^2 \omega^2}{2} = \frac{\omega^2}{2} \int r^2 d.m = J \cdot \frac{\omega^2}{2} \quad (5.282)$$

Mômen quán tính (ỳ) của thùng được tính:

$$J_T = m_T R^2 = \frac{G_T R^2}{g} \quad (5.283)$$

và

$$A_T = \frac{\omega^2}{2} J_T = \frac{\omega^2 G_T R^2}{2g} = \frac{u_T^2 G_T}{2g} \quad (5.284)$$

trong đó: m_T – khối lượng của thùng;

G_T – trọng lượng của thùng;

R – bán kính trong của thùng;

ω – vận tốc góc;

u_T – vận tốc vòng.

Khi thùng quay, phần chất lỏng trong thùng được giới hạn giữa r_1 và R , vì vậy khối lượng chất lỏng được tính:

$$d.m = 2\pi \cdot r \cdot L \cdot dr (\gamma/g) \quad (5.285)$$

Mômen quán tính của chất lỏng:

$$J_1 = 2\pi L \frac{\gamma}{g} \int_{r_1}^R r^3 dr$$

$$J_1 = \frac{\pi L \gamma}{2g} (R^4 - r_1^4) \quad (5.286)$$

Năng lượng tiêu tốn để thắng lực ỳ của chất lỏng trong thùng:

$$A_1 = \frac{\omega^2 \pi L \gamma}{4g} (R^4 - r_1^4) \quad (5.287)$$

Biết $r_1 \approx 0,71 R$ và $u_T = \omega R = \pi R n / 30$, nên:

$$A_1 = 0,75 \frac{u_T^2 \gamma V_T}{4g} \approx 0,19 u_T^2 \rho V_T, \text{ kpm} \quad (5.288)$$

♦ Để thắng ma sát ở trục cần năng lượng:

$$N_R = \frac{f \cdot G \cdot u_w}{102}, \text{ kW} \quad (5.289)$$

trong đó: G – toàn bộ trọng lượng của phần quay, kp;

u_w – vận tốc vòng của trục, m/s;

f – hệ số ma sát, $f = 0,07 \div 0,1$.

♦ Để thắng sức cản của không khí cần năng lượng:

$$N_v = 0,736 \cdot 10^{-6} \xi D_a^2 u_T^3 \gamma_k, \text{ kW} \quad (5.290)$$

trong đó: D_a – đường kính ngoài của thùng, m;

u_T – vận tốc vòng của thùng, m/s;

γ_k – trọng lượng riêng của không khí, kp/m³;

ξ – hệ số trở lực, $\xi = 2,3$.

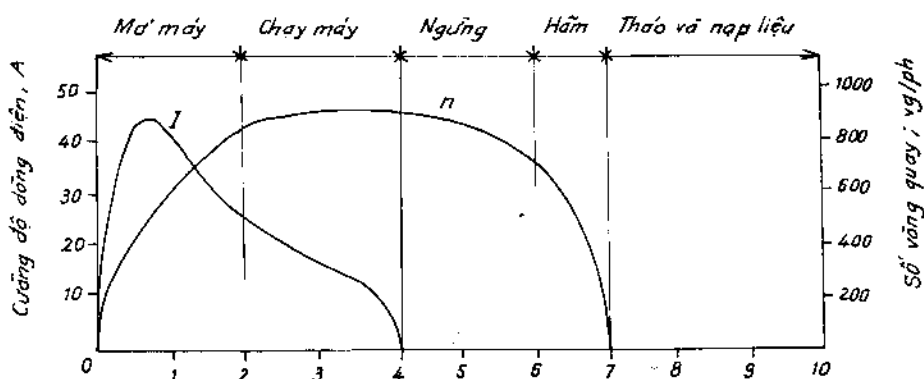
Công suất trên trục động cơ:

$$N = \frac{A_T + A_1}{102 \tau} + N_R + N_v$$

Trong thực tế để an toàn cho hoạt động của động cơ nên tăng 10 đến 20%, do đó công suất động cơ:

$$N_{dc} = \frac{N}{0,9} \div \frac{N}{0,8} \quad (5.291)$$

Hình 5.116 biểu thị diễn biến cường độ dòng điện và số vòng quay khi máy lắng ly tâm làm việc.



Hình 5.116. Diễn biến của cường độ dòng điện I và số vòng quay n của máy lắng ly tâm làm việc gián đoạn

5.8.3. Máy lọc ly tâm

Máy lọc ly tâm có ba giai đoạn: tạo bã, nén bã và tháo bã. Máy lọc ly tâm khác với quá trình lọc thông thường là áp lực thủy tĩnh lớn do có tác dụng của lực ly tâm. Thời gian của từng giai đoạn phụ thuộc vào tính chất vật lý và nồng độ của huyền phù và cấu tạo của máy lọc ly tâm.

5.8.3.1. Năng suất của máy lọc ly tâm

Năng suất lọc được tính theo công thức:

$$(V + V_1)dV = \frac{F_o^2 P_o d\tau}{\mu \alpha' x} \quad (5.292)$$

trong đó: F_o – bề mặt lọc, m^2 ;

$P_o = P_1 + P$ – áp suất làm việc, kp/m^2 ;

P_1 – sự giảm áp khi chất lỏng chảy qua trong quá trình lọc, kp/m^2 ;

P – sự giảm áp khi chất lỏng chảy qua lớp bã, kp/m^2 ;

τ – thời gian lọc, s ;

V – năng suất lọc tính theo m^3 nước lọc trong thời gian τ ;

V_1 – thể tích nước trong tương ứng lượng bã tạo thành (trở lực lọc bằng vách lọc), m^3 ;

x – thể tích bã tính theo 1 m^3 nước trong, m^3 ;

α' – trở lực riêng của bã, $1/m^2$;

μ – độ nhớt của chất lỏng.

Khi thùng quay tạo ra áp suất. Vì lớp bã quanh bề mặt lọc (bề mặt thùng) tăng dần nên bề mặt lọc và lực ly tâm thay đổi. Do vậy đại lượng P_o và F_o trong phương trình lọc cũng thay đổi theo.

Bề mặt lọc được tính theo công thức:

$$F = 2\pi r \cdot L, \text{ m}^2 \quad (5.293)$$

Áp suất làm việc:

$$P_o = \int_{r_1}^R \frac{dp}{F}, \text{ kp/m}^2 \quad (5.294)$$

hoặc:

$$P_o F_o^2 = \int_{r_1}^R F dp_r$$

với

$$dp_r = dm \cdot \omega^2 \cdot r = \frac{2\pi L \cdot dr \cdot \gamma \cdot \omega^2 r}{g}$$

$$P_o F_o^2 = \frac{4\pi^2 L^2 \omega^2 \gamma}{g} \int_{r_1}^R r^3 dr$$

Nếu lỏng chiếm 50% thể tích thùng thì $r_1^2 = 0,5 R^2$, nên:

$$P_o F_o^2 = \frac{0,75 (2\pi R \cdot L)^2}{2} \cdot \frac{(\omega \cdot R)^2 \gamma}{2g}$$

Bề mặt thùng $F_{oz} = 2\pi R \cdot L$ và $P_{oz} = \frac{\gamma (\omega \cdot R)^2}{2g} = \frac{\gamma \cdot u_T}{2g}$ là áp suất tác

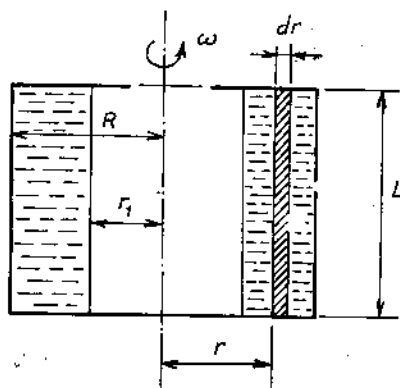
dụng lên thành thùng, khi đó ta có:

$$P_o F_o^2 = 0,375 P_{oz} F_{oz}^2 \quad (5.295)$$

Phương trình tính năng suất lọc:

$$(V + V_1)^2 = \frac{0,75 P_{oz} F_{oz}^2}{\mu \cdot \alpha' x} (\tau + \tau_1) \quad (5.296)$$

Nếu biểu thị năng suất lọc theo thứ nguyên m^3/m^2 ta có:



Hình 5.117. Sơ đồ nguyên lý lọc ly tâm

$$\frac{(V + V_1)^2}{F_{oz}^2} = (q + q_1)^2 = \frac{0,75 P_{oz} (\tau + \tau_1)}{\mu \cdot \alpha' x} \quad (5.297)$$

Đặt $K = \frac{0,75 P_{oz}}{\mu \cdot \alpha' x}$ ta nhận được phương trình:

$$(q + q_1)^2 = K(\tau + \tau_1) \quad (5.298)$$

hoặc:
$$\frac{\Delta \tau}{\Delta q} = \frac{2}{K} q + \frac{2}{K} q_1 = A_q + B \quad (5.299)$$

Biểu thức (5.299) là phương trình đường thẳng, nên rất thuận tiện khi vận dụng để tính toán các đại lượng K , V_1 , q_1 và τ_1 , cũng như là năng suất lọc V và thời gian lọc τ khi có các số liệu thực nghiệm.

Năng suất lọc ly tâm tính theo thời gian được tính theo công thức:

$$V_h = \frac{3600 V}{\Sigma \tau}, \text{ m}^3/\text{h} \quad (5.300)$$

Tổng thời gian cho quá trình lọc (một mẻ làm việc) $\Sigma \tau$ bao gồm: thời gian mở, hãm máy, tháo bã, thời gian lọc và thời gian rửa bã nếu có.

5.8.3.2. Áp suất đáy, quan hệ gia tốc

Áp suất ở đáy của cột chất lỏng có chiều cao H được tính:

$$P_B = g \cdot \rho \cdot H$$

Khi thùng quay (thùng có đường kính D) tạo lớp chất lỏng H với gia tốc bán kính b_r , thì áp suất do tác dụng của lực ly tâm:

$$P_{Bz} = \int_{\frac{D}{2}-H}^{\frac{D}{2}} b_r \cdot \rho \, dr = \omega^2 \rho \int_{\frac{D}{2}-H}^{\frac{D}{2}} r \, dr = \frac{\rho}{2} \omega^2 H (D - H) \quad (5.301)$$

So với áp suất thủy tĩnh, áp suất này lớn gấp K lần:

$$K = \frac{\omega^2}{2g} (D - H) = K_p \left(1 - \frac{H}{D} \right) \quad (5.302)$$

Trường hợp lớp chất lỏng quá mỏng ($H \ll D$), thì $K \approx K_p$, khi đó quá trình lắng và lọc ly tâm có cùng gia tốc. Phương trình tính áp suất đáy cũng là tính áp suất lọc ly tâm và có dạng:

$$P_{Bz} = \Delta P_z = 5,6 \cdot 10^{-4} \cdot \gamma \cdot n^2 \cdot H (D - H) \quad (5.303)$$

với $\Delta P_z = \frac{P_z}{F}$

5.8.3.3. Hệ số sử dụng

Dựa vào lực căng kéo và sức bền vật liệu, hệ số sử dụng đối với máy lắng ly tâm có công thức tính:

$$K_{sd} \approx \frac{\rho_r}{\rho_T} \cdot \frac{d}{D} \quad (5.304)$$

và cho máy lọc ly tâm có hệ số sử dụng:

$$K_{sd} \sim \frac{\rho}{\rho_T} \quad (5.305)$$

Như vậy, khác với máy lắng ly tâm, hệ số sử dụng của máy lọc ly tâm không phụ thuộc vào đường kính thùng và số vòng quay. Do đó để có bề mặt lọc lớn thùng lọc cần có kích thước lớn.

5.8.4. Những biện pháp tăng sức tải của máy ly tâm

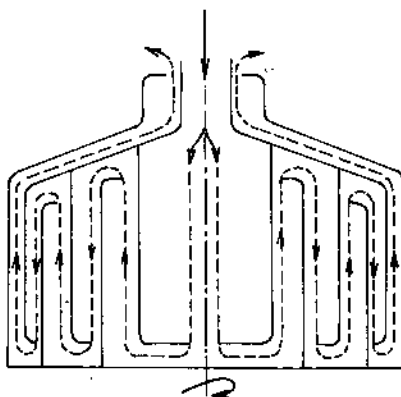
Chuẩn số lắng K_s tăng khi quãng đường lắng giảm và bề mặt lắng tăng ở cùng năng suất:

$$K_s = \frac{w_z T}{H} = w_z \cdot \frac{F}{H \cdot \frac{F}{T}} = w_z \cdot \frac{F}{Q} = \frac{w_z}{q_F} \quad (5.306)$$

q_F tăng sẽ làm tăng sức tải của bề mặt lắng, nếu K_s và khả năng tách giảm. Trong thực tế người ta cấu tạo máy lắng sao cho có bề mặt lắng lớn và quãng đường lắng nhỏ, như các kết cấu sau.

5.8.4.1. Máy lắng loại vòng

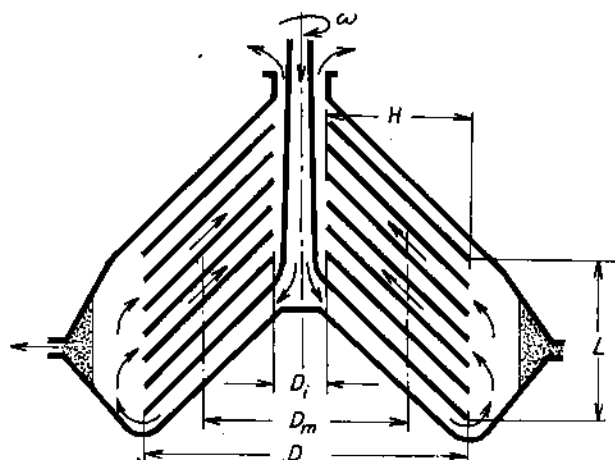
Hình 5.118 trình bày sơ đồ nguyên lý của máy lắng loại vòng gồm nhiều ống trụ tạo thành buồng lắng xếp liên nhau. Khi làm việc các hạt lớn sẽ lắng trên mặt ống bên trong và các hạt nhỏ sẽ lắng trên mặt ống bên ngoài (yếu tố phân ly K_p tăng từ trong ra).



Hình 5.118. Sơ đồ máy lắng ly tâm loại vòng

5.8.4.2. Máy lắng ly tâm loại đĩa

Máy ly tâm loại đĩa có cấu tạo gồm các tấm nghiêng xếp lên nhau theo khoảng cách nhất định. Huyền phù chuyển động giữa các tấm. Khi làm việc hạt rắn lắng trên bề mặt các tấm còn nước trong chảy dọc theo tấm vào bên trong theo ống dẫn ra ngoài. Số đĩa càng lớn, khoảng cách giữa chúng càng nhỏ, tức khoảng đường lắng càng ngắn thì hiệu quả lắng càng tốt. Độ nghiêng của đĩa đủ lớn để bảo đảm thời gian lưu của chất lỏng tạo khả năng lắng tốt nhất.



Hình 5.119. Sơ đồ máy ly tâm loại đĩa

Bề mặt tương đương có thể được tính theo công thức:

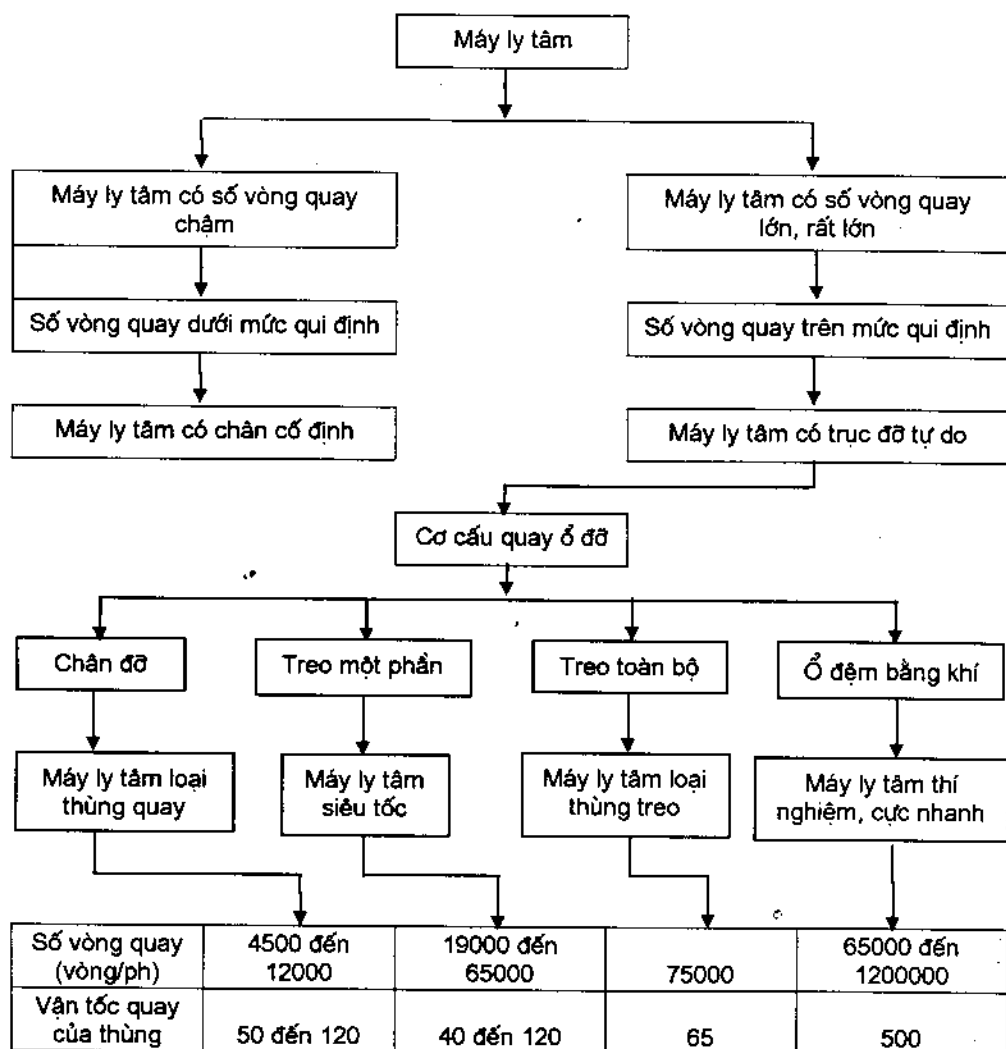
$$\Sigma = \frac{\pi}{1800} L(D.n)^2 n_s \left[1 - \frac{2H}{D} + \frac{4}{3} \left(\frac{H}{D} \right)^2 \right] \quad (5.307)$$

n_s là số lượng đĩa trong máy ly tâm.

5.8.5. Cấu tạo máy ly tâm

Máy ly tâm được phân loại theo nhiều cách, như theo Bremer có bảng 10, còn theo Trawinski có bảng 5.11.

Bảng 5.10. Phân loại máy ly tâm theo Bremer



Bảng 5.11. Phân loại máy ly tâm với quá trình phân riêng tinh theo Trawinski

STT	Loại máy ly tâm	Thiết bị lắng, lọc tinh tương ứng
1	Loại phễu	ống đứng
2	Loại ống	Bể đứng
3	Loại vòng	Buồng nhiều ngăn
4	Loại đĩa (tấm)	Tấm nghiêng
5	Loại ống lồng	Bể có kết cấu ống
6	Loại lắng vỏ bao	Bể lắng có bộ phận tách bã
7	Loại lọc vỏ bao	Thùng lưới
8	Loại đẩy bã	Phân loại – tách nước
9	Loại vít tải	Phân loại – tách nước
10	Thùng lọc ngoài	Máy lọc tinh
11	Thùng lọc trong	Phễu lọc tinh

Trong thực tế phân loại máy ly tâm theo các cách sau:

- Theo yếu tố phân ly gồm: Máy ly tâm thường ($K_p < 3500$) dùng để phân ly huyền phù có nồng độ khác nhau (trừ huyền phù mịn), và máy ly tâm cao tốc dùng để phân ly huyền phù mịn và dung dịch keo.
- Theo công dụng của máy chia làm ba nhóm:
 1. Máy ly tâm dùng để lọc các huyền phù mà pha phân tán gồm các hạt tinh thể hoặc để tách nước của các vật liệu rắn ngậm nước.
 2. Máy lắng ly tâm dùng để phân riêng huyền phù khó lọc hoặc để lắng trong huyền phù có nồng độ thấp.
 3. Máy phân ly dùng để phân riêng nhũ tương.
- Dựa vào phương pháp tháo bã gồm các loại tháo bã bằng tay, bằng vít tải, bằng dao cạo, bằng thanh gạt hoặc thủy lực.
- Theo cấu tạo chỗ tựa gồm: kiểu đứng, kiểu treo. Theo vị trí của trục có loại: nằm ngang, nằm nghiêng hoặc thẳng đứng.

Ngoài ra do cách tổ chức quá trình mà chia ra máy ly tâm làm việc gián đoạn hoặc liên tục.

5.8.5.1. Máy ly tâm làm việc gián đoạn

Các giai đoạn gồm:

- Mở máy, cho nguyên liệu vào;
- Thùng quay với vận tốc không đổi, dung dịch phân riêng thành bã và nước trong;
- Ngừng máy tháo bã.

Nếu yêu cầu rửa bã, thì trong quá trình rửa bã vẫn cho máy chạy như quá trình làm việc để tách và ép nước ra khỏi bã.

Máy ly tâm làm việc gián đoạn có thể là máy lắng ly tâm hoặc lọc ly tâm. Lọc ly tâm độ ẩm của bã có thể đạt 1 đến 5%, nhưng lắng ly tâm độ ẩm của bã chỉ đạt đến 70%.

Máy ly tâm làm việc gián đoạn chủ yếu là loại thẳng đứng lấy bã ở phía trên hay phía dưới.

5.8.5.1.1. Máy ly tâm ba chân

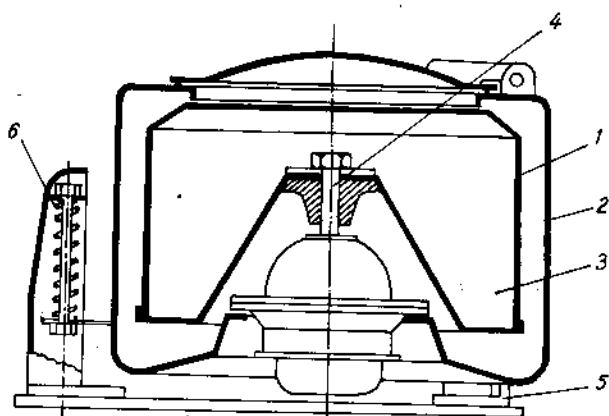
Cấu tạo gồm có thùng 1, thân 3 ghép với vỏ 2 và bộ phận truyền động. Thân máy treo trên ba chân 5 bằng các thanh thẳng đứng 4. Chân nọ đặt cách chân kia 120° . Thanh treo 4 lồng vào lò xo 6 (hình 5.120).

Loại máy ly tâm ba chân đã được qui chuẩn hóa và sản xuất hàng loạt ở nhiều nước. Thùng lọc có đường kính đến 1500 mm. Yếu tố phân ly K_p trong khoảng 430 đến 965. Nó có ưu điểm: thấp, làm việc ổn định; nhưng có nhược điểm: tháo bã bằng tay; ổ trục, bộ phận truyền động dễ bị ăn mòn hóa học do không kín.

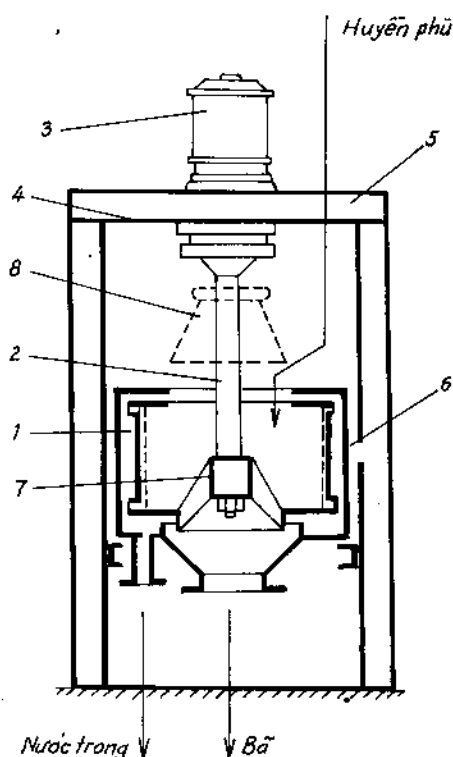
5.8.5.1.2. Máy ly tâm kiểu treo

Gồm thùng 1 treo trên trục 2 (hình 5.121).

Đầu trên của trục nối với động cơ điện 3 qua ổ trục 4. Ổ trục gắn chặt trên khung 5. Thùng đặt trong vỏ 6. Đáy thùng có các thanh tựa 7, giữa các thanh tựa có khe để tháo bã xuống và khe được che bằng chóp 8. Khi tháo bã thì nâng chóp lên rồi lấy tay đẩy bã rơi xuống.



Hình 5.120. Máy ly tâm ba chân
1- thùng quay; 2- vỏ; 3- thân; 4- thanh treo;
5- chân; 6- lò xo

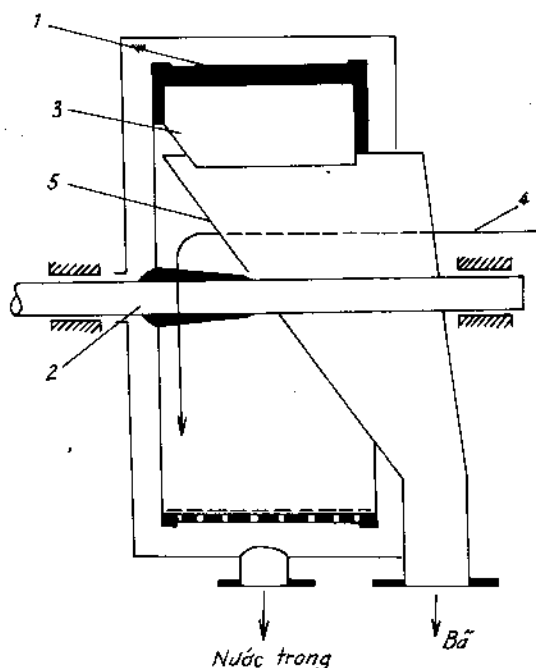


Hình 5.121. Máy ly tâm kiểu treo:
1- thùng quay; 2- trục; 3- động cơ điện; 4- ổ trục;
5- khung treo; 6- vỏ thùng; 7- ổ tựa; 8- chóp

Máy ly tâm kiểu treo có ưu điểm: ổ bi và bộ phận truyền động không bị chất lỏng ăn mòn, việc tháo bã tương đối nhẹ nhàng và nhanh, làm việc chắc chắn, thùng quay có thể dao động tự do.

5.8.5.1.3. Máy ly tâm tự động cạo bã

Máy ly tâm tự động cạo bã tránh không hãm máy khi tháo bã, do đó tiết kiệm được thời gian và năng lượng. Ở đây bã được cạo nhờ có dao hay thanh gạt. Dao có thể chuyển dịch lên xuống nhờ có bộ phận thủy lực. Các giai đoạn nạp liệu, ly tâm và cạo bã cứ nối tiếp nhau từ giai đoạn nọ đến giai đoạn kia mà không phải ngừng máy. Thời gian từng giai đoạn dài ngắn là do điều chỉnh bộ phận tự động. Nhưng tổng thời gian cho một chu kỳ ít hơn loại máy ly tâm cạo bã bằng tay. Hình 5.122 miêu tả máy ly tâm cạo bã tự động nằm ngang. Thiết bị gồm có thùng 1 lắp trên trục nằm ngang 2,



Hình 5.122. Máy ly tâm tự động cạo bã:
1- thùng quay; 2- trục nằm ngang; 3- dao cạo bã; 4- ống dẫn huyền phù; 5- máy tháo bã

huyền phù theo ống 4 đi vào thùng. Đóng mở huyền phù nhờ một van được điều chỉnh bằng bộ phận tự động. Trong thùng có dao cạo 3 được nâng và hạ nhờ bộ phận tự động thủy lực. Bã được cạo rơi xuống máng 5 rồi ra ngoài.

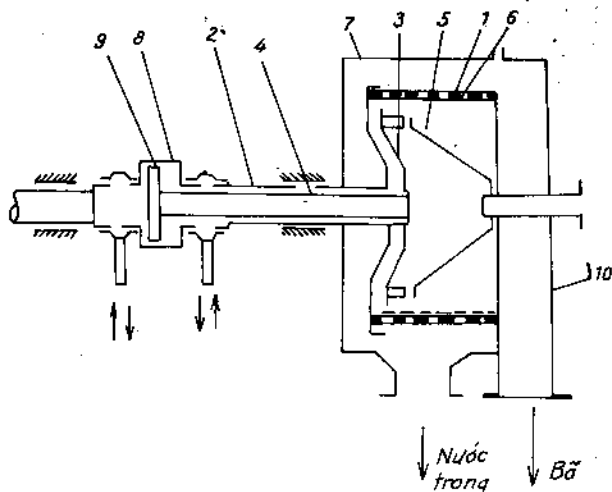
Ưu điểm của loại máy này: rút ngắn thời gian và tiết kiệm năng lượng nhờ không phải ngừng máy để cạo bã; quá trình hoàn toàn tự động; nhưng có nhược điểm: bã bị nát khi cạo.

5.8.5.2. Máy ly tâm làm việc liên tục

5.8.5.2.1. Máy ly tâm đẩy bã bằng pittông

Có cấu tạo gồm thùng quay 1, đáy thùng gắn chặt vào trục rỗng 2. Bên trong trục có cán pittông 4, một đầu lắp đĩa 9, một đầu lắp pittông 3.

Huyền phù theo đường ống đi vào chóp nón 5 chảy qua khe giữa chóp và pittông vào thùng quay. Thành thùng có đục lỗ và lót lưới lọc 6. Nước trong qua lưới lọc, lỗ thùng ra ngoài vỏ 7 rồi theo đường ống ra ngoài. Bã được giữ lại trên mặt vải lọc bị pittông đẩy ra. Pittông chuyển động qua lại 12 đến 16 lần trong một phút. Thay đổi chiều chuyển động của pittông



Hình 5.123. Máy lọc ly tâm đẩy bã bằng pittông:
 1- thùng quay; 2- trục rồng; 3- pittông cạo bã;
 4- cán pittông; 5- chóp nón; 6- lưới lọc; 7- vỏ thùng;
 8- xilanh; 9- pittông; 10- ống tháo

do bộ phận tự động điều chỉnh bơm răng khía. Mỗi lần chuyển động qua lại của pittông thì bã bị cạo với chiều dày 40 đến 50 mm. Trên đường ra bã có thể được rửa bằng hệ thống phun nước.

Loại máy ly tâm cạo bã bằng pittông có ưu điểm: làm việc liên tục, bã ít bị nghiền nhỏ, năng suất cao; có nhược điểm, nước lọc không được trong, tiêu hao năng lượng lớn, lưới lọc dễ bào mòn do pittông.

Để tăng khả năng lọc và năng suất người ta cấu tạo máy ly tâm đẩy bã bằng pittông nhiều tầng.

5.8.5.2.2. Máy ly tâm đẩy bã bằng vít xoắn

Máy ly tâm đẩy bã bằng vít xoắn có thể lắng ly tâm (thùng liên) hoặc lọc ly tâm (thùng có đục lỗ); có thể thẳng đứng hoặc nằm ngang. Loại này có thể dùng để lọc các hạt tinh thể hoặc huyền phù có đường kính trung bình của hạt rắn 0,2 đến 2 mm. Bảng 5.12 cho ta kết quả làm việc của máy.

Bảng 5.12.

Sản phẩm	Đường kính trung bình hạt, mm	Nhiệt độ, °C	Nồng độ, %	Năng suất, tấn/h	Độ ẩm, %
Sắt sunfat	0,4	20	40	3 – 4	2 – 3
Hexametylen	0,23	60	43	3 – 4	2,5
Bụi than	0,4	20	60	5	10 – 12
Tinh thể soda	0,6 – 1,2	20	30	1,2 – 5	1,3 – 2
Cát	0,4	80 – 90	50	5	1,5 – 2
Bụi, mỡ hóng	0,8	20	30	1,5 – 2	0,7 – 1

Khi làm việc, nước trong lọt qua thành thùng, còn bã được giữ lại trên bề mặt thùng và nhờ vít xoắn đưa ra ngoài:

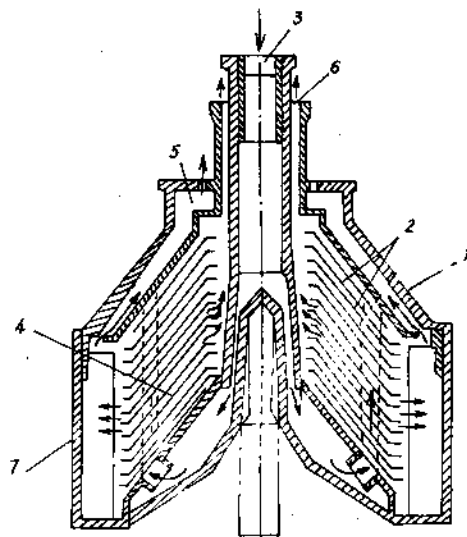
Máy ly tâm đẩy bã bằng vít xoắn có ưu điểm: năng suất cao, tiện lợi dùng để phân riêng huyền phù có đường kính hạt nhỏ và nồng độ cao; nhưng có nhược điểm: tiêu hao năng lượng lớn, nước lọc bị đục.

5.8.5.3. Máy ly tâm cao tốc

Để phân riêng huyền phù mịn hoặc nhũ tương cần có lực ly tâm rất lớn. Máy ly tâm cao tốc chia làm hai loại theo số vòng quay: loại có số vòng quay từ 5000 – 10000 vg/ph và loại có số vòng quay từ 14000 – 45000 vg/ph.

5.8.5.3.1. Máy phân ly chất lỏng loại đĩa

Loại máy này dùng để phân ly dung dịch nhũ tương hay để làm trong chất lỏng. Cấu tạo gồm có thùng quay I, bên trong gắn các đĩa hình nón cụt 2. Nhũ tương vào



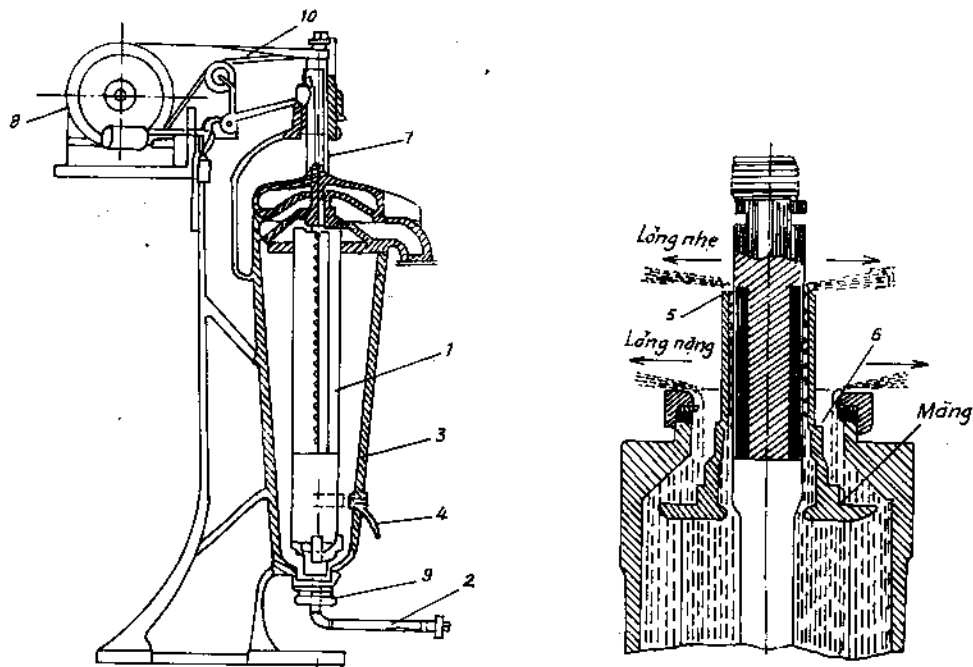
Hình 124. Máy ly tâm cao tốc loại đĩa:
1- thùng quay; 2- đĩa; 3- ống dẫn; 4- lỗ; 5- cửa tháo pha nhẹ; 6- cửa tháo pha nặng; 7- tấm

qua ống 3 đi xuống phần dưới của thùng rồi qua lỗ 4 ở các đĩa phân thành các lớp mỏng. Chất lỏng nặng trượt theo đĩa xuống dưới tập trung ở ngoài thành thùng theo lỗ 5 ra ngoài. Chất lỏng nhẹ chuyển động ngược trở lại theo hướng tâm qua rãnh 6 ra ngoài. Để chất lỏng không dừng lại khi thùng quay, người ta đặt các cánh 7 ở sát thùng.

Máy phân ly loại đĩa có ưu điểm: mức độ phân ly cao, thể tích thùng lớn; nhưng có nhược điểm: cấu tạo phức tạp, gia công khó khi cần chế tạo bằng vật liệu chống ăn mòn.

5.8.5.3.2. Máy ly tâm cao tốc loại ống

Máy ly tâm cao tốc loại ống dùng thích hợp để phân riêng huyền phù mịn, huyền phù ướt, nhũ tương, v.v. Máy ly tâm loại ống có bán kính nhỏ, nhưng số vòng quay rất lớn, từ 14000 – 45000 vg/ph.



Hình 5.125. a) Máy ly tâm cao tốc loại ống; b) Kết cấu đầu trên của ống
1- ống; 2- ống dẫn dung dịch; 3- vỏ máy; 4- tay hãm; 5- cửa pha nhẹ;
6- cửa pha nặng; 7- trục dẻo; 8- bánh xe đai; 9- ổ đỡ; 10- dây đai

Cấu tạo của máy gồm có ống 1 với đường kính 200 mm, chiều dài ống gấp 5 đến 7 lần đường kính, đặt trong vỏ hình nón 3. Dung dịch vào máy ở

ống dẫn 2. Đầu trên của ống nối với trục 7 có dây đai nối với động cơ. Đầu dưới của ống lắp vào ổ đỡ 9 để ống quay ổn định và tránh rung động. Khi dùng máy dùng tay hãm 4. Bên trong ống có lắp ba hoặc bốn cánh hướng tâm chạy dọc suốt ống để hướng chất lỏng chuyển động lên phía trên.

Tùy theo mục đích sử dụng mà cấu tạo đầu ống có khác nhau. Nếu dùng để lắng thì đầu trên có lỗ để dẫn chất lỏng ra; nếu dùng để phân riêng thì đầu trên có lắp tấm ngăn thành hai lỗ, một lỗ cho pha nhẹ và một lỗ cho pha nặng ra.

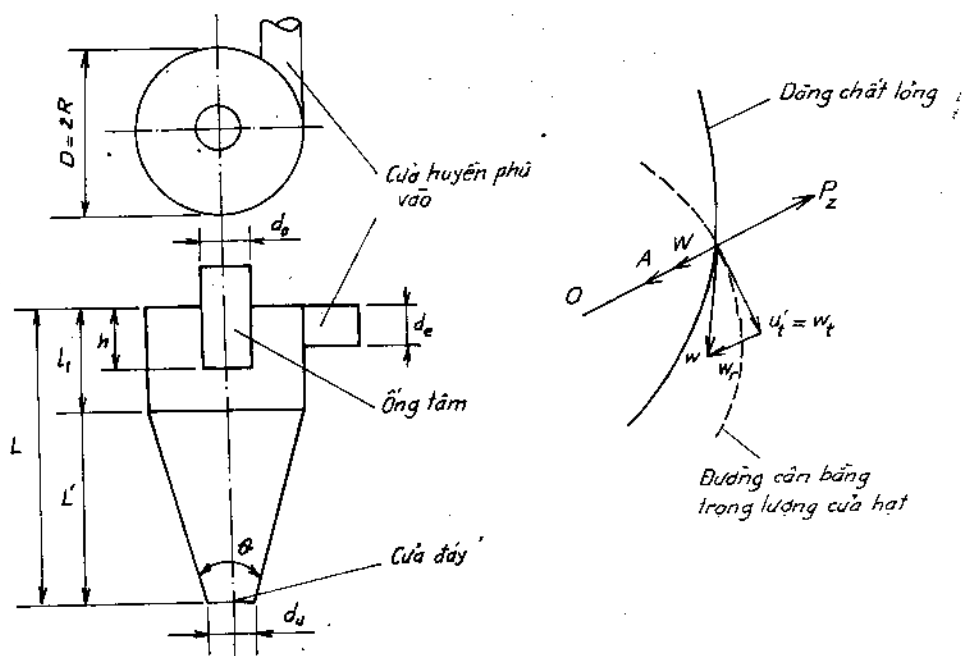
Máy ly tâm cao tốc loại ống có ưu điểm: độ phân riêng rất lớn, lực ly tâm của máy gấp 8 đến 34 lần máy ly tâm thường, làm việc chắc chắn, cấu tạo gọn gàng; nhưng có nhược điểm: làm việc gián đoạn, dung tích nhỏ, tháo bã bằng tay.

5.8.6. Xyclôn lỏng

Nguyên tắc cấu tạo và phương thức làm việc của xyclôn lỏng, cũng giống như xyclôn khí. Xyclôn lỏng cũng gồm thân hình trụ và đáy hình nón cụt. Giữa thân hình trụ có lắp ống tâm để tạo dòng xoáy của chất lỏng nhiều hay ít trong xyclôn. Huyền phù được đưa vào tiếp tuyến với thân hình trụ có áp suất dư 0,3 đến 2 at. Trong thân hình trụ huyền phù chuyển động quay với vận tốc lớn nên gây ra lực ly tâm làm các hạt rắn văng ra thành xyclôn. Ở gần thành các hạt rắn chuyển động theo đường xoáy ốc và đi xuống đáy hình nón. Chất lỏng (nước trong) và các hạt nhỏ cũng chuyển động xoáy ốc ở phần trong gần ống tâm rồi theo ống tâm lên phía trên ra ngoài.

Khả năng phân tách của xyclôn được điều chỉnh qua độ nhúng sâu của ống tâm, và diện tích tiết diện ở cửa ra của đáy xyclôn. Để tăng năng suất thiết bị và tăng hiệu quả phân riêng người ta thường dùng xyclôn tổ hợp gồm nhiều xyclôn nhỏ có đường kính 10 đến 15 mm ghép với nhau.

Kích thước chính và hướng chuyển động của chất lỏng trong xyclôn được trình bày trên hình 5.126.



Hình 5.126. Kích thước chính của xyclôn và phân bố vận tốc:

A- trường lực ly tâm;

W - trở lực;

$P_z = A + W$ - lực ly tâm;

w_t - vận tốc tiếp tuyến của lỏng;

w_r - vận tốc bán kính của lỏng;

u_t - vận tốc tiếp tuyến của hạt rắn

5.8.6.1. Sự hình thành dòng chuyển động trong xyclôn

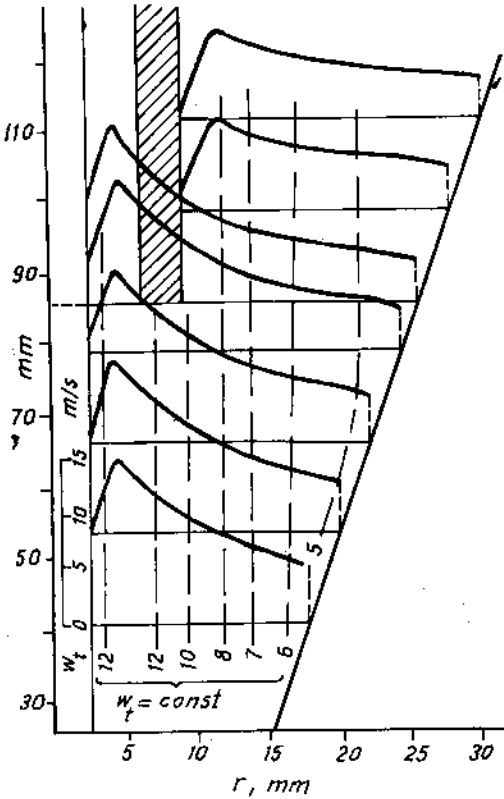
Mô hình dòng chất lỏng trong xyclôn rất phức tạp, nên việc nghiên cứu và đưa ra những công thức tính toán chính xác rất khó. Vì vậy ở đây chỉ giới thiệu dạng dòng của chất lỏng thông thường đã được nghiên cứu.

Để xác định profil vận tốc người ta tiến hành đo vận tốc dọc theo ống tâm, mặc dù việc đo này không chính xác do nhiễu của dòng chảy. Qua nghiên cứu cho thấy sự phân bố vận tốc theo phương tiếp tuyến được biểu thị qua công thức:

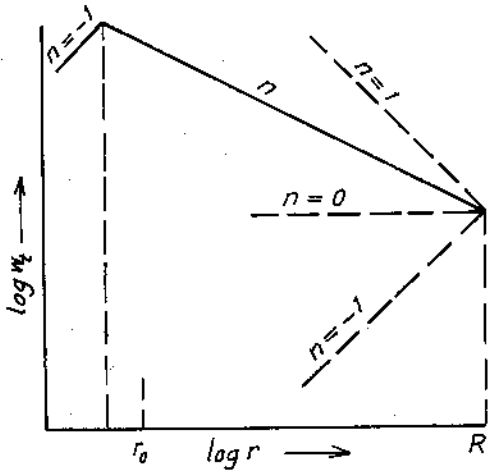
$$w_t r^n = \text{const} \quad (5.308)$$

Hình 5.127 mô tả profil vận tốc theo phương tiếp tuyến của chất lỏng trong xyclôn. Đường biểu diễn tăng từ tường vào trong và đột ngột giảm mạnh ở ống tâm. Đường $w_t = \text{const}$ song song với trục xyclôn. Sự phân bố của vận tốc dòng theo phương tiếp tuyến rất cần cho kết cấu của xyclôn. Khi không có ma sát, qua mômen quay thì $w_t r^1 = \text{const}$, mặt khác trong trường hợp vật thể đứng yên với $w = \text{const}$ hoặc $w_t r^{-1} = \text{const}$. Phương trình (5.308) được thiết lập trên cơ sở của phạm vi giới hạn trên.

Hình 5.128 được lập trên cơ sở của hình 5.127 đã tuyến tính hóa. Giá trị của số mũ n được lấy từ những tài liệu đã công bố ở bảng 5.13. Qua các số liệu ta thấy giá trị tối ưu của xyclôn là $n = 0,8$, ở phạm vi n là số âm ($r < r_0$) không được sử dụng.



Hình 5.127. Profil vận tốc theo phương tiếp tuyến



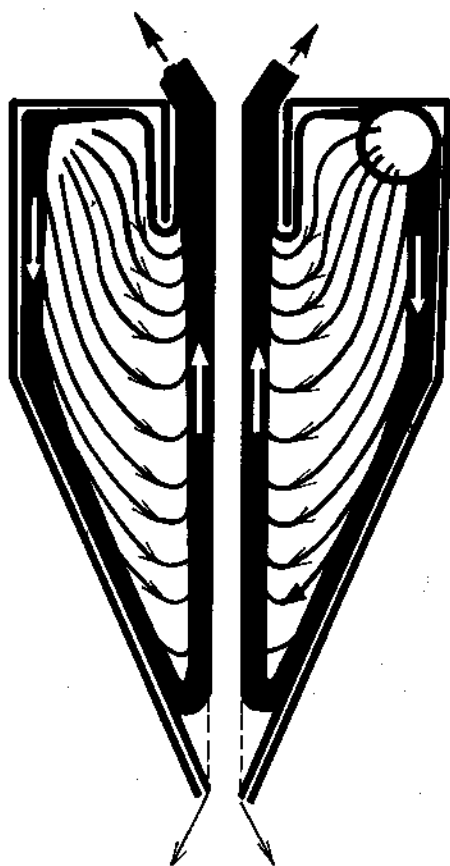
Hình 5.128. Quan hệ $w_t r^n = \text{const}$

Bảng 5.13. Giá trị của n

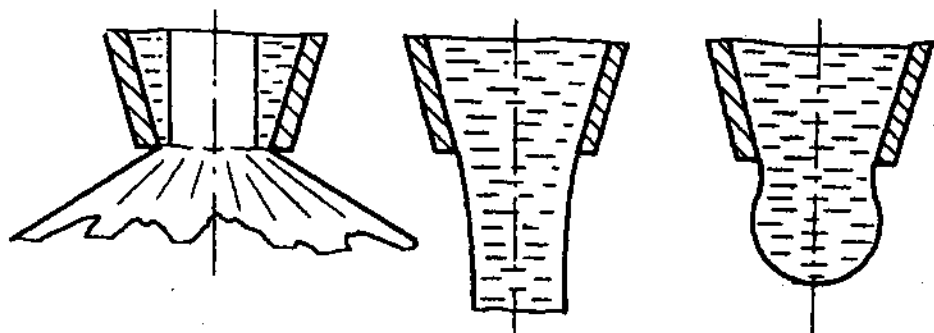
Tác giả	n
Saito và Ito	0,61
Kelsall	0,75 – 0,84
Fontein và Dijkstra	đến 0,9
Yoshioka và Hotta	0,7 – 0,9
Stairmand	0,5
Shepherd và Lapple	0,5
Ter Linden	0,52

} cho xyclôn khí

Nếu nhìn vào tiết diện dọc của xyclôn ta sẽ thấy hướng của dòng huyền phù trong xyclôn. Sự thay đổi của lưu lượng, tổn thất áp suất và kích thước của ra cũng làm thay đổi vận tốc của dòng ở cửa ra. Nếu xyclôn làm việc tốt thì một cột khí ở tâm luôn được hình thành. Vì cột khí được hình thành sẽ tạo dòng xoáy bền vững và dòng ra có dạng hình nón. Nếu áp suất không đủ hoặc ống tâm không tạo được độ chân không cần thiết, tức không hình thành cột khí, thì dòng ở đáy có dạng của ống thất (dạng tiết lưu). Trường hợp nồng độ rắn lớn thì dòng ra có dạng giọt (hình 5.130).

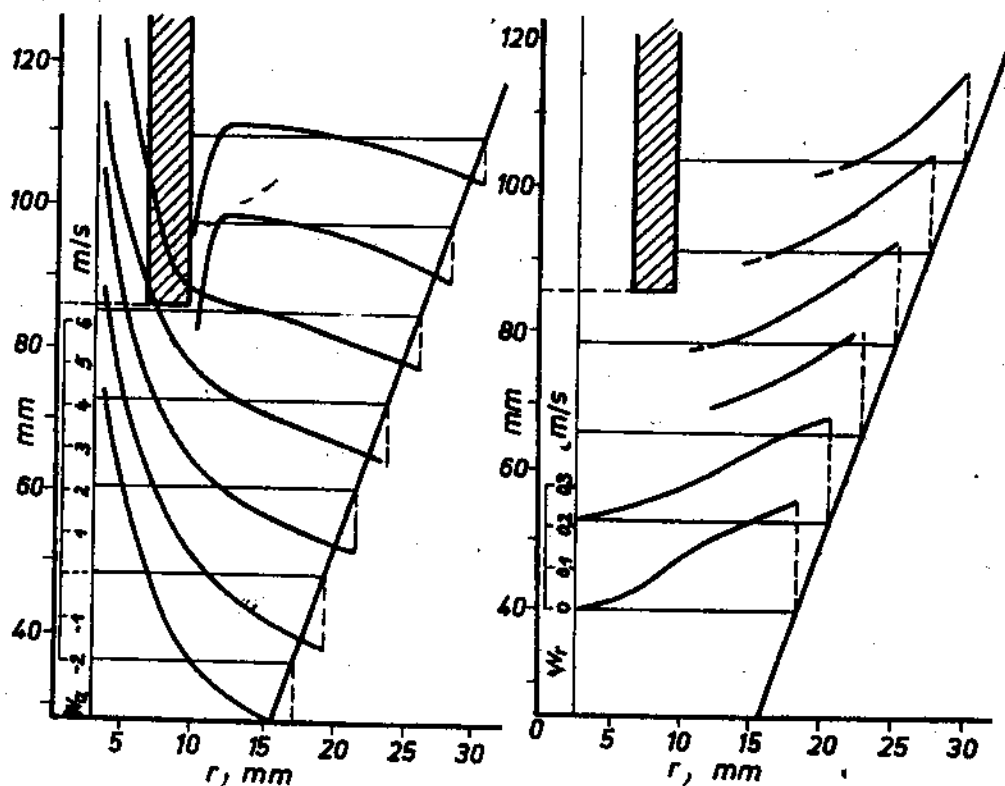


Hình 5.129. Hướng dòng chảy của huyền phù trong xyclôn

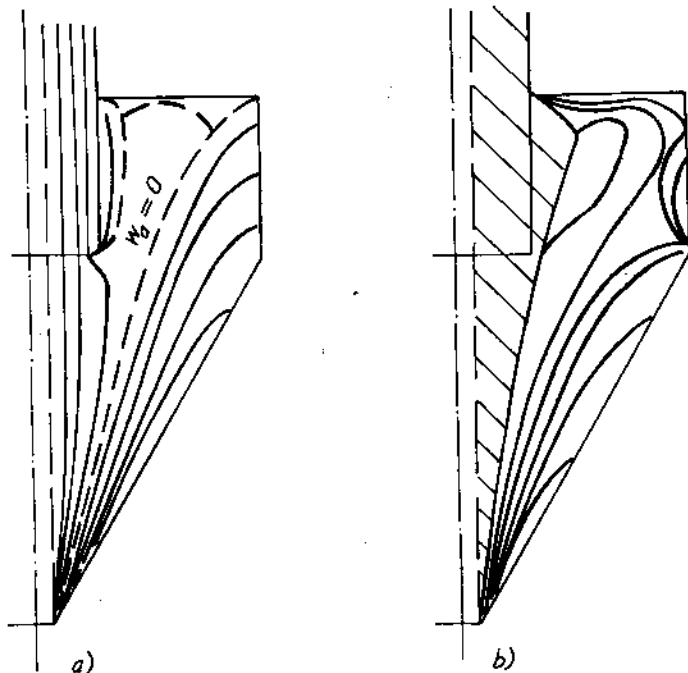


Hình 5.130. Dạng của dòng ra ở đáy xyclôn

Profil vận tốc theo hướng trục và theo hướng bán kính được trình bày ở hình 5.130a, b. Qua đồ thị ta thấy, ở bên ngoài xyclôn dòng hướng xuống và ở trên phân phối dòng ở sát thành gần như nhau. Trong ống tâm dòng hướng lên trên. Các đường biểu diễn vận tốc theo phương trục $w_a = \text{const}$ và $w_r = \text{const}$ thể hiện ở hình 5.131a, b. giá trị của w_r so với w_a và w_r bé hơn.



Hình 5.131. a) profil vận tốc theo hướng trục;
b) profil vận tốc theo hướng bán kính



Hình 5.132. a) các đường $w_t = \text{const}$;
b) các đường $w_r = \text{const}$

5.8.6.2. Phương trình tổn thất áp suất trong xyclôn

Tổn thất áp suất trong xyclôn được thể hiện qua phương trình:

$$\frac{dp}{dr} = \frac{\rho \cdot w_t^2}{r} \quad (5.309)$$

$$dp = \rho \cdot w_t^2 \cdot \frac{dr}{r}$$

hoặc:

$$p = \rho \int w_t^2 \cdot \frac{dr}{r} \quad (5.310)$$

Với điều kiện:

$$w_t \cdot r^n = w_{t(R)} \cdot R^n = \text{const}$$

Với R là bán kính của xyclôn, rút ra:

$$w_t = w_{t(R)} \cdot \left(\frac{R}{r} \right)^n$$

Thay vào phương trình (5.310) ta có:

$$p = \rho w_{t(R)}^2 R^{2n} \int \frac{dr}{r^{1+2n}} = -\frac{\rho w_{t(R)}^2 R^{2n}}{2n \cdot r^{2n}} + C_1 \quad (5.310a)$$

Vì ở bán kính R có áp suất $P_{(R)}$, nên:

$$C_1 = P_{(R)} + \frac{\rho}{2n} w_{t(R)}^2$$

Vậy:
$$P = P_{(R)} + \frac{\rho}{2n} w_{t(R)}^2 \left[1 - \left(\frac{R}{r} \right)^{2n} \right] \quad (5.311)$$

hoặc:
$$\frac{P_{(R)} - P}{\rho \cdot g} = H(R) - H = \frac{w_{t(R)}^2}{2g \cdot n} \left[\left(\frac{R}{r} \right)^{2n} - 1 \right] = \Delta H$$

$$\Delta H = \frac{w_{t(R)}^2}{2g \cdot n} \left[\left(\frac{R}{r} \right)^{2n} - 1 \right] \quad (5.312)$$

Nếu thay $r = r_0$ ta có phương trình tổn thất áp suất giữa thành xyclôn và ống tâm, đồng thời cũng là tổn thất áp suất chung của xyclôn.

Đặt $\frac{w_t}{w_e} = \alpha$, với w_e là vận tốc của dòng huyền phù vào xyclôn;

$R = D/2$ và $r_0 = d/2$. Lấy tích phân phương trình (5.310) theo giới hạn giữa $D/2$ và $d/2$ ta có:

$$\Delta P = \int_{\frac{D}{2}}^{\frac{d_0}{2}} \frac{\rho \left(\frac{C}{r^n} \right)^2}{r} dr = \int_{\frac{D}{2}}^{\frac{d_0}{2}} \frac{\rho C^2}{r^{2n+1}} dr$$

Rút ra:
$$\Delta P = \frac{2^{n-1}}{n} \rho C^2 D^{-2n} \left[\left(\frac{D}{d_0} \right)^{2n} - 1 \right] \quad (5.313)$$

Thay $C = w_t r^n = w_t \left(\frac{D}{2} \right)^n = \alpha w_e \left(\frac{D}{2} \right)^n$ vào phương trình (5.313) ta có:

$$\Delta P = \frac{1}{2n} \rho \alpha^2 w_e^2 \left[\left(\frac{D}{d_0} \right)^{2n} - 1 \right] \quad (5.314)$$

hoặc $\frac{\Delta P / \rho}{w_e^2 / 2} = \frac{\alpha^2}{n} \left[\left(\frac{D}{d_0} \right)^{2n} - 1 \right] = \xi$ là đại lượng không thứ nguyên và gọi là

chuẩn số áp suất.

Ngoài ra α phụ thuộc vào dạng và kích thước của ống dung dịch vào và phụ thuộc vào đường kính của ống tâm. Theo Bradley α được tính:

$$\alpha = \frac{w_t}{w_e} = 3,7 \frac{d_e}{D} \quad (5.315)$$

Nếu lấy $d_e = D/7$ ta được $\alpha = 0,53$. Theo Fontein và Dijkman $\alpha = 0,15 \div 0,79$, theo Kelsalis thì $\alpha = 0,69 \div 0,81$. Qua kết quả tính ta thấy α tăng theo vận tốc dòng, nên có thể tính α theo quan hệ chung:

$$\alpha = k(Re)^{0,14}$$

với k là hệ số tỷ lệ.

Trên cơ sở lý thuyết về xyclôn người ta đã đưa ra một số phương trình thực nghiệm xác định tổn thất áp suất:

- ♦ Phương trình ứng dụng cho loại xyclôn thường của Dahlstrom:

$$\Delta H = \frac{Q^2}{(d_e \cdot d_o)^{1,8} k}, \text{ mH}_2\text{O}. \quad (5.316)$$

với: $Q = (d_e d_o)^{0,9} k \sqrt{\Delta H} = (d_e d_o)^{0,9} k \sqrt{\frac{\Delta p}{\rho \cdot g}}, \text{ m}^3/\text{s}; \quad (5.317)$

Q – lưu lượng (năng suất), m^3/s ;

k – hằng số, phụ thuộc góc ở đáy θ ; cụ thể $\theta = 15^\circ$ có $k = 9,9$

$\theta = 20^\circ$ có $k = 8,5$.

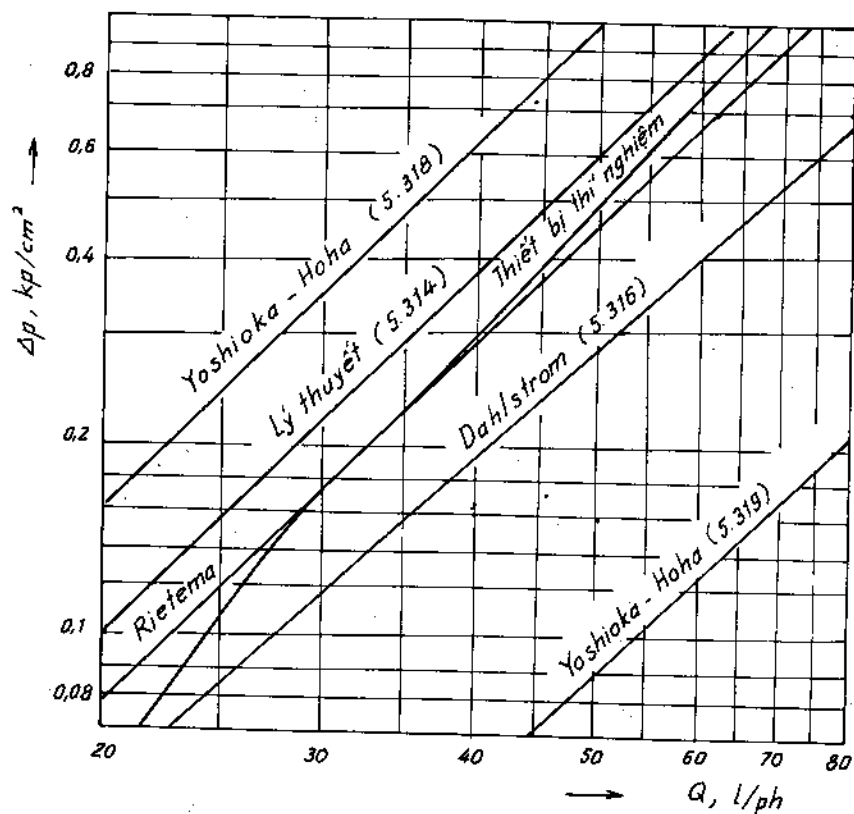
- ♦ Phương trình thực nghiệm của Yoshioka và Hoha:

$$\frac{2\Delta p}{\rho \cdot w_e^2} = 54,3 \frac{(d_o / D)^{2,8}}{(d_e / D)^{1,9}} \quad (5.318)$$

- ♦ Phương trình thực nghiệm dựa vào phương trình lý thuyết (5.314):

$$\frac{2\Delta p}{\rho \cdot w_e^2} = 21,7 \left(\frac{d_e}{D} \right)^2 \quad (5.319)$$

So sánh các phương trình tìm được với phương trình lý thuyết ta nhận được đồ thị ở hình 5.133. Kết quả đo được tiến hành trên xyclôn có $D = 85 \text{ mm}$, $d_e = D/7$ và $d_o = D/5$. Cụ thể với $d_e = 11,75 \text{ mm}$, $d_o = 17 \text{ mm}$, $\theta = 15^\circ$. Cho phương trình lý thuyết lấy $n = 0,8$ và $\alpha = 0,45$.



Hình 5.133. Đồ thị so sánh quan hệ $\Delta P = f(Q)$.

5.8.6.3. Kích thước của xyclôn theo Rietema

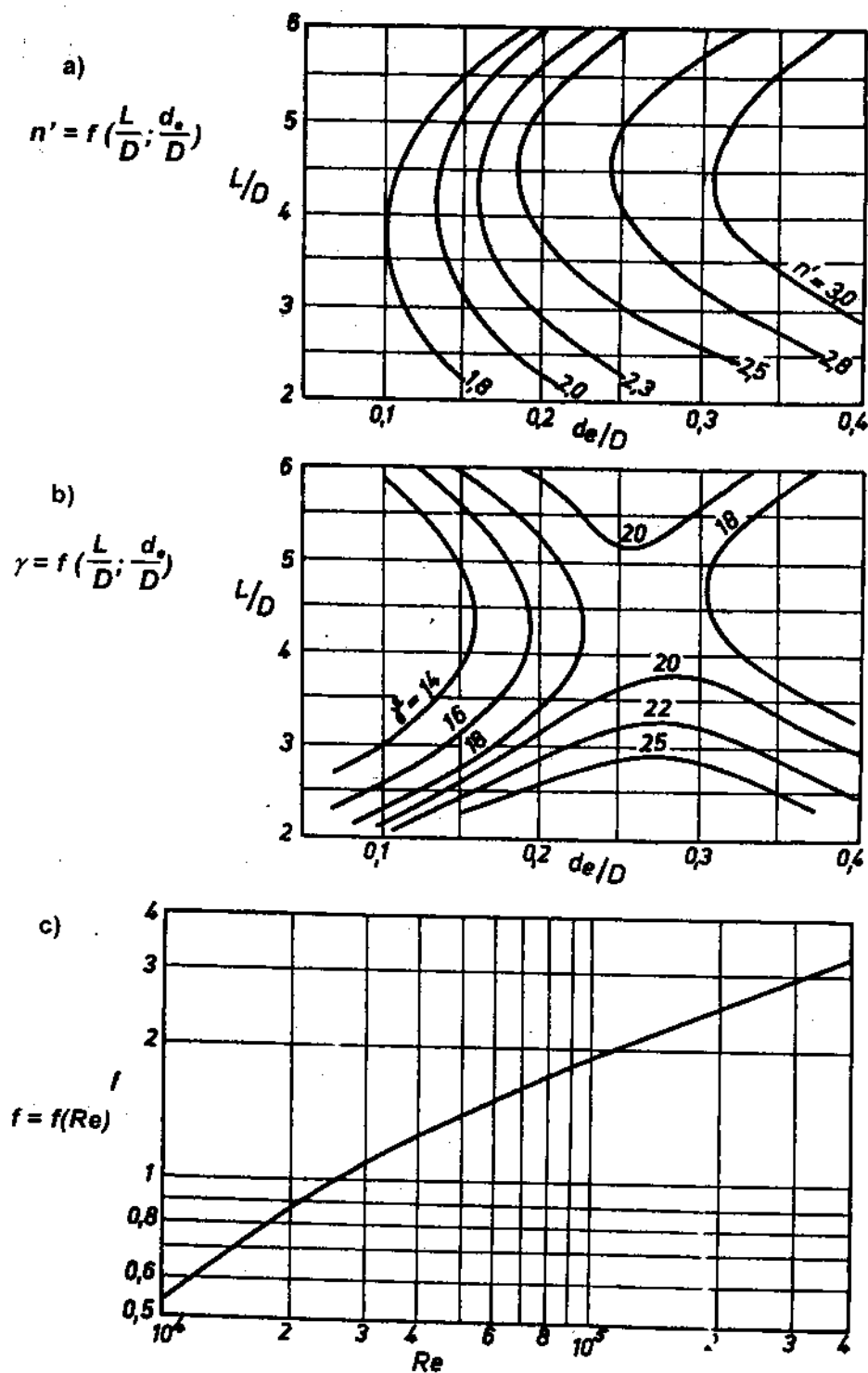
5.8.6.3.1. Quan hệ tổn thất áp suất

Xuất phát từ các phương trình:

$$G = \frac{2\Delta P}{\rho \cdot w^2} = f\left(\frac{d_e}{D}, \frac{d_o}{D}, \frac{d_a}{D}, \frac{1}{D}, Re\right) \text{ và}$$

$$F = \frac{2\Delta P_s}{\rho \cdot w^2} = f\left(\frac{d_e}{D}, \frac{d_o}{D}, \frac{L}{D}, \frac{q_o}{q_c}\right) \quad (5.320)$$

với G, F – các thừa số tổn thất áp suất.



Hình 5.134.

Qua thực nghiệm Rietema đã đưa ra phương trình thực nghiệm ở $Re = 25000$:

$$F_{25000} = \frac{2\Delta P_s}{\rho \cdot w^2} = \gamma \left(\frac{de}{d_o} \right)^{n'} \cdot \left(\frac{D}{L} \right)^{0,7} \cdot \left(\frac{q_o}{q_e} \right)^{0,8} \quad (5.321)$$

Các hàm $\gamma = f\left(\frac{d_o}{D}, \frac{L}{D}\right)$ và $n' = f\left(\frac{d_e}{D}, \frac{L}{D}\right)$ được xác định.

trong đó: ΔP – tổn thất áp suất chung trong xyclôn;

ΔP_s – tổn thất áp suất tĩnh trong xyclôn;

F_{25000} – đại lượng không thứ nguyên của tổn thất áp suất ở $Re = 25000$;

q – lượng lỏng đi về phía trên;

q_e – huyền phù đi vào.

Qua F_{25000} Rietema đã xác định F theo quan hệ:

$$F = f \cdot F_{25000} \quad (5.322)$$

hoặc: $F = G - 1$

Vì các giá trị tổn thất áp suất được tính:

$$\Delta P = \Delta P_s + \Delta P_{dyn}$$

$$\Delta P_{dyn} = \frac{1}{2} \rho \cdot w_t^2$$

Các hàm n' , γ và f được xác định theo đồ thị ở hình 5.134.

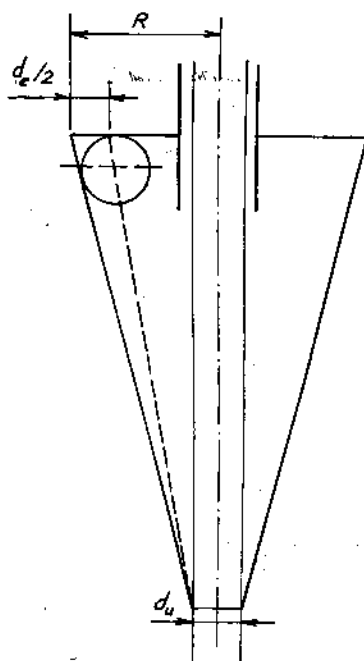
5.8.6.3.2. Kích thước hạt được tách trong xyclôn

Từ phương trình vận tốc lắng của hạt rắn theo định luật Stokes:

$$w = \frac{d_{50}^2 (\rho_r - \rho)}{18\mu} \cdot \frac{w_t^2}{r} \quad (5.323)$$

Rietema đã xác định đường kính d_{50} của hạt rắn là các phần tử có xác suất 50% đi về phía trên và 50% xuống phía dưới.

Trong khi lưu trong xyclôn các hạt rắn cố gắng vượt qua quãng đường (hình 5.135):



Hình 5.135. Xyclôn

$$R - \frac{d_e}{2} - r_u = H \quad (5.324)$$

chính bằng giá trị tích phân của vận tốc:

$$\int_0^t (w_r - w) dt = H$$

hoặc

$$\int_0^t w dt = \int_0^t w_r dt - H$$

với t - thời gian lưu của các hạt rắn trong xyclôn.

Với giả thiết, trong vùng lắng cả vận tốc theo hướng trục lẫn vận tốc theo hướng bán kính đều không đổi, thì:

$$\int_0^t w_r dt = \int_0^t w_r \frac{dL}{w_a} = \frac{w_r}{w_a} L \quad (5.325)$$

Thay vận tốc w vào phương trình (5.325) ta có:

$$\frac{d_{50}^2 (\rho_r - \rho)}{18\mu} \int_0^t \frac{w_t^2}{r} dt = \frac{w_r}{w_a} L - H$$

Hoặc lấy tích phân theo quãng đường ta có:

$$\frac{d_{50}^2 (\rho_r - \rho)}{18\mu} \int_{R - \frac{1}{2}d_e}^{r_u} \frac{w_t^2}{r} \frac{dt}{dr} dr = \frac{w_r}{w_a} L - H \quad (5.326)$$

Nếu $\frac{dr}{dt} = w_r$ là vận tốc theo hướng bán kính, ta có thể viết:

$$\frac{dr}{dt} = \frac{w_a}{L} H \quad \text{và} \quad \Delta P_s = \int_{R - \frac{1}{2}d_e}^{r_u} \frac{\rho w_t^2}{r} dr$$

và kết quả tích phân của phương trình (5.326) ta được:

$$\frac{d_{50}^2 (\rho_r - \rho)}{18\mu} \cdot \frac{L}{w_a} \cdot \frac{1}{R_1} \cdot \frac{\Delta P_s}{\rho} = \frac{w_r}{w_a} L - H \quad (5.327)$$

Nếu thay w_a bằng w_e theo quan hệ $w_a = C \cdot w_e = C \frac{4Q}{\pi d_e^2}$, ta có:

$$\frac{d_{50}^2 (\rho_r - \rho)}{\mu} \cdot L \cdot \frac{\Delta P_s}{\rho Q} = \frac{72 C}{\pi} \cdot \frac{H}{d_e^2} \left(\frac{w_r}{w_a} L - H \right) \quad (5.328)$$

Biến đổi về đại lượng không thứ nguyên để vẽ phải của phương trình chỉ bao gồm kích thước của xyclôn và quan hệ của các vận tốc. Như vậy với xyclôn đã biết kết cấu hình học chỉ tồn tại một hằng số và Rietema gọi là chuẩn số xyclôn C_{Y50} :

$$C_{Y50} = \frac{d_{50}^2 (\rho_r - \rho) L}{\mu} \cdot \frac{\Delta P}{\rho Q} \quad (5.329)$$

Việc thay ΔP_s bằng ΔP có sai số nhỏ, vì quan hệ:

$$\frac{\Delta P}{\Delta P_s} = 1 + \frac{1}{F} \text{ và trong thực tế } F \gg 1.$$

Vì vậy, qua C_{Y50} có thể tính được d_{50} . Tuy nhiên việc xác định C_{Y50} cho tất cả các loại xyclôn rất khó khăn, nên chỉ có thể xác định bằng thực nghiệm cho từng loại xyclôn. Rietema đã tính $C_{Y50} = 3,5$ đối với xyclôn có $\frac{L}{D} \approx 5$, $\frac{d_e}{D} = 0,28$, $\frac{d_o}{D} = 0,34$ và $\frac{d_1}{D} = 0,4$. Qua thực nghiệm với nhiều loại xyclôn, Rietema tìm được $C_{Y50} = 3,4 \div 5,8$, giá trị cực đại bằng 22.

Bảng 5.14 cho ta giá trị của C_{Y50} của một số tác giả.

Bảng 5.14. Giá trị của C_{Y50}

Tác giả	D , mm	L , mm	d_e , mm	d_o , mm	μ cP	$\Delta\rho$ g/cm ³	ΔP kp/cm ²	d_{50} μm	C_{Y50}
1. Rietema	75	396	20	25	1,1	1,6	0,3	14	3,4
	75	396	20	25	1,17	1,6	1,8	10	4,5
	75	396	20	25	0,63	0,8	2,9	8	3,6
2. Kelsall	75	228	16	6,4	1	0,18	1,8	34	22
	75	228	6,4	4,8	1	0,18	1,68	13,5	6,2
3. Dahlstrom	230	870	52,5	62	1	1,6	0,42	21	4,2
	230	870	22,2	50,8	1	1,6	2,33	12,5	11,3

Theo Rietema khi đã biết C_{Y50} có thể tính được xyclôn. Ví dụ như cần tính:

- Tổn thất áp suất ΔP ;
- Năng suất tổng Q_t ;
- Đường kính hạt d_{50} .

Khối lượng riêng và độ nhớt của chất lỏng và khối lượng riêng của hạt rắn được đưa vào công thức tính chuẩn số Re của huyền phù:

$$Re = \frac{d_e \rho_w v_e}{\mu} = \frac{4Q \rho}{\pi d_e \mu}$$

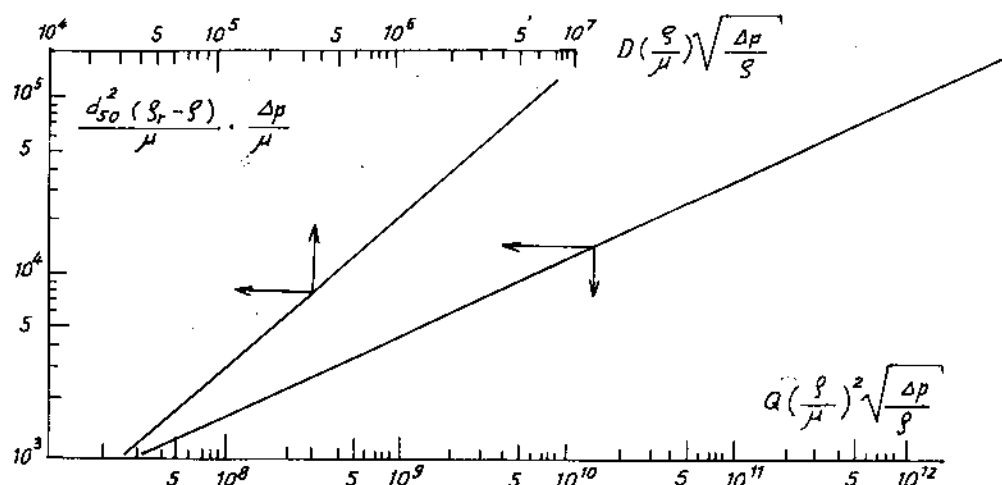
Từ phương trình (5.329) có:

$$\rho \cdot Q = \frac{d_{50}^2 (\rho_r - \rho)}{\mu} \cdot L \cdot \frac{\Delta P}{C_{Y50}}$$

Với các giá trị $C_{Y50} = 3,5$, $\frac{L}{D} = 5$ và $\frac{d_e}{D} = 0,28$ tính được:

$$Re = 6,5 \cdot \frac{d_{50}^2 (\rho_r - \rho)}{\mu} \cdot \frac{\Delta P}{\mu} \quad (5.330)$$

Qua giá trị của Re và G có thể tính các giá trị khác của xyclôn. Kết quả tính toán được tổng hợp thành đồ thị ở hình 5.136.



Hình 5.136. Các đại lượng xác định xyclôn

Đồ thị chỉ ra các trục:

$$\frac{Re}{6,5} = \frac{d_{50}^2 (\rho_r - \rho)}{\mu} \cdot \frac{\Delta P}{\mu} \quad (\text{trục đứng})$$

$$\frac{D}{d_e} Re \sqrt{\frac{G}{2}} = R \left(\frac{\rho}{\mu} \right) \sqrt{\frac{\Delta P}{\rho}} \quad (\text{trục ngang bên trên})$$

$$\frac{\pi}{4} Re^2 \sqrt{\frac{G}{2}} = Q \left(\frac{\rho}{\mu} \right)^2 \cdot \sqrt{\frac{\Delta P}{\rho}} \quad (\text{trục ngang bên dưới})$$

Lưu lượng tổng được tính cho xyclôn tổ hợp.

$$\frac{Q_i}{Q} = n,$$

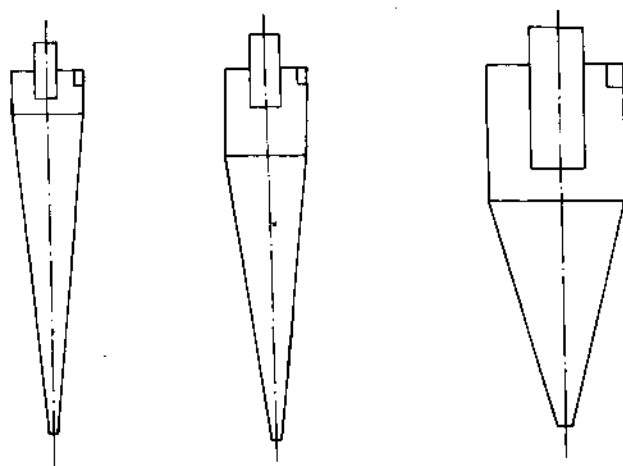
với Q là lưu lượng vào từng xyclôn con và n là số lượng xyclôn con.

5.8.6.4. Cấu tạo xyclôn lỏng

Xyclôn có cấu tạo khác nhau và đã được nêu ở nhiều tài liệu chuyên môn. Ở đây chỉ nêu một số kích thước của d_o và d_e theo các tác giả khác nhau.

Bảng 5.15. Giá trị d_o và d_e

Tác giả	Rietema	Bradley	Kirchberg
d_e	$\frac{D}{3,6}$	$\frac{D}{7}$	$\frac{D}{8}$
d_o	$\frac{D}{2,9}$	$\frac{D}{5}$	$\frac{D}{4}$



Hình 5.137. Các dạng xyclôn

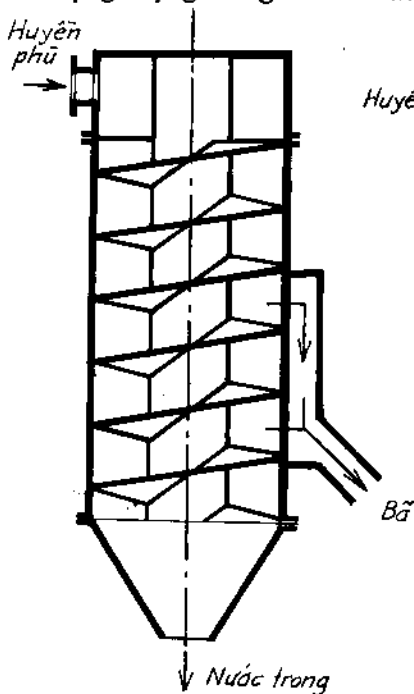
Ổng tâm của xyclôn lỏng luôn thay đổi do yêu cầu nguyên liệu. Của

đáy cũng được thay đổi ngay cả trong quá trình làm việc. Theo Rietema xyclôn làm việc tốt nhất với quan hệ $L/D = 5$ cho quá trình lắng trong. Còn cho quá trình phân loại thì $L/D = 2,5$, $d_1/D = 0,14$ và $d_2/D = 0,15$. Góc đáy khi lắng trong có giá trị $\theta \approx 10^\circ$, bình thường $15^\circ < \theta < 20^\circ$. Nhưng khi phân loại hoặc rửa thì $\theta > 20^\circ$. Các loại xyclôn được dùng cho quá trình lắng trong, phân ly hoặc rửa được trình bày ở hình 5.137.

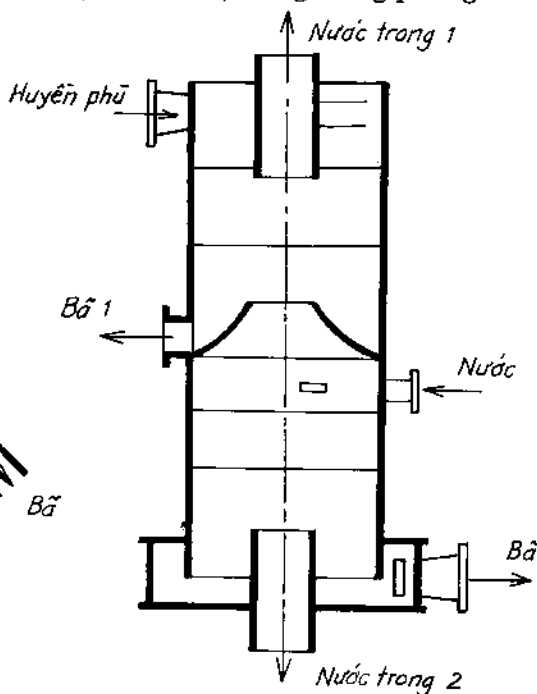
5.8.6.5. Xyclôn có cấu tạo đặc biệt

Bên cạnh xyclôn thông thường còn có nhiều loại xyclôn với kết cấu đặc biệt. Như xyclôn có kết cấu vít xoắn để triệt tiêu các dòng không không chế được dùng trong phòng thí nghiệm (hình 5.138).

Xyclôn dùng để rửa ba sản phẩm đồng thời. Các sản phẩm này phải có trọng lượng riêng khác nhau (hình 5.139) dùng trong phòng thí nghiệm.



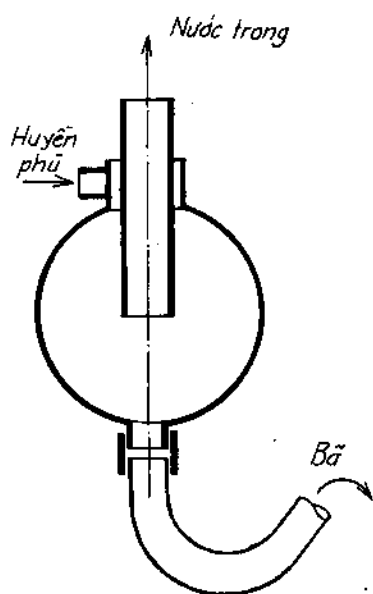
Hình 5.138. Xyclôn có vít xoắn



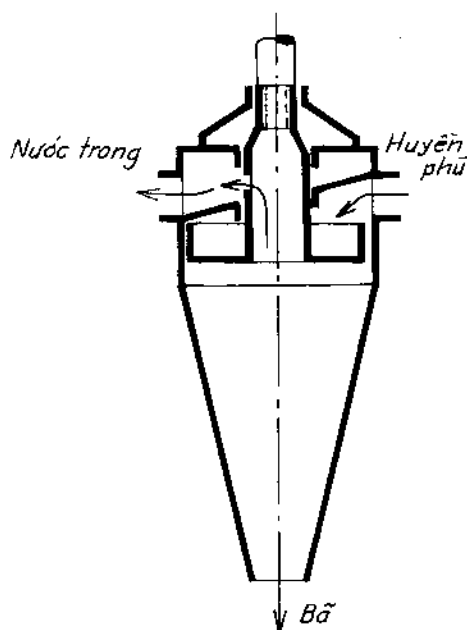
Hình 5.139. Xyclôn ba sản phẩm

Xyclôn dạng cầu đã được nghiên cứu trong phòng thí nghiệm, hoặc loại xyclôn Zentri, (hình 5.140 và hình 5.141).

Các loại xyclôn nêu trên ít được vận dụng trong thực tế vì chúng có cấu tạo phức tạp và không được dùng rộng rãi mà chỉ thích ứng cho một số trường hợp đặc biệt, do đó chúng chỉ đáp ứng trong nghiên cứu ở phòng thí nghiệm.



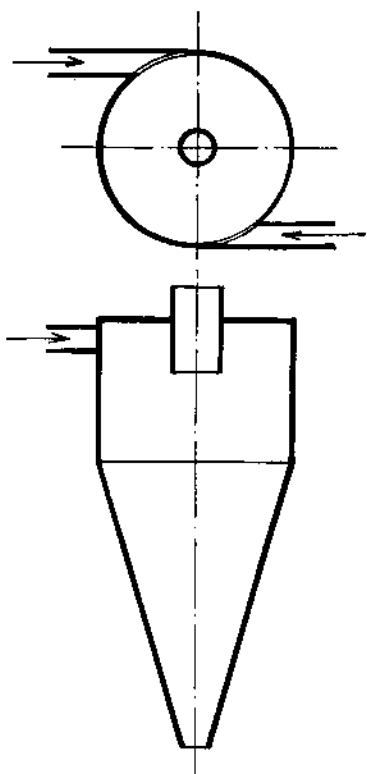
Hình 5.140. Xyclôn cầu



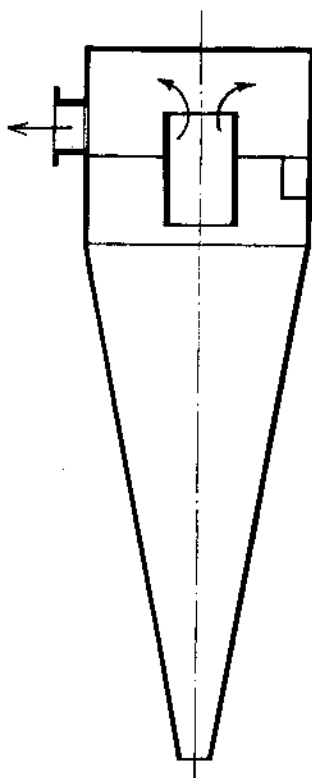
Hình 5.141. Xyclôn Zentri

Xyclôn có hai cửa vào là một loại xyclôn có cấu tạo không khác nhau so với xyclôn thông thường. Loại này có ưu điểm tạo xoáy đều, tránh nhiễu trong quá trình làm việc (hình 5.141). Hoặc xyclôn có buồng trung hòa dòng xoáy, khi làm việc giảm được tổn thất dòng ra và tạo được dòng đều cho chất lỏng đi trong ống tâm, tránh được nhiễu của dòng xoáy (hình 5.142).

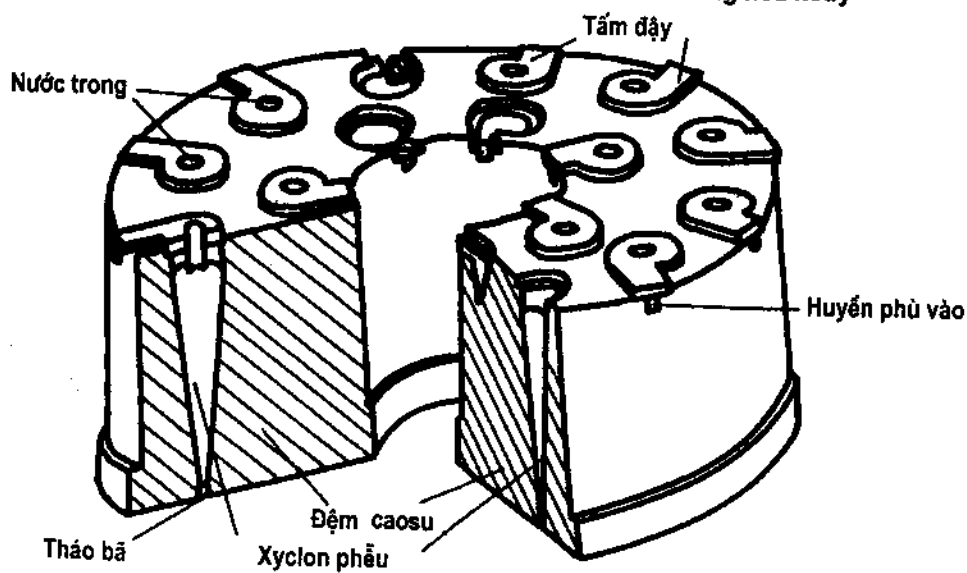
Để tăng năng suất, tăng khả năng phân riêng, người ta có xyclôn tổ hợp. Loại này giống như xyclôn khí gồm nhiều xyclôn nhỏ lắp song song trong xyclôn lớn có cùng cửa vào và cửa ra (hình 5.144).



Hình 5.142. Xyclôn có hai cửa vào



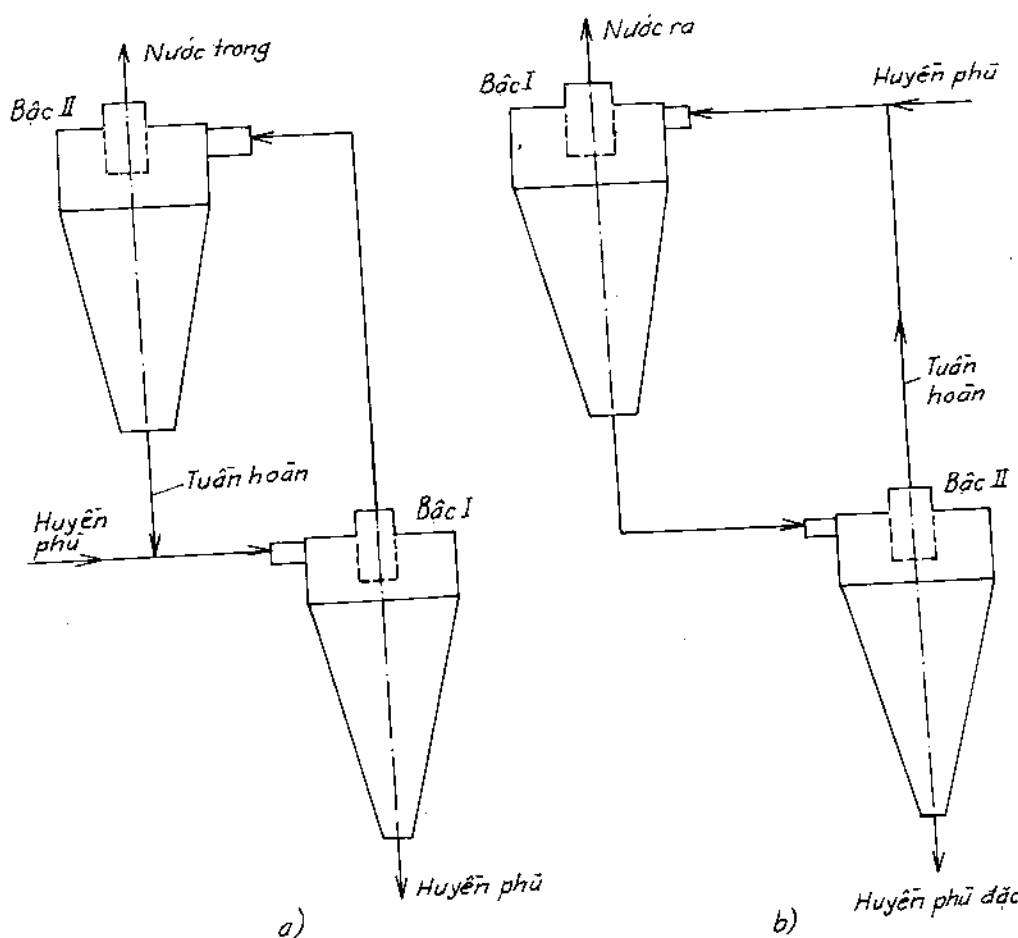
Hình 5.143. Xyclôn có phòng trung hòa xoáy



Hình 5.144. Xyclôn tổ hợp

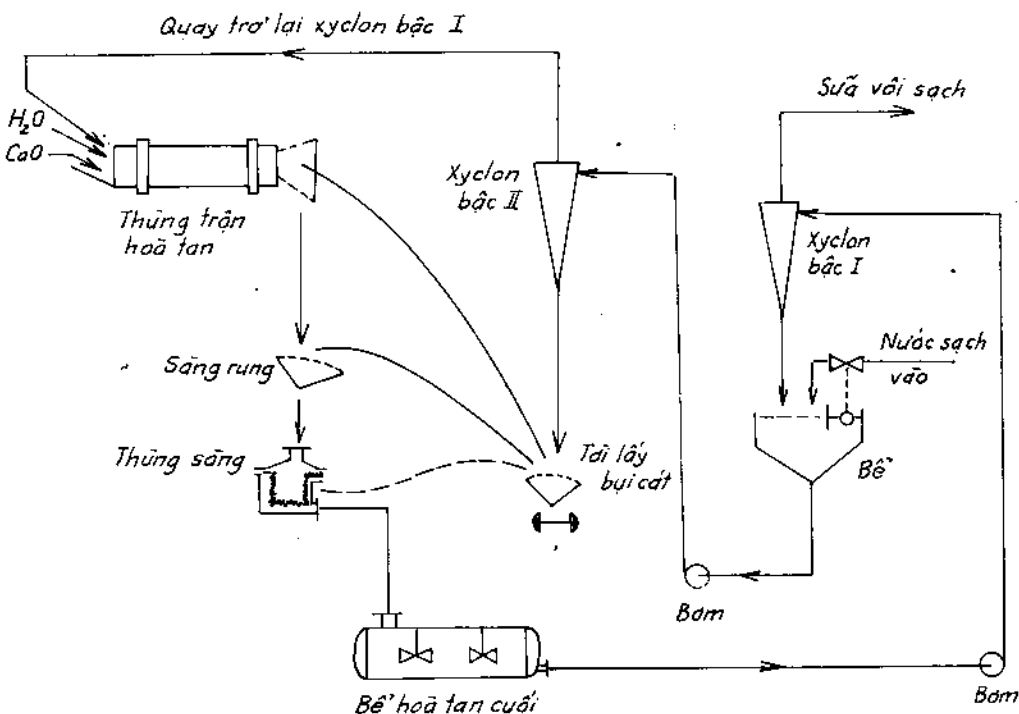
5.8.6.6. Sơ đồ ghép nối các xyclôn lỏng

Ngoài loại xyclôn tổ hợp, người ta còn ghép nối các xyclôn có kích thước khác nhau thành một hệ thống, để làm trong và tách các hạt rắn. Để tăng độ trong của chất lỏng lấy ra ở ống tâm người ta dùng hệ thống như ở hình 5.145a. Nếu cần tách bã, tăng độ đậm đặc của huyền phù người ta dùng hệ thống như ở hình 5.145b. Ở hình 5.145a ở bậc II có thể mắc song nhiều xyclôn và có kích thước từng cái nhỏ hơn xyclôn ở bậc I. Tương tự như vậy, hệ thống này có thể mắc nối tiếp ở bậc III, IV, v.v. Giữa các bậc có thể có các quá trình khác (như khuấy trộn hoặc rửa) hoặc dùng thêm một hệ thống bơm.



Hình 5.145. Ghép nối các xyclôn lỏng
a) lắng trong; b) làm đậm đặc huyền phù

Ví dụ hệ thống một công đoạn tách cát bụi trong sữa vôi phục vụ cho nhà máy đường ăn (hình 5.146).

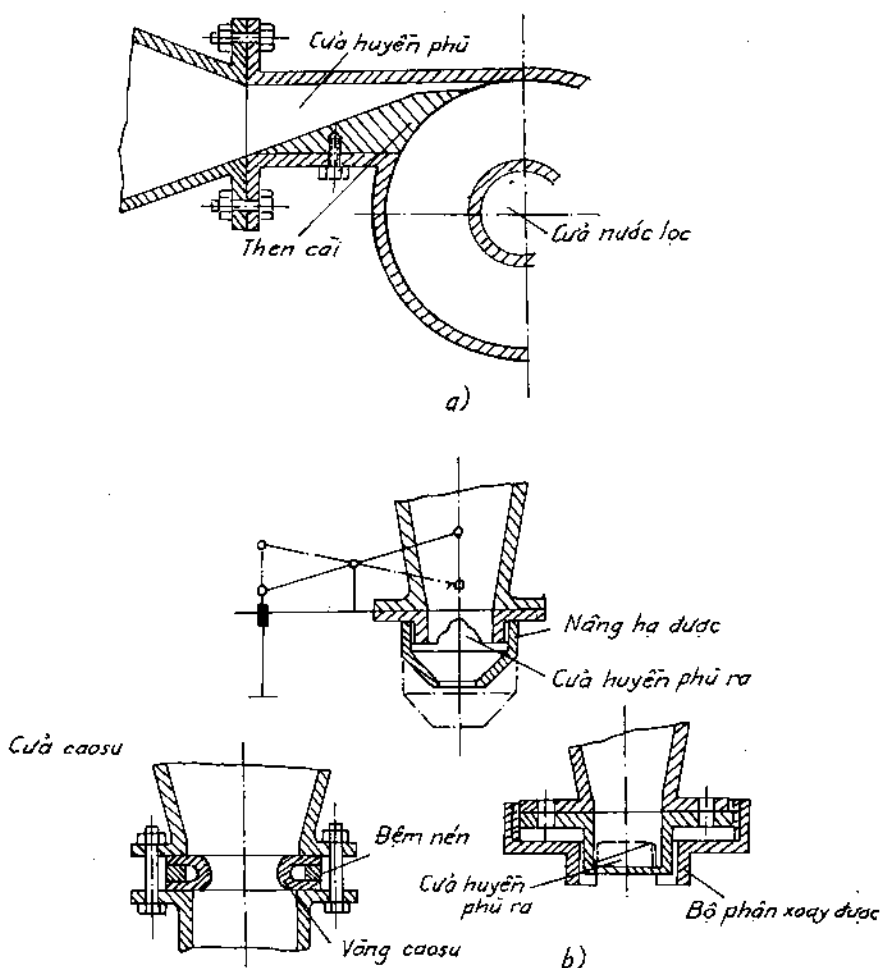


Hình 5.146. Hệ thống tách bụi cát trong sữa vôi hai bậc

5.8.6.7. Điều chỉnh tự động các cửa của xyclôn

Quá trình làm việc của xyclôn phụ thuộc vào sự thay đổi của cửa ra ở đáy và ống tâm. Sự thay đổi kích thước của cửa nguyên liệu làm thay đổi vận tốc vào của huyền phù. Loại cửa này thường có dạng hình chữ nhật, như mặt cắt ở hình 5.147a. Ngoài ra cũng có thể có nhiều cửa vào, trong đó chỉ có một cửa làm việc còn các cửa khác đóng. Hoặc trong trường hợp đặc biệt mở hai cửa đối diện trong trường hợp có tạo xoáy.

Thông thường ống tâm cũng được thay đổi, tuy nhiên trong quá trình làm việc của xyclôn thì chỉ cần thay đổi độ lớn của cửa đáy, mà không cần thay đổi ống tâm. Vì như vậy đã thay đổi được tỷ lệ đường kính giữa ống tâm và cửa đáy. Hình 5.147b trình bày ba khả năng làm thay đổi độ mở của đáy, đó là dùng ống caosu, dùng thanh chèn hoặc tấm xoay.

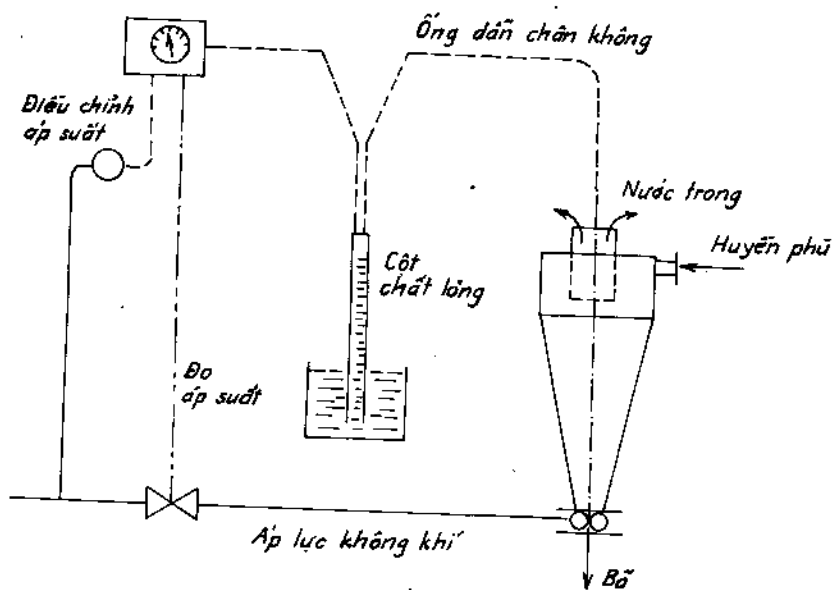


Hình 5.147. Thay đổi cửa ra vào:

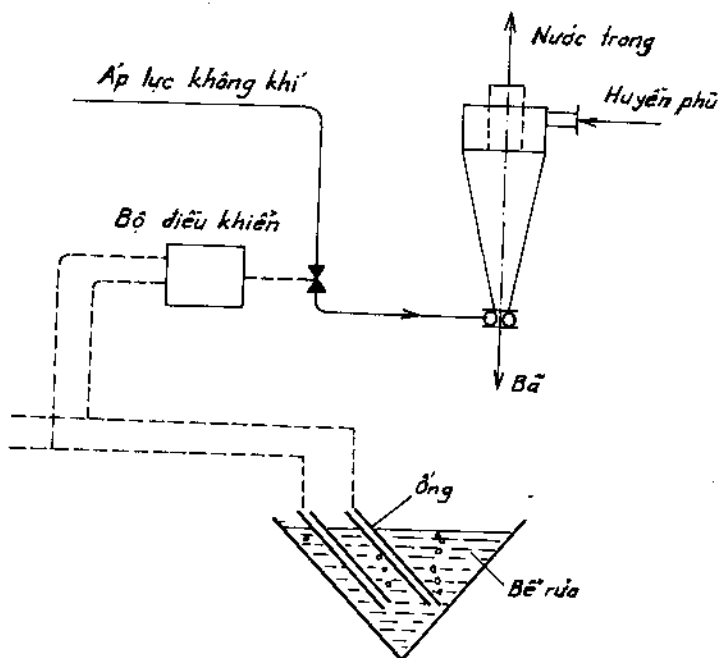
a) thay đổi kích thước cửa huyền phù vào; b) các cách thay đổi kích thước cửa đáy

Để điều chỉnh cửa đáy trong quá trình làm việc của xyclôn, có các cách sau đây:

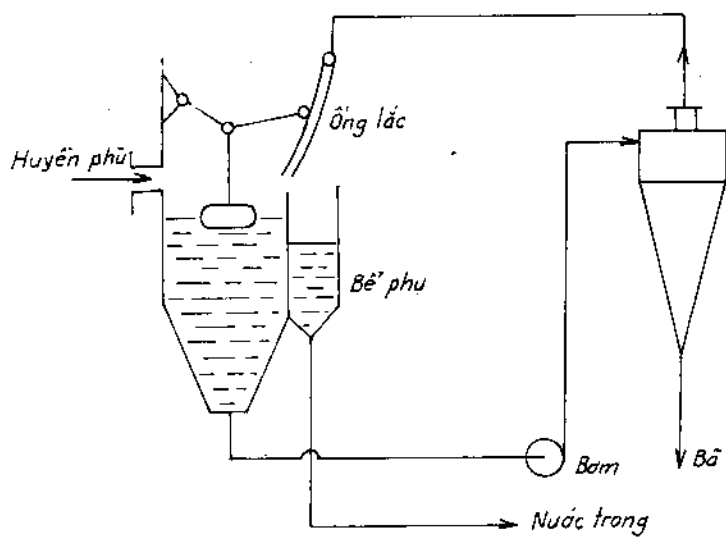
- Tạo chân không trong xyclôn. Qua sự thay đổi chân không trong xyclôn sẽ làm thay đổi kích thước của các hạt rắn khi ra của đáy. Hình 5.148 trình bày hệ thống dùng chân không để điều chỉnh kích thước hạt.
- Dùng áp lực không khí, như hệ thống trên hình 5.149.
- Dùng sự thay đổi của nhiệt độ, như trên hình 5.150.



Hình 5.148. Điều chỉnh bằng chân không



Hình 5.149. Điều chỉnh bằng khí nén



Hình 5.150. Điều chỉnh bằng lưu lượng (chênh lệch nhiệt độ)

Chương 6

KHUẤY TRỘN CHẤT LỎNG

6.1. KHÁI NIỆM

Khuấy trộn trong môi trường lỏng thường được ứng dụng rộng rãi trong các ngành công nghiệp hóa chất và thực phẩm để tạo dung dịch huyền phù, nhũ tương, để tăng cường quá trình hòa tan, truyền nhiệt, chuyển khối và quá trình hóa học. Khuấy trộn chất lỏng được tiến hành bằng cơ khí, bằng khí nén hoặc bằng tiết lưu hay tuần hoàn chất lỏng.

Khuấy trộn chất lỏng bằng cơ khí có nghĩa quá trình khuấy trộn được thực hiện nhờ cánh khuấy, thùng khuấy. Trong bể khuấy quá trình được tiến hành đồng thời hoặc liên tiếp với thời gian ngắn và dòng không dài.

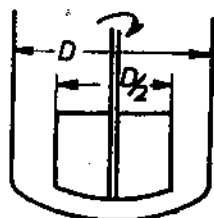
Đặc trưng quá trình khuấy trộn là cường độ khuấy và năng lượng tiêu hao. Để đánh giá một quá trình khuấy trộn thường dựa vào các yếu tố sau đây:

- Loại cánh khuấy;
- Thời gian khuấy trộn;
- Công suất khuấy;
- Số vòng quay của cánh khuấy, và
- Độ lớn của bề mặt truyền nhiệt.

Các loại cánh khuấy hay được dùng gồm:

1. Loại tấm, mái chèo bản, mái chèo hai thanh thẳng hoặc chéo, mỏ neo, mỏ neo ghép. Loại này thường được dùng với vận tốc quay chậm.
2. Loại chân vịt, tuabin kín... Loại này thường dùng với vận tốc quay nhanh.
3. Cánh khuấy đặc biệt được dùng trong trường hợp không thể dùng được các loại cánh khuấy trên. Loại này dùng để khuấy bùn nhão hoặc chất lỏng có độ nhớt rất cao.

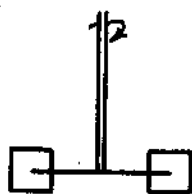
Các loại cánh khuấy được trình bày trên hình 6.1.



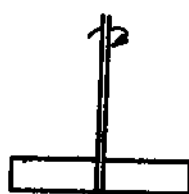
Cánh khuấy mái chèo

$\eta = 50 \text{ cP}$

$n \approx 20 - 80 \text{ ph}^{-1}$



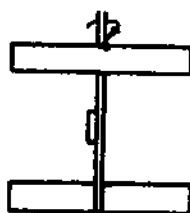
Cánh khuấy tuabin



Cánh khuấy mái chèo

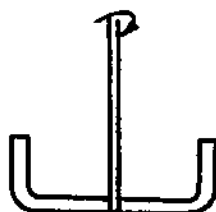
$\eta = 50 \text{ cP}$

$n = 20 - 80 \text{ ph}^{-1}$



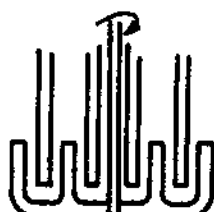
Cánh khuấy mái chèo chéo

$\eta < 500 \text{ P}$



Cánh khuấy mỏ neo

$\eta = 100 - 1000 \text{ P}$



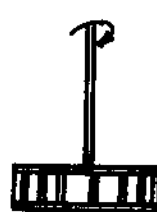
Cánh khuấy nhiều mỏ neo



Cánh khuấy chân vịt

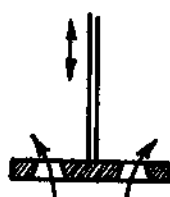
$\eta = 80 \text{ P}$

$n = 400 - 1800 \text{ ph}^{-1}$

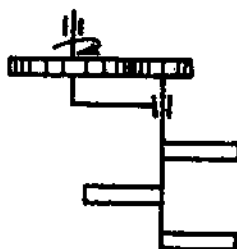


Cánh khuấy tuabin

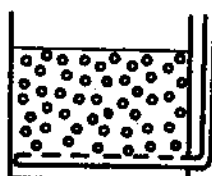
$\eta < 150 \text{ P}$



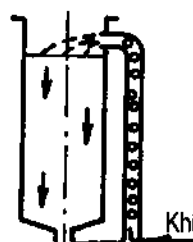
Cánh khuấy có hướng



Cánh khuấy mái chèo



Khuấy sục khí



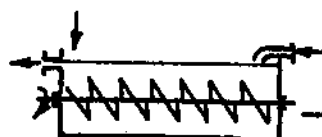
Khuấy thổi khí



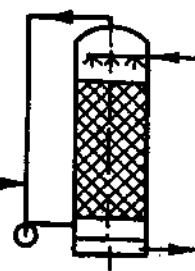
Khuấy ống dẫn dòng



Khuấy tuye



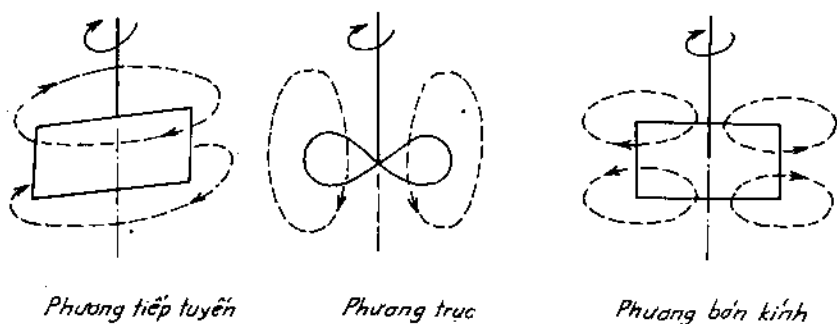
Thiết bị trộn



Tháp hấp thụ

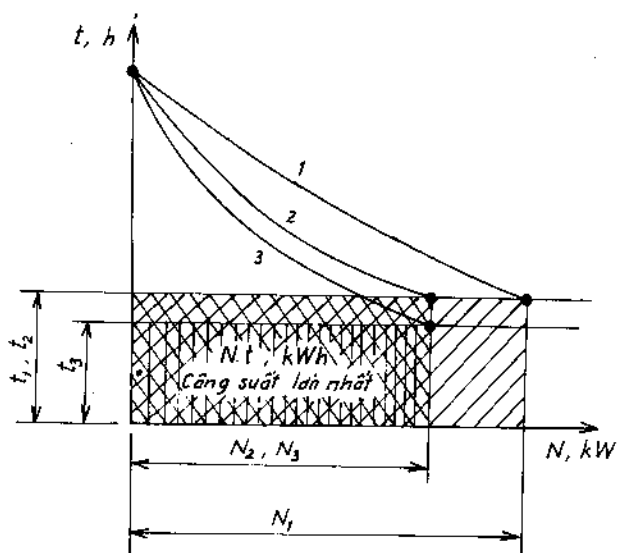
Hình 6.1. Các loại cánh khuấy

Mỗi loại cánh khuấy khi làm việc tạo dòng chuyển động cho chất lỏng quanh cánh khuấy theo phương tiếp tuyến, phương bán kính hoặc phương trục.



Hình 6.2. Hướng dòng chất lỏng khi khuấy trộn

Dòng hướng trục làm tăng tác dụng của cánh khuấy. Dòng bán kính làm tăng khả năng truyền nhiệt. Thanh chắn và vòng cản được bố trí để tạo tất cả các dòng đồng thời nhưng ở mức độ khác nhau. Các loại cánh khuấy từ 1 đến 3 thường tạo dòng tiếp tuyến, nếu không có kết cấu thanh chắn hoặc vòng cản. Cánh khuấy loại tuabin tạo dòng bán kính. Cánh khuấy chân vịt tạo dòng hướng trục. Tuy nhiên đôi với mỗi môi



Hình 6.3. Quan hệ $t = f(N)$:
 1,2,3- loại cánh khuấy; t - thời gian, h;
 N - công suất tiêu tốn, kW; $N.t$ - công suất, kWh
 - cho cánh khuấy 3
 - cho cánh khuấy 2
 - cho cánh khuấy 1

trường cho trước, việc chọn loại cánh khuấy nào để làm việc hiệu quả nhất cần được nghiên cứu. Vì mỗi quá trình (kết tinh, polyme hóa hoặc hòa tan

khí, lỏng hoặc rắn trong lỏng) không giống nhau, nên không thể có một tiêu chuẩn để đánh giá.

Trong thực tế khi đánh giá cánh khuấy người ta dựa vào công tiêu tốn trong thời gian ngắn. Hình 6.3 trình bày quan hệ giữa công tiêu tốn và thời gian khuấy cho ba loại cánh khuấy, qua đó xác định được công suất tiêu tốn lớn nhất.

Serner đưa ra khái niệm "bán kính tác dụng hiệu quả" (gọi là bán kính hiệu quả) R_o là bán kính lớn nhất của vùng chất lỏng chịu tác dụng của cánh khuấy. Đối với cánh khuấy tuabin và chân vịt, có công thức tính sau:

$$R_o \approx a \cdot 0,15 \sqrt{\frac{747 \cdot N}{0,00211 \mu}}, \text{ m} \quad (6-1)$$

trong đó: N – công suất khuấy, kW;

μ – độ nhớt của chất lỏng, cP;

a – hệ số đặc trưng tổn thất do ma sát, có giá trị:

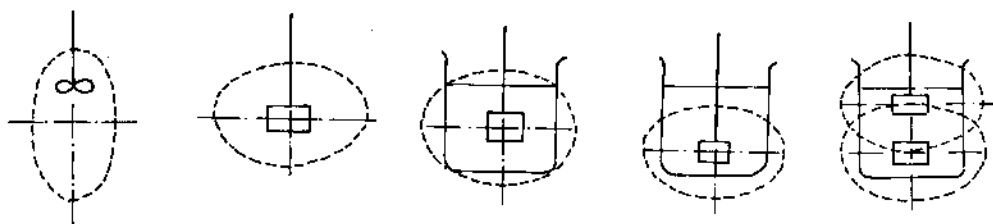
* cho cánh khuấy chân vịt theo hướng trục $a = 0,5$;

* cho cánh khuấy chân vịt vuông góc trục $a = 0,15$;

* cho cánh khuấy tuabin theo hướng trục $a = 0,2$;

* cho cánh khuấy tuabin vuông góc trục $a = 0,3$.

Hình 6.4 thể hiện bán kính tác dụng hiệu quả của cánh khuấy tuabin và cánh khuấy chân vịt với chất lỏng nhớt.



Hình 6.4. Bán kính hiệu quả của cánh khuấy chân vịt và tuabin trong chất lỏng nhớt

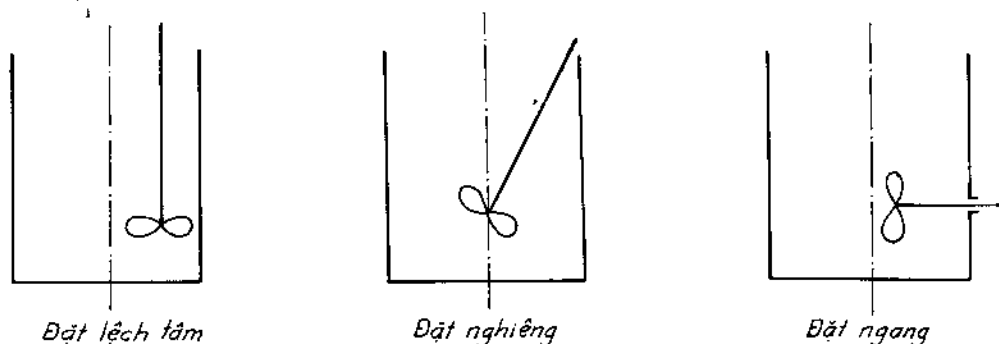
6.2. NHỮNG KẾT CẤU CHỐNG TẠO LỖ

Dòng chất lỏng chuyển động trong thùng khuấy có ảnh hưởng nhiều đến quá trình khuấy. Qua nghiên cứu cho thấy, dòng chuyển động theo

phương chiều trục (lên xuống) thích hợp cho quá trình hòa tan của chất rắn, còn dòng chuyển động theo phương bán kính (qua lại) thích hợp cho quá trình trộn khí với lỏng hoặc hai chất lỏng với nhau. Trong quá trình khuấy trộn người ta thường thấy xuất hiện nhiều chỗ xoáy lớn trên bề mặt và sự chuyển động tròn của chất lỏng bị hạn chế, do sự hình thành lốm xoáy và mất mát năng lượng và sự tạo bọt trong khi khuấy (có tác dụng của lực ly tâm).

Để tránh khả năng tạo thành lốm xoáy parabol và ảnh hưởng của dòng chất lỏng, người ta thường áp dụng những phương pháp sau:

1. Đặt cánh khuấy lệch tâm thùng, đặt nghiêng hoặc nằm ngang, ví dụ, cánh khuấy chân vịt ở hình 6.5.

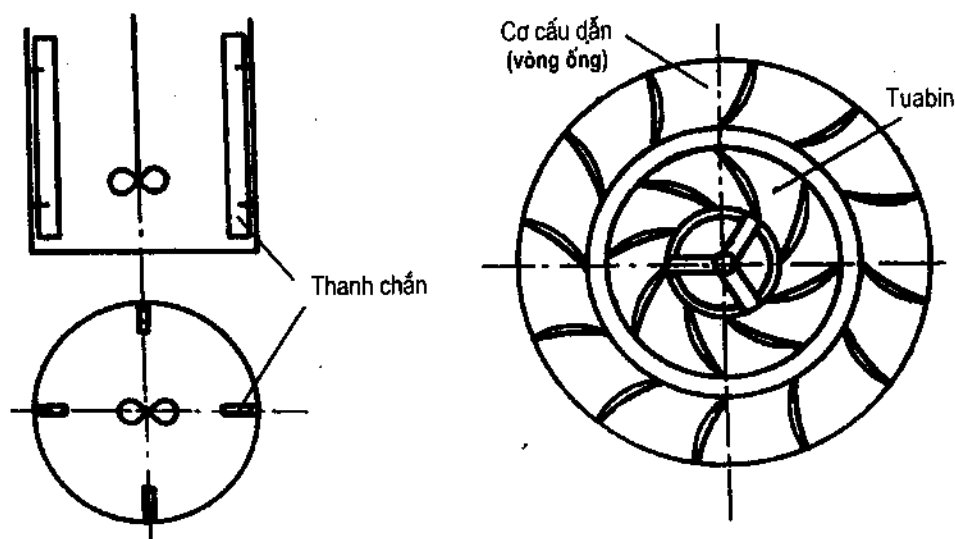


Hình 6.5. Cách đặt cánh khuấy

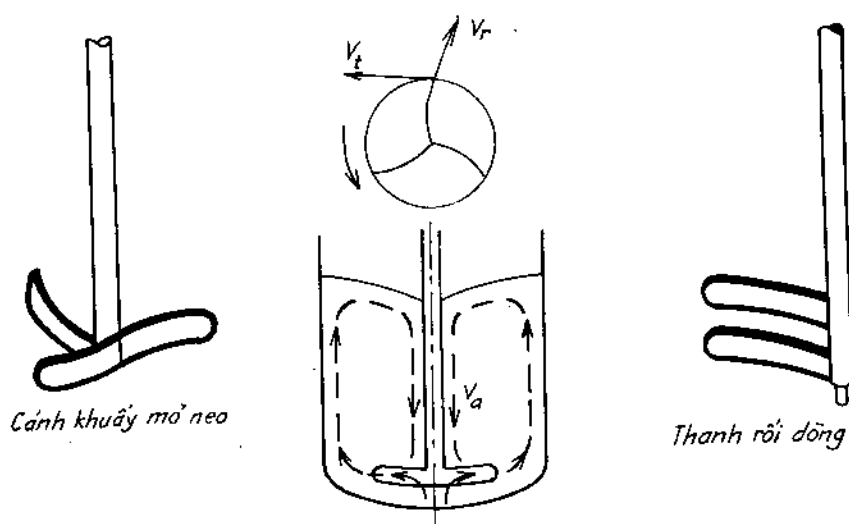
2. Thu hẹp khoảng cách bằng các biện pháp:

- Ghép thanh chắn ở thành trong của thùng. Quan thành thùng có thể gắn từ 2 đến 6 thanh có bề ngang chiếm $1/10 + 1/15$ đường kính thùng, đặt sát bề mặt thùng hoặc với khoảng cách 2 đến 4 cm. Chiều dài của thanh ít nhất gấp đôi đường kính cánh khuấy (hình 6.6a).
- Vòng ống quanh cánh khuấy, đặc biệt đối với cánh khuấy tuabin có tác dụng cho dòng chất lỏng chuyển động theo hướng bán kính và sự giảm mạnh vận tốc ở tâm của thùng (đồng nhất hóa dòng). Đường kính ngoài của vòng ống nhỏ hơn $D/2$, (hình 6.6b).
- Đặt các ống thẳng đứng trong thùng (ống dẫn, nhiệt kế,...).

- Thanh rôi dòng dùng cho cánh khuấy mở neo (hình 6.7). Thanh rôi có tác dụng hạn chế sự giảm năng lượng của cánh khuấy trong thùng nhờ tự tạo được dòng xoáy có thể dùng cho cánh khuấy có chiều dài 4 đến 5 m.



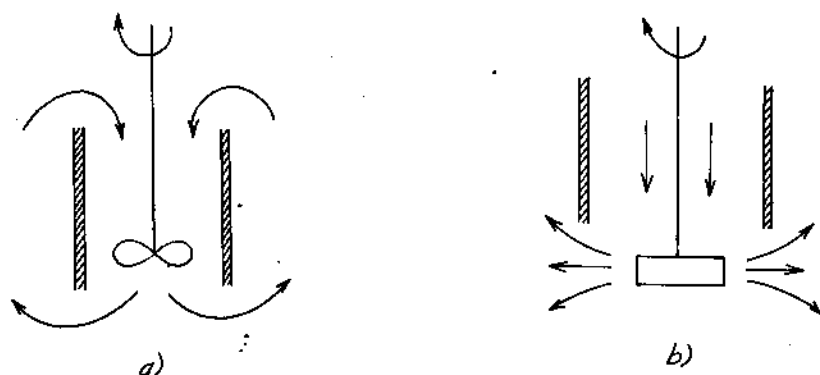
Hình 6.6. a) thanh chắn; b) vòng ống



Hình 6.7. Cánh khuấy mở neo và thanh rôi

- Ống dẫn dòng, đặc biệt thích nghi cho bể sâu và khi cần kéo các hạt rắn lên. Diện tích bên trong và bên ngoài phòng luôn giữ không đổi (đường

kính ống dẫn dòng bằng 71% đường kính bể. Cánh khuấy chân vịt phải đặt trong ống, nhưng cánh khuấy tuabin lại đặt bên ngoài (hình 6.8).

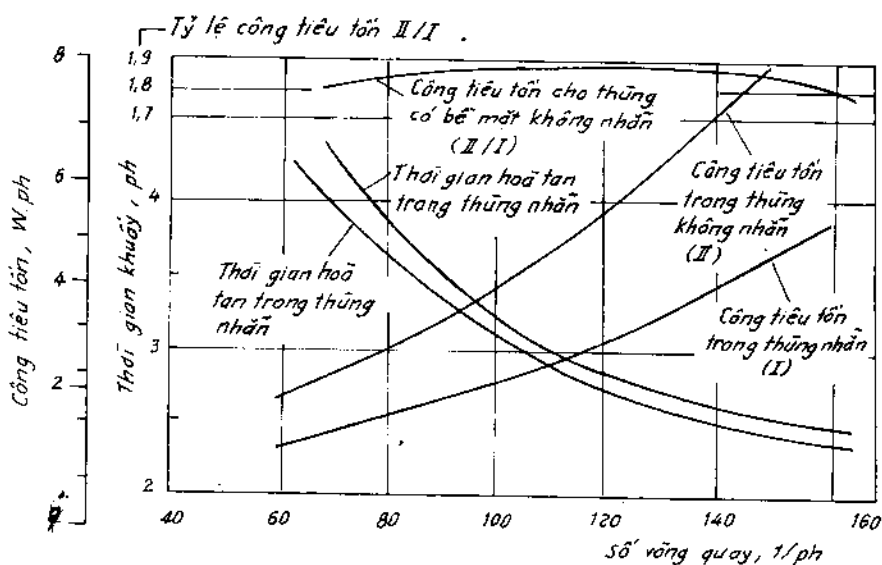


Hình 6.8. Bố trí ống dẫn dòng:
a) cánh khuấy chân vịt; b) cánh khuấy tuabin

Quá trình khuấy trộn thường kèm theo quá trình truyền nhiệt. Nhiệt được dẫn vào có thể qua ống xoắn hoặc dùng thiết bị hai vỏ. Vì vậy khi chọn cánh khuấy luôn lưu ý đến quá trình truyền nhiệt (nếu có). Trong thực tế không thể đáp ứng đồng thời cả khuấy trộn lẫn truyền nhiệt, vì vậy tùy vào yêu cầu cụ thể, có thể ưu tiên cho quá trình truyền nhiệt hoặc ưu tiên cho quá trình trộn.

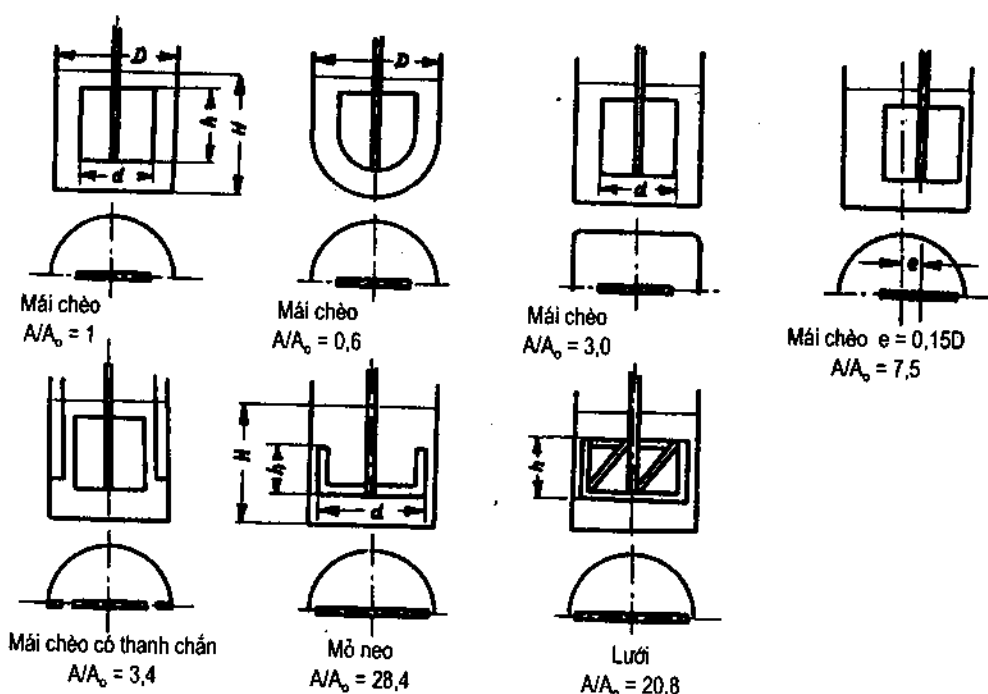
6.3. PHƯƠNG PHÁP CHỌN DẠNG CẢNH KHUẤY

Trong nhiều trường hợp muốn chọn một loại cánh khuấy thích hợp cần dựa vào thực nghiệm. Độ lớn của thùng khuấy không được vượt quá 40 lít. Qua thực nghiệm tìm quan hệ giữa thời gian khuấy và công suất với số vòng quay của từng loại cánh khuấy. Thời gian đạt được điều kiện khuấy (trạng thái đồng nhất) được gọi là thời gian khuấy. Hình 6.9 cho thấy thời gian hòa tan giảm khi số vòng quay lớn. Trong khi đó công suất tiêu hao phụ thuộc vào vận tốc khuấy trộn và kích thước của thùng và cũng tăng với sự tăng của vận tốc và kích thước dòng. Có sự phân biệt giữa bề mặt thùng nhẵn và không nhẵn.



Hình 6.9. Quá trình hòa tan (khuấy) trong thùng nhẵn và không nhẵn

Nếu A_0 là công tiêu hao, A là công tiêu hao của cánh khuấy bất kỳ, thì A/A_0 sẽ không phụ thuộc vào số vòng quay ở cùng một điều kiện làm việc. Khi đó A/A_0 được gọi là "tỷ số công tiêu hao", dùng để đánh giá một cánh khuấy theo chỉ tiêu kinh tế. Hình 6.9 chỉ ra giá trị tỷ số công tiêu hao của từng loại cánh khuấy trong bình khuấy khác nhau. Đối với cánh khuấy loại mái chèo trong thùng hình trụ, đáy bằng có công tiêu hao $A_0 = 1$. Công tiêu hao, ví dụ loại mỏ neo lớn hơn loại có mái chèo nhiều lần (hình 6.10). Nếu có dùng các ống thẳng đứng như ống truyền nhiệt, nhiệt kế trong thùng đều có cùng ảnh hưởng đến công tiêu hao. Mặc dù công tiêu hao phụ thuộc vào kích thước của thùng khuấy, nhưng kết cấu khác nhau không vì thế mà thay đổi.



Hình 6.10. Ảnh hưởng của kết cấu khác nhau đến giá trị A/A_0 .

6.4. CÔNG SUẤT TIÊU THỤ

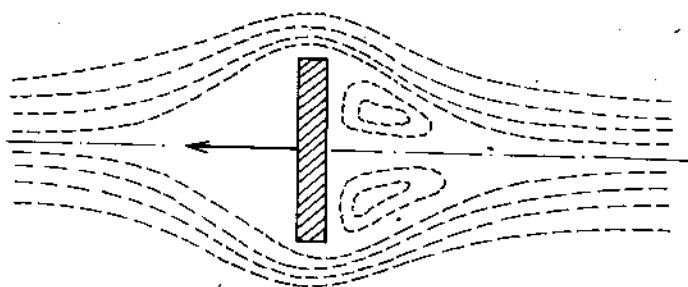
6.4.1. Công suất làm việc

Quá trình khuấy là sự chuyển động của một tấm phẳng trong chất lỏng yên tĩnh; đồng thời vượt qua lực ma sát và lực quán tính. Lực quán tính có vai trò đặc biệt với dòng chuyển động nhanh. Quanh tấm tạo thành dòng truyền vào áp suất gây ra tác dụng xoáy ở phía sau (hình 6.11). Dòng xoáy khi khuấy trộn có ảnh hưởng tốt đến quá trình.

Phương trình Bernoulli cho vận tốc dòng lớn ở thành thùng:

$$h + \frac{w^2}{2g} = \text{const.} \quad (6.2)$$

với h – chiều cao cột chất lỏng;
 $w^2/2g$ – chiều cao vận tốc.



Hình 6.11. Sự chuyển động của tấm phẳng trong chất lỏng

Trở lực của vật chuyển động trong lỏng được tính theo định luật Newton:

$$P = \xi \cdot F \cdot \frac{w^2}{2g} \gamma, \text{ kp} \quad \text{hoặc} \quad P = \xi \cdot F \cdot \frac{w^2}{2g} \rho, \text{ N} \quad (6.3)$$

trong đó: P – trở lực, N;

ξ – hệ số trở lực, phụ thuộc hình dáng vật, trạng thái và tính chất chất lỏng;

F – diện tích hình chiếu của vật theo phương vuông góc với hướng bán kính, m^2 ;

w – vận tốc chuyển động, m/s ;

γ – trọng lượng riêng, kp/m^3 ;

ρ – khối lượng riêng, kg/m^3 .

Với chất lỏng thông thường thì ξ phụ thuộc vào Reynolds (ảnh hưởng của lực ma sát) và Froude (ảnh hưởng của trọng lực).

$$\xi = f \left(\left(\frac{w \cdot l \cdot \rho}{\mu} \right), \frac{w^2}{g \cdot l} \right) \quad (6.4)$$

trong đó: l – chiều dài của vật cản, m;

ρ – khối lượng riêng của chất lỏng, kg/m^3 ;

μ – độ nhớt của chất lỏng, Ns/m^2 ;

g – gia tốc trọng trường, m/s^2 .

Ảnh hưởng của chuẩn số Froude chỉ khi bề mặt chất lỏng trong thùng khuấy bị lõm do chuyển động xoáy. Trong nhiều trường hợp do cánh khuấy nhúng sâu và nhờ thanh chắn mà không hình thành lõm xoáy trong thùng khuấy.

Vì vậy trở lực được coi là điều kiện chuyển động của cánh khuấy và tính theo Re_M và Fr_M nên w được thay bằng n (số vòng quay) và chiều dài thay bằng đường kính. Nếu $w = \pi dn$, thì:

$$Re_M = \frac{\rho \cdot n \cdot d^2}{\mu} \quad \text{và} \quad Fr_M = \frac{n^2 d}{g} \quad (6.5)$$

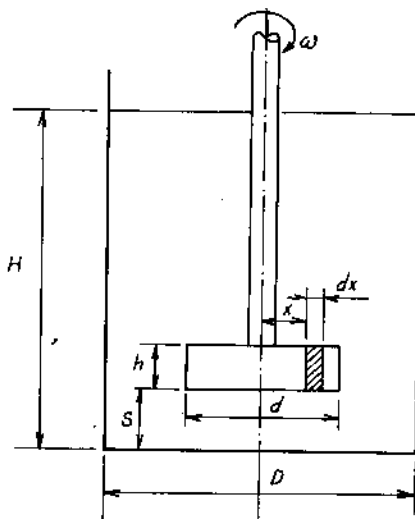
Xuất phát từ một nguyên tố diện tích của cánh khuấy mái chèo ta xác định được công cần thiết vượt qua trở lực chất lỏng khi cánh khuấy quay (hình 5.12):

$$N = \int dN = \int dP \cdot w \quad (6.6)$$

với $dP = \xi \cdot h \cdot \frac{w^2}{2g} \rho \cdot dx$;

$$w = 2\pi n \cdot x$$

Giả dụ cánh khuấy có hai mái chèo, mỗi mái chèo có một nguyên tố diện tích, ta có:



Hình 6.12. Sơ đồ cánh khuấy xác định công suất làm việc

$$dN = w \cdot dP = 2 \frac{(2\pi)^3}{2g} \rho \cdot \xi \cdot n^3 h \cdot x^3 dx \quad (5.7)$$

Tích phân trong khoảng 0 đến r được:

$$N = 2 \cdot \frac{(2\pi)^3}{2g} \rho \cdot \xi n^3 h \frac{r^4}{4} \quad (6.8)$$

Thay $h = a \cdot d$ và các hằng số được tổng hợp qua K , ta được:

$$N = K \cdot \xi \cdot n^3 d^5 \rho \quad (6.9)$$

hoặc: $N = \xi_M n^3 d^5 \rho$

Rút ra: $\xi_M = \frac{N}{n^3 d^5 \rho} = \frac{\Delta P \cdot F \cdot w}{n^3 d^5 \rho}$

với ξ_M là đại lượng không thứ nguyên được coi là chuẩn số chất lỏng có ảnh hưởng đến áp suất, tương ứng với chuẩn số Euler.

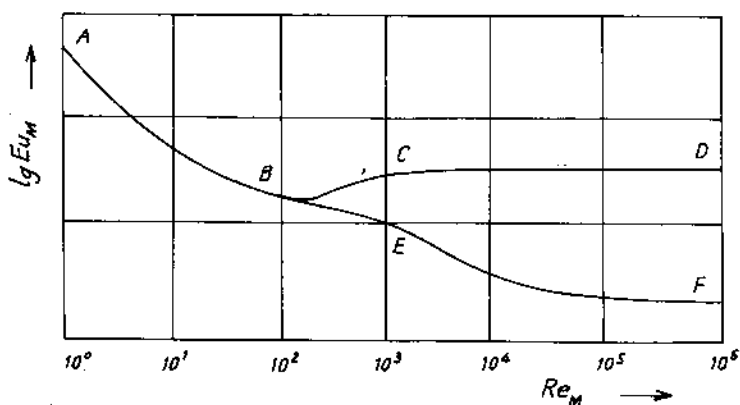
$$\text{Chuẩn số Euler: } Eu = \frac{\Delta P}{\rho \cdot w^2} \sim \xi_M \quad (6.10)$$

Vì ξ là hàm số của Re và Fr , tức $\xi_M = f(Re_M, Fr_M) = Eu_M$, nên qua thực nghiệm ta có:

$$\xi_M = Eu_M = \frac{N}{n^3 d^5 \rho} = A \cdot Re_M^m \cdot Fr_M^P \quad (6.11)$$

trong đó: A , m và P – những đại lượng được xác định bằng thực nghiệm.

Chúng phụ thuộc vào kích thước cánh khuấy, mức chất lỏng, dạng thùng khuấy, độ nhớt của thành thùng và các cơ cấu khác. Hình 6.13 thể hiện quan hệ phụ thuộc giữa chuẩn số Eu và Re_M .



Hình 6.13. $Eu_M = f(Re_M)$

Logarit hóa giá trị ξ_M ta có:

$$\lg \xi_M = \lg A + m \lg Re_M + P \lg Fr_M \quad (6.12)$$

Đường EF được coi ngoại lệ cho chất lỏng có mặt phẳng, không cần quan tâm đến chuẩn số Frut, $P = 0$; còn A là điểm cắt của đường cong tại $Re = 1$ và m là độ nghiêng của đường thẳng. Công tiêu hao cho từng trường hợp ứng với từng đoạn như sau:

- Chuyển động dòng ($Re_M < 20$) ứng đoạn AB . Thực tế có $m = -1$ và $P = 0$, vậy: đặt $N = Eu_M \cdot n^3 d^5$ vào:

$$N = A \cdot Re_M^m \cdot n^3 d^5 = A \cdot \frac{\mu}{\rho \cdot n \cdot d^2} \cdot n^3 d^5 \rho \quad \text{có:}$$

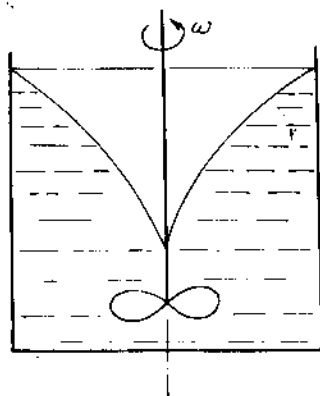
$$N = A \cdot n^2 d^3 \mu \quad (6.13)$$

$$\text{ở chế độ này } Eu_M = \frac{A}{Re_M}.$$

- Nhánh BC và BE biểu thị giai đoạn từ chảy quá độ sang chảy xoáy. Ở phạm vi này quan hệ giữa m và p rất phức tạp, không có ý nghĩa nhiều trong thực tế, nên không đề cập đến.
- Nhánh CD đặc trưng phạm vi chảy xoáy và mặt chất lỏng phẳng. Ở phạm vi này $m = 0, p = 0$ (đường thẳng gần như nằm ngang). Phương trình công suất:

$$N = A \cdot n^3 d^5 \rho, \text{ và } Eu_M = A \quad (6.14)$$

- Nhánh EF thỏa mãn điều kiện quá độ từ bề mặt phẳng chuyển sang lồi xoáy. $Re_M > 300$ với $m = 0$, $p = \frac{a - \lg Re_M}{b}$, với a, b phụ thuộc vào quan hệ của đường kính thùng, cánh khuấy và dạng cánh khuấy, và được xác định bằng thực nghiệm.



Hình 6.14. Lồi parabol của chất lỏng trong thùng khuấy

Phương trình công suất:

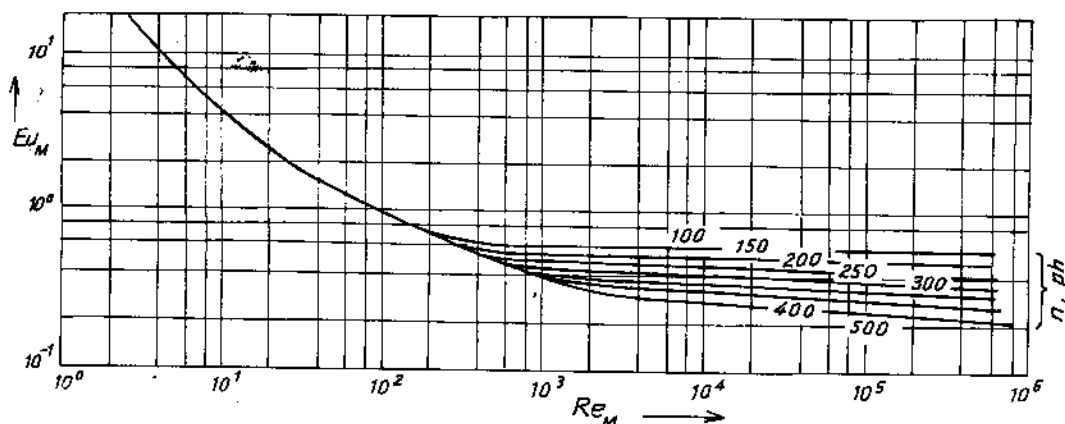
$$N = A \cdot p \cdot n^3 d^5 \left(\frac{n^2 d}{g} \right)^{\frac{a - \lg Re_M}{b}} \quad (6.15)$$

Giá trị của a, b cho cánh khuấy chân vịt và tuabin sáu cánh phẳng được tính theo bảng 6.1 (theo Rushton, v.v.).

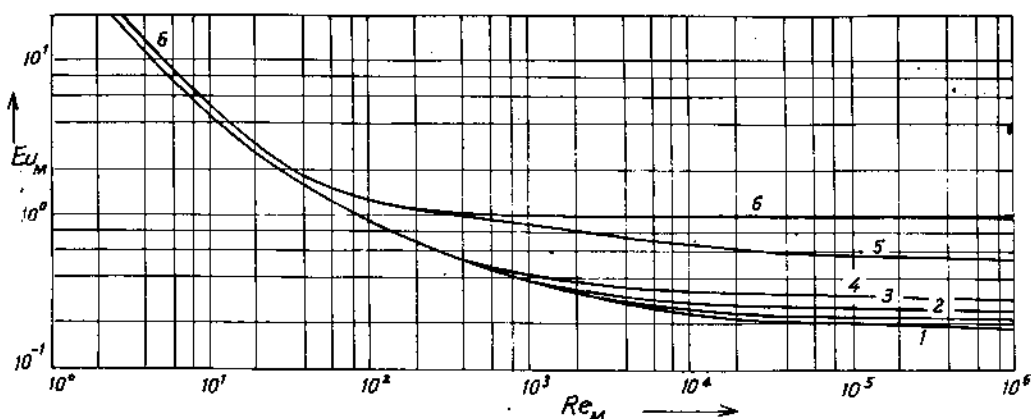
Bảng 6.1. Giá trị của a, b trong phương trình (6.15)

Loại cánh khuấy	D/d	a	b
Cánh khuấy chân vịt	2,1	2,6	18
	2,7	2,3	18
	3,0	2,1	18
	3,3	1,7	18
	4,5	0	18
Cánh khuấy tuabin sáu cánh phẳng	3,3	1,0	40
	3,0	1,0	40

Nếu biểu thị những giá trị đo được Eu_M theo Re_M với số vòng quay khác nhau ta được đồ thị như ở hình 6.15, và theo phương trình (6.15) ta thấy, với sự tăng của Reynolds, chuẩn số Euler giảm, nên công suất khuấy cũng giảm. Nguyên nhân là do lực trọng lượng, nên trong phạm vi này không những chỉ có phụ thuộc vào Re_M mà còn phụ thuộc vào Fr_M (hình 5.16). Trong nhiều trường hợp có cơ cấu thanh chắn trong thùng khuấy hoặc ở $Re_M < 300$, số mũ $p = 0$ và phương trình (6.15) có dạng của phương trình (6.13) hoặc (6.14).



Hình 6.15. Quan hệ $Eu_M = f(Re_M)$ bỏ qua ảnh hưởng của Fr .
Loại cánh khuấy chân vịt (ba cánh với $D/d = 4,5$; $s = d$; $H = D$)



Hình 6.16. Quan hệ $Eu_M = f(Re_M)$ có tính đến ảnh hưởng của Fr . ($s = d$, $H = D$):
đường 1: độ nghiêng $\approx d$; $D/d = 2,7$; đường 4: độ nghiêng $\approx d$; $D/d = 4,5$ (hình 5.15)
đường 2: độ nghiêng $\approx d$; $D/d = 3,0$; đường 5: độ nghiêng $\approx 2d$; $D/d = 3,3$
đường 3: độ nghiêng $\approx d$; $D/d = 3,3$; đường 6: độ nghiêng $\approx 2d$; $D/d = 3,3$ với thanh chắn $b \approx 0,1 D$

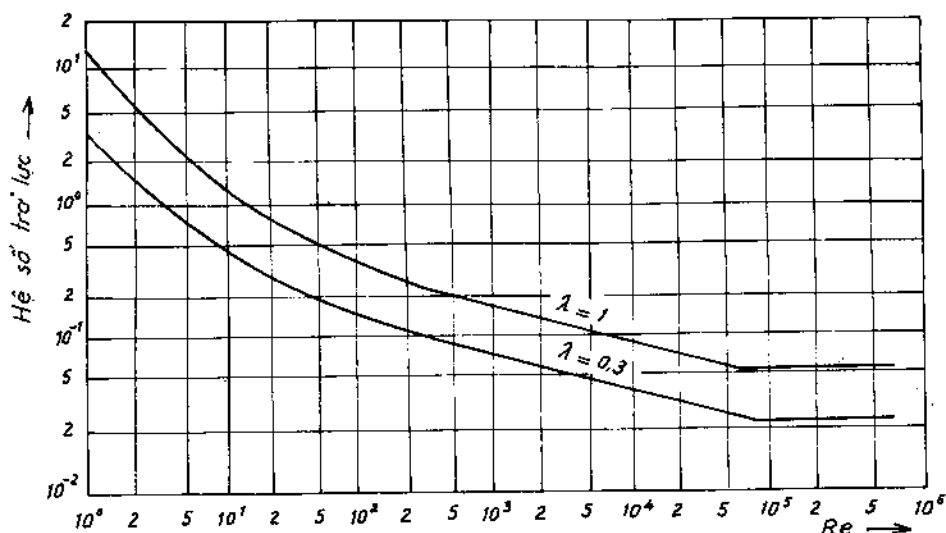
Nếu cánh khuấy chân vịt đặt lệch tâm của thùng hoặc đặt nghiêng (hình 6.5) thì chất lỏng trong thùng sẽ không tạo lổm xoáy. Trong trường hợp này, lực tiêu hao bằng với trường hợp đặt cánh khuấy ở giữa tâm thùng và có thanh chắn ở thành thùng. Hình 6.16 cho thấy lực tiêu hao tăng theo tỷ lệ D/d tăng, nếu không có thanh chắn. Trong phạm vi này $Eu_M = \text{const.}$ Vì công suất tăng theo n^3 nên lổm xoáy luôn lớn hơn, nếu không có thanh chắn.

Nhiều tác giả đã nghiên cứu và tìm cách xác định các đại lượng A và m ứng với từng loại cánh khuấy ở các kích thước khác nhau, trong đó có kết quả của Büche, Rushton và Kafarov được quan tâm nhất. Hình 6.17 chỉ ra quan hệ của Eu_M và Re_M mà Büche đã đưa ra đối với cánh khuấy mái chèo trong thùng nhẵn ở hai độ sâu khác nhau (bỏ qua ảnh hưởng của Fr). Đồ thị cũng chia làm ba khu vực như sau:

$$Eu_M = \frac{A}{Re_M} \quad \text{với} \quad Re_M < 20 \quad (6.16)$$

$$Eu_M = \frac{A}{\sqrt[4]{Re_M}} \quad \text{với} \quad 30 < Re_M < 7 \cdot 10^4 \quad (6.17)$$

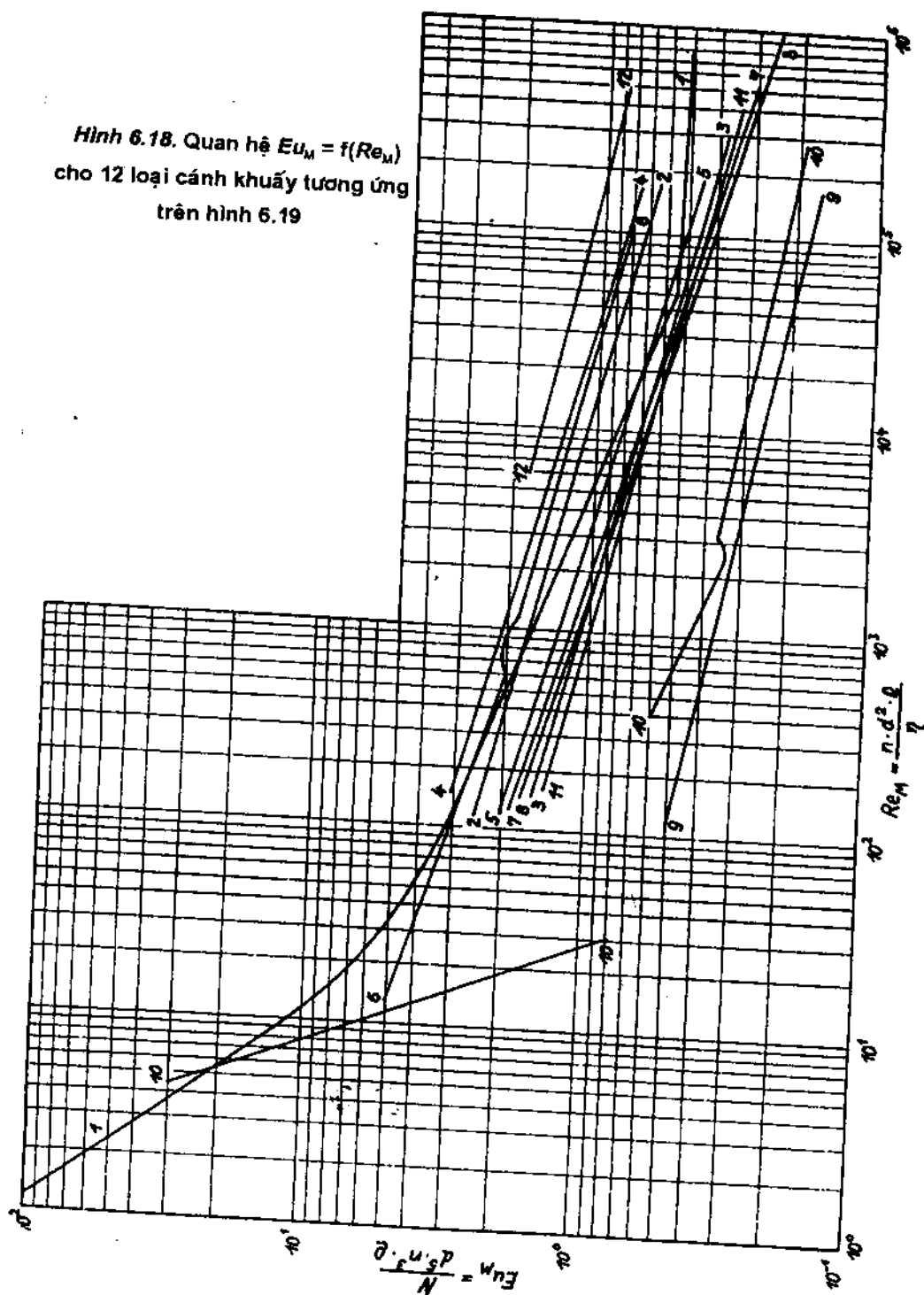
$$Eu_M = A \quad \text{với} \quad Re_M > 7 \cdot 10^4 \quad (6.18)$$



Hình 6.17. Quan hệ giữa hệ số trở lực với Reynolds của cánh khuấy dạng tấm trong thùng nhẵn ở hai độ sâu khác nhau $\lambda = H/D$

Vận dụng kết quả nghiên cứu của nhiều tác giả và phương trình tính toán của Romankov và Pavluschenko, Kafarov đưa ra biểu đồ (hình 6.18) quan hệ $Eu_M = f(Re_M)$ cho 12 loại cánh khuấy trong thùng nhẵn theo quan hệ H/d , D/d và s/d .

Hình 6.18. Quan hệ $Eu_M = f(Re_M)$
cho 12 loại cánh khuấy tương ứng
trên hình 6.19



Romankov và Pavluschenko đưa ra phương trình tính toán Eu_M cho các loại cánh khuấy có hình dạng tương tự cánh khuấy chân vịt và mái chèo ở $D/d \approx H/d \approx 3$ như sau:

$$Eu_M = 230 Re_M^{-1,67} \quad \text{với } Re_M < 50 \quad (6.19)$$

$$Eu_M = 0,845 Re_M^{-0,05} \quad \text{với } Re_M > 50 \quad (6.20)$$

Tương tự phương trình tính công suất:

$$N = 230 \rho^{-0,67} \mu^{1,67} \cdot n^{1,33} \cdot d^{1,66} \quad (6.21)$$

và:
$$N = 0,845 \rho^{0,95} \cdot \mu^{0,05} n^{2,95} \cdot d^{4,9} \quad (6.22)$$

Khác với Rushton, Kafarov và Büche nhận thấy ở phạm vi Reynolds lớn có ảnh hưởng của Fr mặc dù tồn tại lõm xoáy ở thùng có tường ngăn và các đường cong trong đồ thị không hoàn toàn nằm ngang. Điều đó có nghĩa $m \neq 0$, mà nó nằm trong khoảng của $m = -0,1$ và $m = -0,25$. Tương tự hằng số A cũng khác với trường hợp của Rushton.

Từ những giá trị nhận được ở bảng 6.2 hoặc đồ thị ở hình 6.18, người ta có thể tính được công suất tiêu thụ, nếu biết được Re_M . Đồng thời qua đó cũng có thể tính được công suất cho từng loại cánh khuấy, tuy nhiên phải nhân thêm với hệ số hiệu chỉnh f được tính như sau:

1. Cho cánh khuấy mái chèo ($D/d = 2,5$ đến 4 , $H/D = 0,6$ đến $1,6$, $h/d = 1/5$ đến $1/3$):

$$f = \left(\frac{D}{3d} \right)^{1,1} \cdot \left(\frac{H}{d} \right)^{0,6} \cdot \left(\frac{4h}{d} \right)^{0,3} \quad (6.23)$$

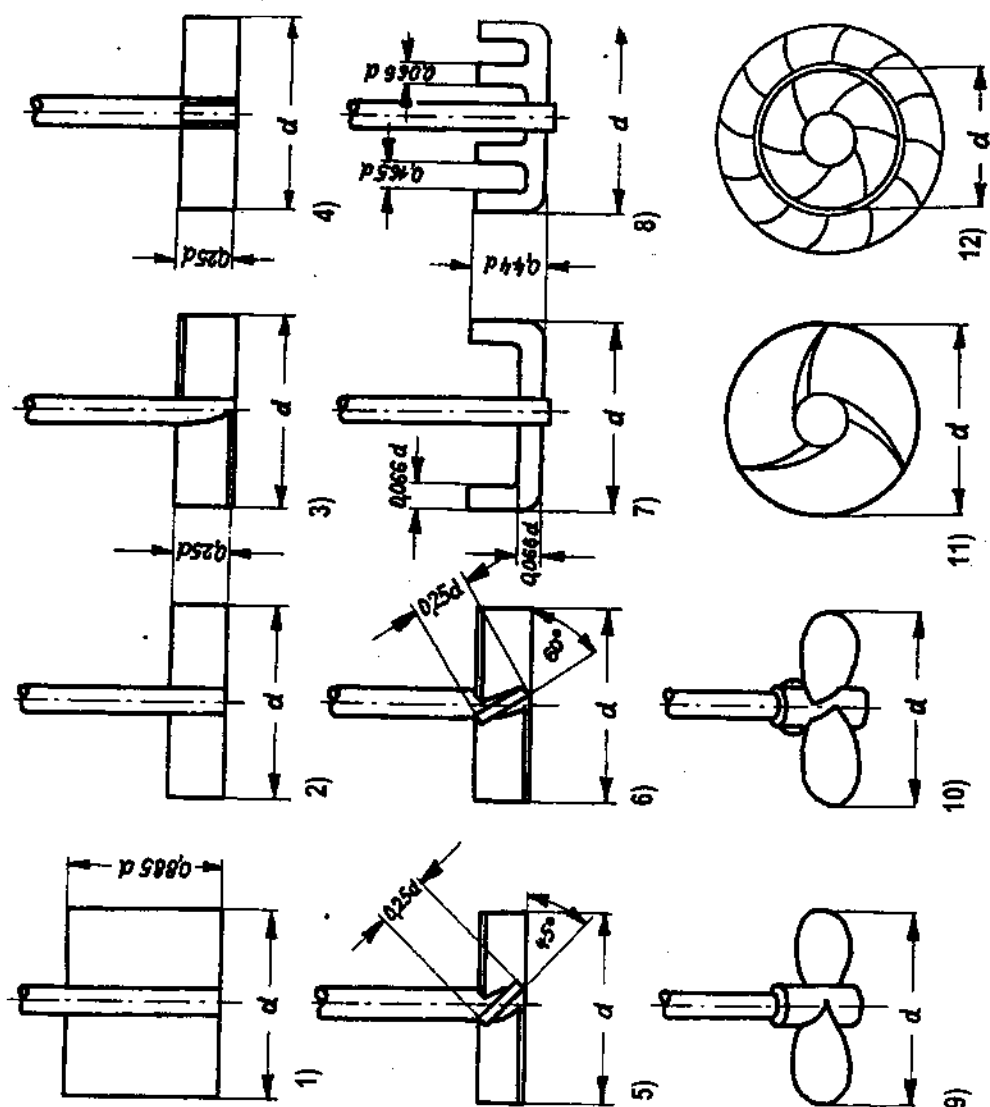
2. Cho cánh khuấy mỏ neo:

$$f = \left(\frac{D}{1,11d} \right)^{1,1} \cdot \left(\frac{H}{d} \right)^{0,6} \cdot \left(\frac{15h}{d} \right)^{0,3} \quad (6.24)$$

3. Cho cánh khuấy chân vịt:

$$f = \left(\frac{D}{3d} \right)^{0,93} \cdot \left(\frac{H}{D} \right)^{0,6} \quad (6.25)$$

Erdmenger và Neihardt cũng đã đưa ra một toán đồ xác định công suất tiêu tổn trên cơ sở kết quả nghiên cứu của Olney và Carlson cùng với công thức (6.14), như ở hình 6.20 ở phạm vi chảy dòng và chảy xoáy mạnh với bề mặt chất lỏng phẳng.



Hình 6.19. Các loại cánh khuấy ứng với bảng 6.2.

Bảng 6.2. Giá trị của hằng số A và m cho các loại cánh khuấy khác nhau

Số thứ tự theo hình 6.19	Loại cánh khuấy	Tỷ số hình học			Hằng số		Giá trị Re
		H/d	D/d	S/d	A	m	
1	Loại hai mái chèo Có cánh thẳng đứng	2	2	0,36	111,0 14,35	-1,0 -0,31	$Re < 20$ $10^2 \leq Re \leq 5 \cdot 10^4$
2	Loại tương tự trên	3	3	0,33	6,8	-0,2	
3	Cánh nghiêng 45°	3	3	0,33	4,05	-0,2	
4	Loại bốn mái chèo Có cánh thẳng đứng	3	3	0,33	8,52	-0,2	
5	Cánh nghiêng lên 45°	3	3	0,33	5,05	-0,2	
	Cánh nghiêng xuống 45°	3	3	0,33	4,42	-0,2	
6	Cánh nghiêng lên 60°	3	3	0,5	6,30	-0,18	$Re < 30$ $Re < 3 \cdot 10^3$ $Re > 3 \cdot 10^3$
	Loại mỏ neo						
7	Hai mỏ neo	1,11	1,11	0,11	6,2	-0,25	
8	Bốn mỏ neo	1,11	1,11	0,11	6,0	-0,25	
	Loại chân vịt						
9	Hai chân vịt (góc $22,5^\circ$)	3	3	0,33	0,985	-0,15	
10	Ba chân vịt (nghiêng d)	3,5	3,8	1	230 4,63 1,19	-1,67 -0,35 -0,15	
	Loại tuabin						
11	Với ba cánh và góc mở có đường kính 37 mm	3	3	0,33	3,90	-0,2	
12	Với sáu cánh và cơ cấu hướng dòng	1,78	2,4	0,25	5,98	-0,15	

Hằng số A ở vùng chảy dòng và chảy xoáy để tính công suất tiêu hao với toán đồ của Erdonenger và Neidherdt được biểu thị ở bảng 6.3. Giá trị A của từng loại cánh khuấy ở bảng 6.2 tương đối phù hợp với giá trị A theo Kafarov (nếu đồng dạng hình học) trong vùng chảy dòng, nhưng khác nhau trong vùng chảy xoáy, vì Kafarov bỏ qua ảnh hưởng của chuẩn số Fr .

Thay đổi kích thước dài của cánh khuấy chỉ làm thay đổi một phần chuẩn số Eu , nên cũng làm thay đổi công suất tiêu thụ. Nhưng với cơ cấu thanh chắn sẽ làm mất ảnh hưởng này (khác với Kafarov), nên cũng không cần có hệ số hiệu chỉnh cho công suất khi sử dụng các giá trị trong toán đồ ở vùng chảy xoáy. Tuy nhiên khi tính công suất cánh khuấy cũng cần đưa

thêm trở lực của thiết bị, như độ nhẵn của thành, cấu tạo thanh chắn dòng, v.v. Độ gồ ghề của thùng sắt hoặc gỗ, các ống truyền nhiệt, nhiệt kế, thì ở chất lỏng có độ nhớt nhỏ công suất tiêu thụ cũng tăng từ 20 đến 30%. Đối với cánh khuấy hai mái chèo trong thùng khuấy có ống truyền nhiệt ($D = H = 2d$ và $S/d = 0,36$) (hình 6.19), Kafarov đã đưa ra công thức tính chuẩn số Euler:

$$Eu_M = \frac{160}{Re_M} \quad \text{với} \quad Re_M < 50 \quad (6.26)$$

$$Eu_M = \frac{7,1}{Re_M^{0,135}} \quad \text{với} \quad 5^\circ < Re_M < 5 \cdot 10^4 \quad (6.27)$$

$$Eu_M \approx 1,7 \quad \text{với} \quad Re_M > 5 \cdot 10^4 \quad (6.28)$$

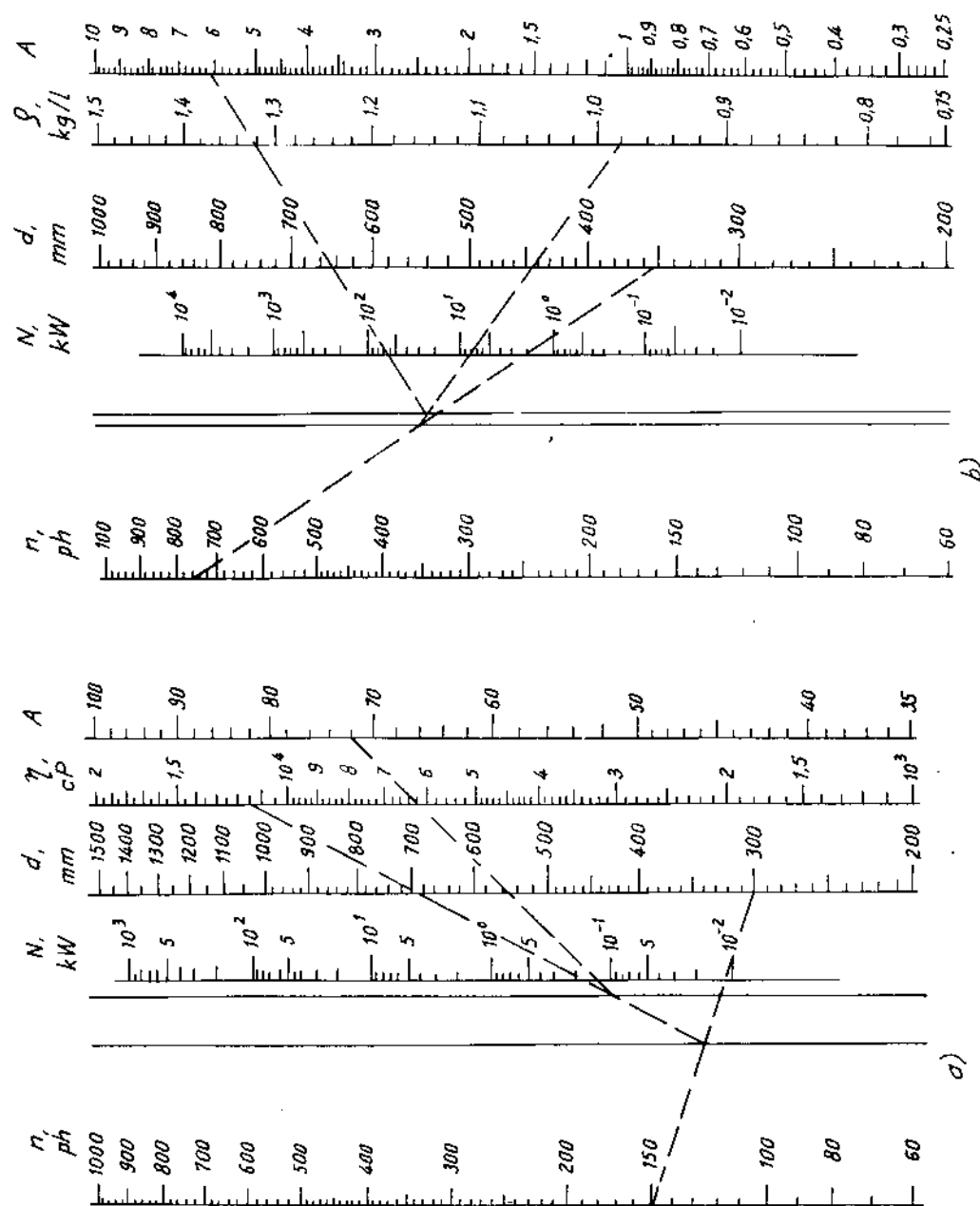
S là đoạn đường chất lỏng chuyển động tự do theo hướng trục, nếu chân vịt quay 360° .

Bảng 6.3. Giá trị A để xác định công suất tiêu thụ bằng toán đồ Erdmenger, Neidhardt

Loại cánh khuấy	Đặc tính	Phạm vi chảy dòng	Phạm vi chảy xoáy với bốn thanh chắn dòng	
		A	Bề rộng thanh	A
Chân vịt	3 cánh $S = d$	41	$0,05 D$	0,26
	$S = 1,5d$	—	$0,1 D$	0,62
	$S = 2d$	44	$0,1 D$	1,0
	$S = 2,5d$	—	$0,1 D$	1,35
Tuabin thấp	7 cánh	49	$0,1 D$	3,4
	4 cánh	—	$0,1 D$	4,4
	6 cánh	71	$0,08 D$	6,0
	6 cánh	—	$0,1 D$	6,2
	6 cánh	—	$0,17 D$	6,4
	8 cánh	73	$0,1 D$	7,8
	10 cánh	74,5	$0,1 D$	8,7
	12 cánh	—	$0,1 D$	10,0
Tuabin thường	6 cánh cong	69	$0,1 D$	4,8
	6 cánh hình tên	72	$0,1 D$	3,9
	6 cánh với vòng quay	97	$0,1 D$	1,1
	20 cánh với vòng chắn	170	$0,1 D$	1,1
Tuabin quạt	6 cánh với góc 45°	64	$0,1 D$	1,5
	8 cánh với góc 45°	71	$0,1 D$	1,65
Tấm	2 cánh	36	$0,08 D$	1,77
	2 cánh	—	$0,1 D$	1,95
	2 cánh	—	$0,15 D$	2,1

Trường hợp A không xác định thì phải tiến hành thực nghiệm.

Khi dùng thanh chắn dùng toán đồ 6.20a rất phù hợp. Với cánh khuấy chân vịt và thành thùng có gắn tấm chắn theo hình 6.20b, Kafarov tính được Eu_M ở $Re_M > 25 \cdot 10^4$ là $Eu_M = 0,68$.



Hình 6.20. a) toán đồ của phương trình (6.13); b) toán đồ của phương trình (5.14)

Công suất được tính:

$$N_J = \frac{\xi}{125,8} d^{4,7} \cdot n^3 \cdot h \cdot \rho \cdot \mu', \text{ kW} \quad (6.29)$$

trong đó: ξ – hệ số trợ lực;

ρ_1 – khối lượng riêng, kg/m^3 ;

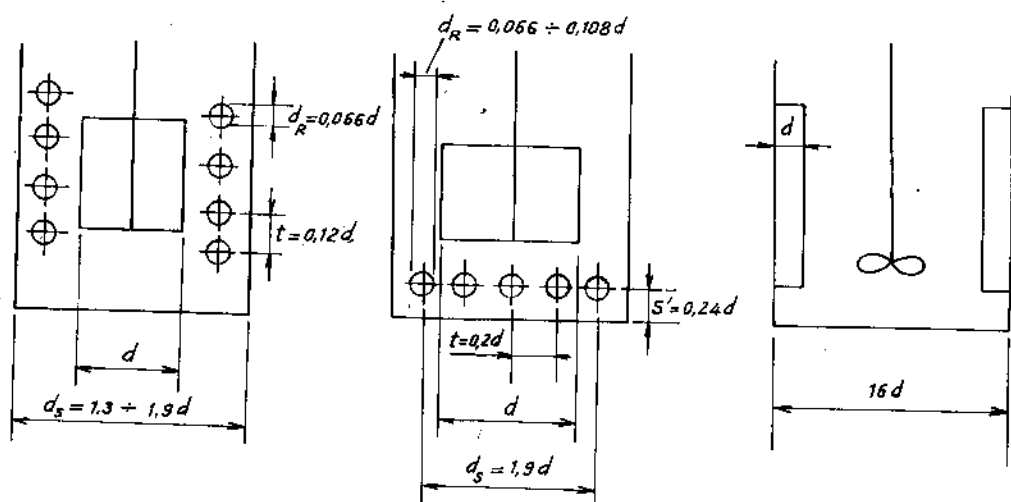
$\mu' = 1$ nếu độ nhớt của chất lỏng từ $1 + 100 \text{ cP}$ và $\mu' = 0,5\mu^{0,16}$ nếu $\mu = 10^2 + 10^6 \text{ cP}$;

h – chiều rộng cánh khuấy, m;

d – đường kính cánh khuấy, m;

n – số vòng quay, $1/\text{s}$.

Để xác định chuẩn số Euler $Eu_M = f(Re_M)$ cho hệ thống khuấy có kết cấu ống xoắn truyền nhiệt và thanh chắn, người ta sử dụng hình 6.21.



Hình 6.21. Sơ đồ thùng khuấy có ống xoắn truyền nhiệt và thanh chắn

Phương trình tính công suất của Büche và Kafarov chỉ thỏa mãn cho giá trị của Re trong khoảng trên 10^4 và dưới 30. Hình 6.22 cho thấy công suất phụ thuộc tuyến tính với độ nhớt. Trong phạm vi độ nhớt không bé quá và cũng không lớn quá (khoảng giữa) thì sự phụ thuộc của công suất vào độ nhớt có khi tăng có khi giảm. Điều này có thể giải thích, vì có sự tương hợp giữa cấu tạo cánh khuấy và kích thước bình. Hình 6.21 chỉ thể hiện cho hệ thống cánh khuấy loại mái chèo. Vì với loại này quan hệ kích thước đã xác định (H/d , D/d , khoảng cách đến đáy thùng) và công suất được tính theo phương trình (6.29) có sai số $\pm 10\%$.

Công suất mở máy gồm công để thắng lực ỳ (đưa chất lỏng từ trạng thái tĩnh sang trạng thái chuyển động) và lực ma sát:

$$N_A = N_T + N_R \quad (6.30)$$

trong đó N_T được xác định theo công thức:

$$N_T = K \cdot d^5 n^3 \rho \quad (6.14)$$

và N được xác định theo công thức (6.9). Vậy:

$$N_A = K \cdot d^5 n^3 \rho + \xi_M \cdot d^5 n^3 \rho = (K + \xi_M) d^5 n^3 \rho \quad (6.31)$$

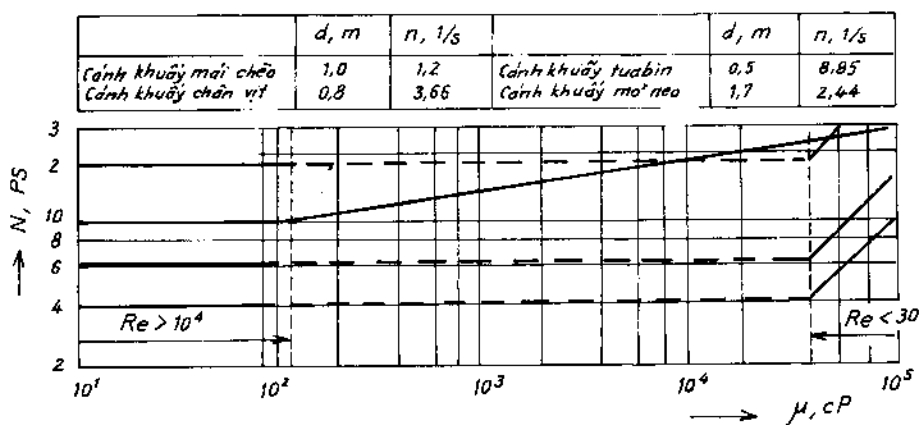
hoặc:

$$N_A = N \cdot \frac{K + \xi_M}{\xi_M}$$

Khi chọn động cơ cho cánh khuấy cần tính đến hiệu suất của nó, tức công suất của động cơ được tính:

$$N_{dc} = \frac{N}{\eta} \quad (6.32)$$

với η là hiệu suất của động cơ và chọn $\eta \approx 0,6 \div 0,7$.

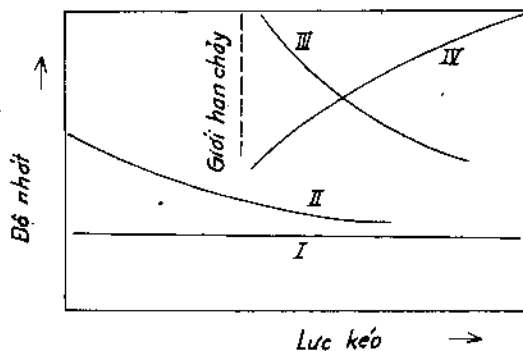


Hình 6.22. Công suất N của các loại cánh khuấy phụ thuộc vào độ nhớt μ trong cùng thời gian; $D = 2m$

6.4.2. Công suất cánh khuấy với chất lỏng phi Newton

Đối với chất lỏng phi Newton có độ nhớt phụ thuộc vào sự giảm vận tốc. Có nhiều loại huyền phù hoặc dung dịch cần được khuấy trộn trong

công nghiệp hóa chất có sự thay đổi độ nhớt khi có tác dụng của lực xoắn luôn được hình thành trong quá trình khuấy trộn. Điều này được thể hiện ở hình 6.23.



Nhiều loại dung dịch dẻo có sức căng xoắn tuân theo định luật Bingham:

Hình 6.23. Độ nhớt của các dung dịch khác nhau: I- dung dịch bình thường (nước, dầu); II- dung dịch nhớt; III- dung dịch thixotrop (dẻo) với giới hạn chảy ban đầu; IV- dung dịch dilatant (nhũ tương nhân tạo)

$$\sigma = \tau + \eta' \frac{\partial u}{\partial s}, \text{ kp/m}^2 \quad (6.33)$$

trong đó: τ – sức bền chảy, kp/m^2 ;

η' – hệ số trượt tương ứng độ nhớt động lực, kps/m^2 ;

$\frac{\partial u}{\partial s}$ – sự giảm vận tốc theo hướng vuông góc với đoạn đường chảy S , $1/\text{s}$.

Theo lý thuyết loại dung dịch này có giá trị:

$$Eu_M = f \left(\frac{\rho \cdot n \cdot d^2}{\eta'}, \frac{\tau}{\eta' n} \right)$$

với n là số vòng quay, $1/\text{s}$.

Với dung dịch dẻo loãng thì Eu quyết định hơn so với dung dịch đặc. Còn đối với loại huyền phù dạng nhũ tương thì η' giảm theo sự giảm vận tốc, nên công suất làm việc tốn ít hơn đối với dung dịch thường trong cùng điều kiện khuấy. Bởi vì lực xoắn nhỏ nên phạm vi tác dụng của cánh khuấy ít như đã chỉ ra ở cánh khuấy chân vịt.

6.5. CHỌN SỐ VÒNG QUAY

Việc chọn số vòng quay cho cánh khuấy rất quan trọng, vì hiệu suất khuấy trộn và công tiêu hao phụ thuộc vào nó. Nghiên cứu số vòng quay ở

qui mô thí nghiệm để chọn dạng cánh khuấy tốt nhất rất có ý nghĩa để triển khai sản xuất lớn.

Số vòng quay ở qui mô lớn thường được chọn bằng số vòng quay vượt qua được công suất riêng ($\frac{N}{V} \sim T$ cường độ khuấy trộn).

Ở phạm vi chảy dòng phương trình tính công suất như sau:

$$N_H = A n_H^2 d_H^3 \mu \text{ (ở qui mô lớn)}$$

$$N_M = A n_M^2 d_M^3 \mu \text{ (ở mô hình bằng qui mô thí nghiệm)}$$

Sự đồng dạng về hình học của cánh khuấy, thùng khuấy và mực chất lỏng theo quan hệ thể tích là:

$$\frac{V_H}{V_M} = \left(\frac{d_H}{d_M} \right)^3 \quad (6.34)$$

Ta thấy:
$$\frac{N_H}{d_H^3} = \frac{N_M}{d_M^3} = \frac{n_H^2 \cdot d_H^3}{d_H^3} = \frac{n_M^2 d_M^3}{d_M^3}$$

Rút ra:
$$n_H = n_M \quad (6.35)$$

Điều này cũng đúng cho các phạm vi khác của quá trình khuấy.

Bảng 6.4 chỉ ra rằng, đối với chất lỏng nhớt (độ nhớt rất lớn) số vòng quay của cánh khuấy mô hình bằng số vòng quay ở qui mô lớn. Ngược lại đối với chất lỏng có độ nhớt nhỏ thì số vòng quay ở qui mô lớn nhỏ hơn số vòng quay ở qui mô nhỏ. Rushton dựa vào phương trình cấp nhiệt đã cho rằng việc xác định số vòng quay n_H dựa vào công suất không thật chính xác.

Từ quan hệ:

$$Nu = \frac{\alpha \cdot d}{\lambda} = K(Re)^x (Pr)^p = K \left(\frac{d^2 \rho \cdot n}{\mu} \right)^x (Pr)^p$$

Rút ra:
$$\alpha \cdot d = K d^{2x} \cdot n_x \quad (6.36)$$

trong đó: α – hệ số cấp nhiệt;

λ – hệ số dẫn nhiệt;

x, p – số mũ là các hằng số đặc trưng quá trình.

Biểu diễn cho hệ lớn và hệ thí nghiệm ta có:

$$\alpha_M = K' d_M^{2x-1} \cdot n_M^x \quad \text{và} \quad \alpha_H = K' d_H^{2x-1} \cdot n^x$$

Nếu $\alpha_H = \alpha_M$ thì:

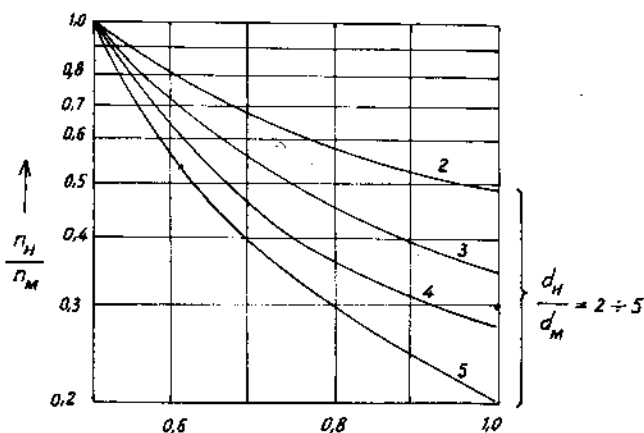
$$\frac{n_H}{n_M} = \left(\frac{d_M}{d_H} \right)^{\frac{2x-1}{x}} \quad (6.37)$$

Bảng 6.4. Quan hệ n_H và n_M theo Büche ứng phạm vi hình 6.16

Chế độ dòng chảy	Chuẩn số Reynolds $Re_M = \frac{nd^2\rho}{\mu}$	Hàm số $Eu_M = f(Re_M)$	Số vòng quay $n_H = f(n_M)$
Chảy dòng	$Re_M < 20$	$Eu_M = \frac{A}{Re_M}$	$n_H = n_M$
Chảy xoáy có ảnh hưởng mạnh của độ nhớt	$30 < Re_M < 7 \cdot 10^4$	$Eu_M = \frac{A}{\sqrt[4]{Re_M}}$	$n_H = n_M \left(\frac{d_M}{d_H} \right)^{\frac{6}{11}}$
Chảy xoáy không có ảnh hưởng của độ nhớt	$Re_M > 7 \cdot 10^4$	$Eu_M = A$	$n_H = n_M \left(\frac{d_M}{d_H} \right)^{\frac{2}{3}}$

Với quan hệ $\frac{d_H}{d_M} = 2 \div 5$, Hashton đã biểu thị quan hệ $\frac{n_H}{n_M}$ qua số

liệu thực nghiệm của giá trị x như trên hình 6.24.



Hình 6.24. Quan hệ $\frac{n_H}{n_M} = f\left(x, \frac{d_H}{d_M}\right)$

Từ phương trình $N = Eu_M n^3 d^5$ ta có:

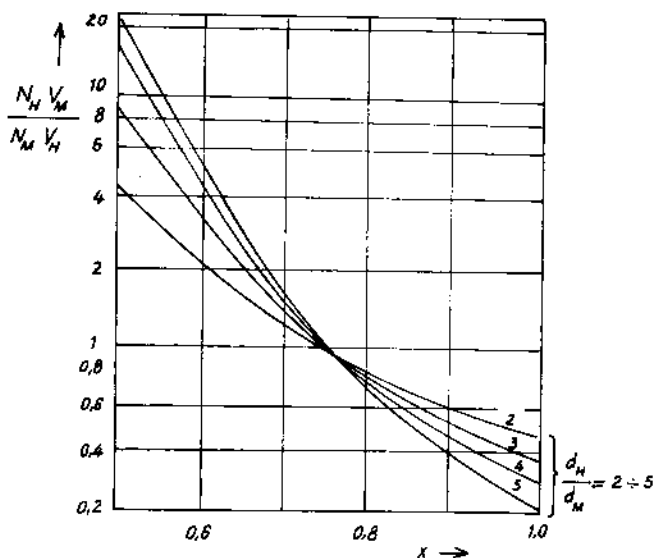
$$\frac{N_H}{N_M} = \left(\frac{d_M}{d_H}\right)^{3 \cdot \frac{2x-1}{x}} \left(\frac{d_H}{d_M}\right)^5 = \left(\frac{d_H}{d_M}\right)^{5 - 3 \cdot \frac{2x-1}{x}} \quad (6.38)$$

Vì
$$\frac{V_H}{V_M} = \left(\frac{d_H}{d_M}\right)^3 \text{ nên } \frac{N_H \cdot V_M}{V_H \cdot N_M} = \left(\frac{d_H}{d_M}\right)^{2 - 3 \cdot \frac{2x-1}{x}} \quad (6.39)$$

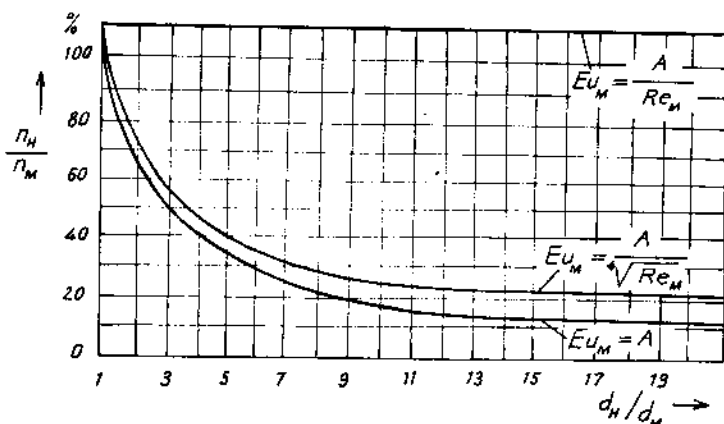
Hình 6.25 thể hiện quan hệ trên.

Như đã biết phương trình của Büche (bảng 6.4) thỏa mãn với $x = 0,75$. Do đó công suất riêng (tính theo đơn vị thể tích) ở qui mô lớn được chọn nhỏ hơn khi $x > 0,75$. Điều này đặc biệt lưu ý với quan hệ $\frac{d_H}{d_M}$ lớn. Với nhiều trường hợp của quá trình cấp nhiệt và cấp khối như hòa tan muối, khí trong chất lỏng hoặc trộn các chất lỏng với nhau thì $x = 0,6 \div 0,8$.

Lý thuyết của Büche được coi là phương tiện cho tính toán chuyển qui mô, vì việc vận dụng thực tế đơn giản hơn (hình 6.26).



Hình 6.25. Quan hệ $\frac{N_H V_M}{N_M V_H} = f\left(x, \frac{d_H}{d_M}\right)$



Hình 6.26. Xác định số vòng quay từ mô hình thực nghiệm

6.6. HÒA TAN VẬT RẮN TRONG CHẤT LỎNG

6.6.1. Khuấy trộn gián đoạn trong thùng khuấy

Công tiêu hao được tính để xác định điều kiện tối ưu cho quá trình khuấy trộn chỉ dựa vào lượng chất lỏng là không đủ cho sự hòa tan của hạt rắn, vì chưa nhắc đến tác dụng hòa tan. Vậy bao lâu chất rắn được hòa tan hoàn toàn?

Khi hòa tan chất rắn trong lỏng, như hòa tan đường, muối trong nước cần điều kiện khuấy trộn để cho mọi hạt rắn đều hòa trong lỏng và nếu có tăng công cơ học (tăng số vòng quay) lên nữa quá trình cũng không tốt hơn.

Công được dùng phải đủ bên cạnh công suất của dòng chất lỏng, để hạt rắn phân đều trong lỏng. Mục tiêu là xác định công suất tiêu hao, thời gian hòa tan, và số vòng quay theo điều kiện đã chọn phụ thuộc vào loại chất tan. Cánh khuấy có tác dụng giữ cho hạt lơ lửng trong lỏng để các hạt có khả năng phân bố đều và không có sự phân biệt về nồng độ trong thùng khuấy.

Điều kiện hòa tan trong chất lỏng nhất khó khăn hơn, vì dòng xoáy hình thành chậm, ngoài ra hầu như luôn luôn xảy ra hiện tượng phân lớp và kim hãm sự cấp khối, không tách ra khỏi dòng khuấy.

Phương trình khuếch tán của quá trình hòa tan như sau:

$$\frac{dG_r}{dt} = -\beta F(c_{bh} - c) \quad (6.40)$$

trong đó: G_r - lượng hạt rắn chưa hòa tan, kg;

t - thời gian, s;

c_{bh} - nồng độ bão hòa, kg/m^3 ;

c - nồng độ chất lỏng, kg/m^3 ;

β - hệ số cấp khối, m/s .

Vì bề mặt F và nồng độ đồng thời thay đổi theo thời gian, nên phương trình trên chưa thể tích phân. Để giải phương trình (6.40) ta chọn giá trị trung bình của bề mặt F_{tb} và nồng độ c_{tb} . Vậy tích phân ta có:

$$G_{ro} - G_r = F_{tb} \beta \Delta c_{tb} t \quad (6.41)$$

Vì bề mặt tỷ lệ theo căn bậc ba của bình phương lượng hạt rắn, nên phương trình (6.40) có thể viết:

$$\frac{dG_r}{dt} = -\beta_1 G_r^{2/3} (C_{bh} - C) \quad (6.42)$$

Nếu $(C_{bh} - C) \approx \text{const}$, thì qua tích phân ta có:

$$K.t = G_{ro}^{1/3} - G_r^{1/3} \quad (6.43)$$

trong đó: G_{ro} - lượng hạt rắn ban đầu;

ΔC_{tb} - hiệu số nồng độ trung bình $\Delta C_{tb} = \frac{\Delta C_d - \Delta C_c}{\ln \left(\frac{\Delta C_d}{\Delta C_c} \right)}$;

K - hệ số hòa tan khác nhau của β_1 qua một thừa số không đổi.

Biến đổi phương trình (6.41) ta được:

$$\beta_1 t = \frac{\text{const}}{\Delta C_{tb}} (1 - x^{1/3}) \quad \text{với} \quad \text{const} = 3d_h \frac{\rho_1}{\psi} \quad (6.44)$$

trong đó: d_h - đường kính hạt rắn;

ρ_r - khối lượng riêng của rắn;

ψ - hệ số hình dạng của hạt (diện tích hạt/thể tích hạt = ψ/d_h)

đối với hạt dạng cầu và lập phương lấy $\psi = 6$;

x - phần hạt rắn chưa hòa tan, $x = G_r/G_{ro}$.

Nếu hòa tan hoàn toàn $x = 0$, phương trình (6.44) có dạng:

$$\beta \cdot t = \frac{\text{const}}{\Delta C_{\text{th}}} \quad (6.45)$$

Nếu biết hệ số cấp khối β có thể xác định thời gian hòa tan hoàn toàn. Merkel và Kirschbaum đã đưa ra phương trình tính thời gian hòa tan với điều kiện thể tích dung dịch và nhiệt độ không đổi, các hạt rắn có dạng cầu hoặc lập phương và quá trình đồng dạng về hình học, như sau:

$$t = \frac{\rho_r d_h}{6 C_{\text{bh}} \cdot \beta'} \xi \Rightarrow t = \tau \cdot \xi \quad (6.46)$$

trong đó: ξ – hàm thời gian hòa tan theo độ bão hòa φ , lượng chất hòa tan χ (hình 6.24);

φ – độ bão hòa, $\varphi = \frac{\text{lượng đã hòa tan}}{\text{lượng hòa tan được}}$;

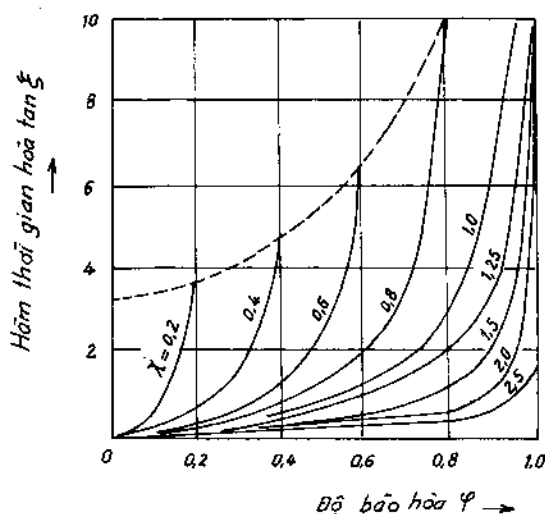
χ – lượng chất hòa tan tương đối; $\chi = \frac{\text{lượng cho}}{\text{lượng hòa tan được}}$;

β' – hệ số cấp khối, $\beta' \approx \frac{\alpha}{\rho_r \cdot C_h}$ (chỉ đúng khi hệ số khuếch tán và

hệ số dẫn nhiệt độ bằng nhau), m/h;

α – hệ số cấp nhiệt trong dòng tương ứng, kcal/m²h.độ;

C_p – nhiệt dung riêng của dung dịch, kcal/kg.độ.



Hình 6.27. Hàm $\xi = f(\varphi)$ cho lượng hòa tan χ khác nhau

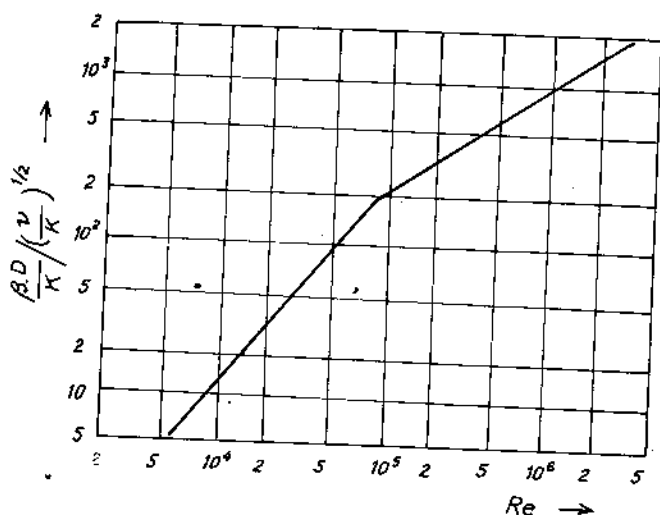
Hình 6.28 biểu thị kết quả thực nghiệm của Hixson và Baum dựa vào quan hệ giữa các đại lượng không thứ nguyên về cấp nhiệt của Schmidt:

$$\frac{\beta l}{D} = f(Re, Sc) = f\left(\frac{W.l}{\mu}, \frac{v}{D}\right) = C\left(\frac{W.l}{v}\right)^r \cdot \left(\frac{v}{D}\right)^s \quad (6.47)$$

trong đó: D – hệ số khuếch tán, m^2/s ;

l – chiều dài đặc trưng, m ;

v – độ nhớt động học, m^2/s .



Hình 6.28. Thực nghiệm theo quan hệ $\frac{\beta D / K}{(v / K)^{1/2}} = f\left(\frac{n D^2}{v}\right)$

Vì vận tốc của hạt rắn trong thực tế chưa biết, nên giả thiết như là vận tốc đặc trưng của cánh khuấy:

$$W = \pi n \cdot l \quad (6.48)$$

Và chiều dài đặc trưng thay bằng đường kính thùng khuấy D_t , ta được:

$$\frac{\beta D_t}{D} = C\left(\frac{n \cdot D_t^2}{v}\right)^r \left(\frac{v}{D}\right)^s \quad (6.49)$$

Hệ số Schmidts là số mũ của phương trình (6.49) lấy gần đúng bằng 0,5. Tiến hành thực nghiệm theo quan hệ:

$$\frac{\beta \cdot D_t / D}{(\nu / D)^{0,5}} = f\left(\frac{n \cdot D_t^2}{\nu}\right) \text{ ta xác định được các đại lượng khác, với } D_t \text{ là}$$

đường kính thùng khuấy.

Các điểm đo được biểu diễn trên đồ thị cho ta đường thẳng (hình 6.27). Đoạn thẳng phía bên phải điểm gãy thể hiện sự chuyển động tự do của các phân tử rắn. Điểm gãy là điểm tối ưu, ở đó có công tiêu hao nhỏ nhất và hệ số cấp khối thích hợp nhất.

Nếu chuyển các giá trị đặc trưng cho chất rắn hòa tan vào phương trình không thứ nguyên của quá trình cấp khối, ta có:

$$\frac{\beta \cdot d_h}{D} = \left(\frac{W \cdot d_h}{\nu}\right)^r \left(\frac{\nu}{D}\right)^s = \text{const.}$$

với d_h - đường kính hạt;

W - vận tốc tương đối giữa chất tan và chất lỏng.

Trong trường hợp đặc biệt, chỉ có lực phân tách và trở lực ma sát mới tác động đến hạt lơ lửng, dòng đối lưu tự nhiên thay bằng dòng cưỡng bức. Theo quan hệ:

$$d_n^3 (\gamma_r - \gamma) = \psi' d_h^2 \gamma \frac{W^2}{2g},$$

tức lực phân chia bằng trở lực của dòng chảy, ta rút ra:

$$W = \left(\frac{1}{\psi'}\right)^{1/2} \cdot \left(\frac{\gamma_r - \gamma}{\gamma}\right)^{1/2} \cdot (2g \cdot d_h)^{1/2} \quad (6.50)$$

Hệ số trở lực $\psi' = \text{const}$ ở vùng chảy xoáy;

$\psi' = \text{const}/Re$ ở vùng chảy dòng.

Vì vậy: $W \sim \left(\frac{\gamma_r - \gamma}{\gamma}\right)^{1/2} (2g \cdot d_h)^{1/2}$ cho dòng chảy xoáy;

$W \sim \frac{1}{\nu} \cdot \frac{\gamma_r - \gamma}{\gamma} \cdot 2g \cdot d_h^2$ cho vùng chảy dòng.

Phương trình cấp khối cho từng trường hợp như sau:

$$\frac{\beta \cdot d_h / D}{(\nu / D)^s} = \left[\left(\frac{\gamma_r - \gamma}{\gamma}\right)^{1/2} \cdot (2g)^{1/2} \cdot d_h^{2/3} \cdot \frac{1}{\nu}\right]^r \quad (\text{cho chảy xoáy})$$

$$\text{hoặc: } \frac{\beta_0 d_h / D}{(v/D)^s} = \left[\frac{\gamma_r - \gamma}{\gamma} \cdot 2g \cdot d_h^3 \cdot \frac{1}{v} \right]^r \quad (\text{cho chảy dòng}) \quad (6.51)$$

với β_0 là hệ số cấp khối của trạng thái lơ lửng (tại điểm tối ưu).

Trên cơ sở số liệu thực nghiệm ở trạng thái lơ lửng thấy hệ số cấp khối β không phụ thuộc vào hạt rắn và hệ số r dễ dàng được xác định, vì d_h có thể loại khỏi phương trình khuếch tán. Ta thấy giá trị của số mũ r ở vùng chảy xoáy là $2/3$ và ở vùng chảy dòng là $1/3$. Như vậy phương trình tương ứng cho cả hai vùng là:

$$\frac{\beta_0}{(2g \cdot v)^{1/3}} \cdot \left(\frac{\gamma}{\gamma_r - \gamma} \right)^{1/3} = \left(\frac{v}{D} \right)^{s-1} \cdot \text{const} \quad (6.52)$$

Qua thực nghiệm xác định được số mũ ($s - 1$) và hằng số C :

$$(S - 1) = 0,5$$

$$C = 9 \cdot 10^{-2}$$

Điểm gãy ở hình 6.27 là bắt đầu trạng thái lơ lửng và có sự cân bằng giữa lực phân tách và lực ma sát.

Công suất cần thiết ở điểm này theo Bogenstatter là:

$$N = K \cdot W \quad (6.53)$$

trong đó: K - lực phân chia (tách);

W - vận tốc tương đối.

Trong vùng chảy xoáy có: $W \sim \left(\frac{\gamma_r - \gamma}{\gamma} \right)^{1/2} (2g \cdot d_h)^{1/2}$

$$K = G_r \left(\frac{\gamma_r - \gamma}{\gamma_r} \right) g \quad (6.54)$$

Vậy theo lý thuyết:

$$N_{lt} \sim G_r g \left(\frac{\gamma_r - \gamma}{\gamma_r} \right)^{3/2} \left(\frac{\gamma_r}{\gamma} \right)^{1/2} (2g d_h)^{1/2}$$

Công suất này thay đổi với sự hòa tan tăng và có giá trị lớn nhất khi bắt đầu khuấy. Mặt khác cũng có thể đo được công suất của sự chuyển động của chất lỏng nguyên chất, nên quan hệ về lượng giữa chất lỏng và chất tan sẽ là: $\frac{\Delta \gamma}{\gamma} = \frac{\Delta \rho}{\rho}$, và công suất tính được:

$$N_o \sim G_r g \left(\frac{\rho_r - \rho}{\rho_r} \right)^{3/2} \left(\frac{\rho_r}{\rho} \right)^{1/2} \left(\frac{V}{V_r} \right)^4 \sqrt{2g \cdot d_h}$$

với V, V_r - thể tích của lỏng và chất tan.

Nếu $\frac{V}{V_r} < 2000$, tính được $q = 0,5$ tương ứng với loại cánh khuấy được dùng. Khi đó phương trình tính toán thực tế vận dụng như sau:

$$N_o = K_1 \cdot 736 (d_h \cdot g_r G)^{1/2} \left(\frac{\rho_r}{\rho - 1} \right) \left(1 - \frac{\rho}{\rho_r} \right)^{1/2}, W \quad (6.55)$$

trong đó: G - khối lượng chất lỏng, kg;

G_r - khối lượng chất rắn, kg;

d_h - đường kính hạt rắn, m.

Dựa vào phương trình công suất $N = A \cdot \rho \cdot n^3 d^5$ đã biết, ta tính được số vòng quay:

$$n_o = \sqrt[3]{\frac{N_o}{A \cdot \rho \cdot d^5}}, 1/s \quad (6.56)$$

và thời gian hòa tan:

$$t_o = K_2 \frac{d_h \cdot \rho_r}{\psi \Delta C_{th}} \cdot \frac{v^{1/6}}{\left(\frac{\rho_r}{\rho - 1} \right)^{1/3} \cdot D^{1/2}}, s \quad (6.57)$$

Kneule đưa ra ví dụ để vận dụng các công thức trên.

Hòa dung dịch muối 95% với 600 kg nước. Tính N_o, n_o và t_o đối với cách khuấy loại tấm và chân vịt.

Các đại lượng cho trước:

- Kích thước hạt muối $d_h = 15\text{mm}$.
- Hệ số hình dạng $\Psi = 6,4$.
- Khối lượng riêng $\rho_r = 2000 \text{ kg/m}^3$.
- Hệ số khuếch tán $D = 1,53 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$.
- Quan hệ $K_1/K_2 = (\mu_2 \mu_1)^{1,1}$, theo Landolt - Börnstein.
- Độ nhớt động học $\nu = 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$.

- Đường kính thùng có thanh chắn $D_t = 2000$ mm.
- Đường kính cánh khuấy loại tấm: $d = 1000$ mm
 $h = 900$ mm
- Đường kính cánh khuấy loại chân vịt: $d = 800$ mm
 $z = 3$ (số cánh)
 $\alpha = 17,5^\circ$ (góc nghiêng)
 $A = 6,8$
 $A = 0,18$.
- Hệ số trở lực: loại tấm:
loại chân vịt:

Tổng hợp các hằng số ở bảng 6.5.

Bảng 6.5. Các hằng số

Loại cánh khuấy	S/d	D/d	Mô hình thùng khuấy	K_1	K_2
Cánh khuấy loại tấm $h/d = 0,9$	0,2	2	Tạo gờ Không tạo gờ	0,071 0,112	12,3
Cánh khuấy loại chân vịt $z = 3, \alpha = 17,5^\circ$	0,25- 0,5	2,5	Tạo gờ Không tạo gờ	0,016 0,027	14,3 12,3
Cánh khuấy loại vòng chấn $z = 12$	0,4	4	Tạo gờ	0,026	13,1
Cánh khuấy loại đặc biệt	0,25	2,5	Tạo gờ	0,008	13,0

Nồng độ bão hòa của dung dịch: $C_{bh} = 343,5$ kg/m³.

Lượng muối được hòa tan:

$$G_r = 0,95 C_{bh} \cdot \frac{G}{\rho} = 0,95 \cdot 343,5 \cdot \frac{6000}{1000} = 1960 \text{ kg}$$

$$N_o = K_1 \cdot 736 (0,015 \cdot 1960 \cdot 6000)^{1/2} \left(\frac{2000}{1000} - 1 \right) \left(1 - \frac{1000}{2000} \right)^{1/2} = K_1 \cdot 218592 \text{ W}$$

$$t_o = K_2 \frac{0,015 \cdot 2000}{6,4 \cdot 109} \cdot \frac{(10^{-6})^{1/6}}{\left(\frac{2000}{1000} - 1 \right)^{1/3} \cdot (1,53 \cdot 10^{-9})^{1/2}}$$

$$C_{tb} = \frac{\Delta C_a - \Delta C_e}{\ln \Delta C_a / \Delta C_e} = \frac{0,95 \cdot C_{bh}}{\ln 1 / 0,05} = \frac{0,95 \cdot 343,5}{\ln 1 / 0,05} = 109$$

$$t_o = K_2 \cdot 110, \text{ s}$$

$$n_o = \sqrt[3]{\frac{K_1 \cdot 218592}{A \rho d^5}}, \text{ s}^{-1}$$

Kết quả tính toán cho từng loại cánh khuấy ghi trong bảng 6.6.

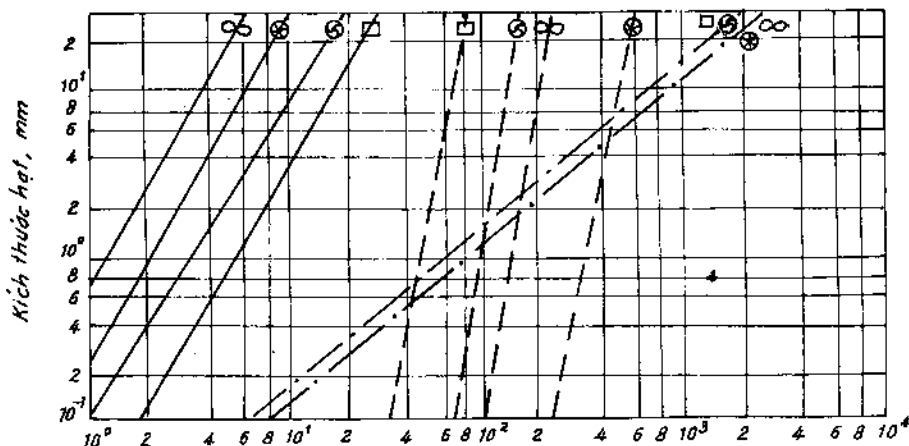
Bảng 6.6. Kết quả tính

Các đại lượng tính	Thử nguyên	Cánh khuấy loại tấm	Cánh khuấy loại chân vịt
Năng suất N_o	kW	15,5	3,5
Số vòng quay n	1/ph	79	235
Thời gian hòa tan	ph	22,5	26

Phương trình tính N_o , n_o và t_o thể hiện bằng đồ thị theo kích thước hạt ở hình 6.28. Qua đồ thị ta thấy, thời gian hòa tan tăng tuyến tính, lực tiêu hao tăng theo căn bậc hai và số vòng quay tăng theo căn 6 của đường kính hạt. Ở cùng điều kiện làm việc như ở ví dụ đã chỉ rõ phạm vi làm việc của từng loại cánh khuấy.

Xuất phát từ phương trình 6.43 chỉ ra một khả năng mới cho mô hình thực nghiệm để xác định thời gian hòa tan. Büche tìm thấy giá trị D phụ thuộc vào số vòng quay và kích thước thùng khuấy. Mô hình đồng dạng tìm được nếu các giá trị D và $n^3 d^5$ không đổi. Điều đó có nghĩa là công suất khuấy tính theo đơn vị thể tích được xác định. Quan hệ giữa thừa số K và $n^3 d^5$ được biểu thị ở hình (6.30).

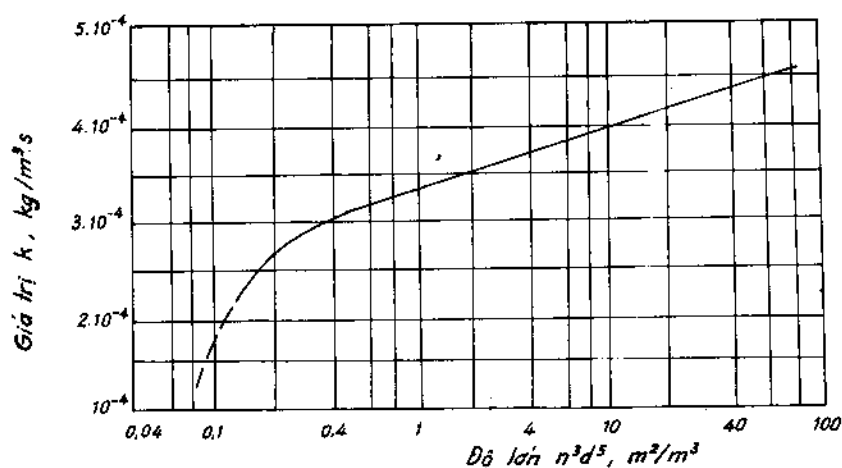
$$\frac{N}{V} = \frac{Eu_M \rho n^3 d^5}{V} \sim n^3 d^5 \quad (6.30)$$



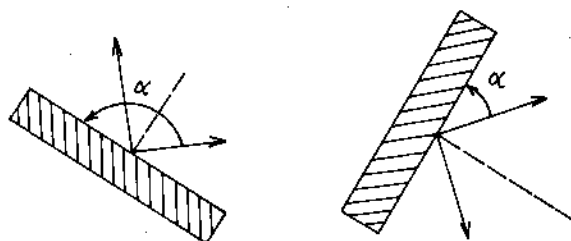
Hình 6.29. Điều kiện khuấy tối ưu để hòa tan hạt rắn:
 - lực tiêu hao N , PS; --- số vòng quay, 1/ph; — thời gian trộn t , ph

Cánh khuấy tấm nghiêng dùng để hòa tan hạt rắn trong huyền phù rất thích hợp các hạt được cánh khuấy đảo trộn và nhờ độ nghiêng của cánh mà hạt được nâng lên hoặc nhấn chìm xuống. Như khi khuấy tan các hạt rắn có khối lượng riêng lớn luôn luôn chìm xuống đáy thùng thì cánh khuấy sẽ làm cong hơn 90° (cần chú ý hướng chuyển động) (hình 6.31).

Nếu hệ số cấp khối không phụ thuộc vào độ lớn hạt, thì những phương trình dùng để tính thời gian hòa tan của rắn và công suất tiêu thụ cũng cho thấy hạt cần có kích thước nhỏ. Qua khuấy trộn cũng làm tăng độ bão hòa của dung dịch và giảm độ nhớt của chất lỏng vì nhiệt độ tăng. Mặt khác còn có tác dụng phân riêng, nếu các hạt rắn không hòa tan sẽ lắng xuống đáy thùng và đưa ra ngoài.



Hình 6.30. Quan hệ $k = f(n^2 d^5)$
(khuấy trộn dung dịch (axit benzoic))



Hình 31. Góc nghiêng của cánh khuấy

6.6.2. Hòa tan liên tục bằng vít xoắn

Quá trình hòa tan liên tục trong ống hoặc trong thiết bị hòa tan bằng vít xoắn rất có ý nghĩa. Bằng vít xoắn các hạt rắn sẽ vận chuyển trong quá trình hòa tan. Quá trình có thể cùng chiều hoặc ngược chiều. Khi tính toán ta cần tính thời gian lưu của hạt rắn trong thiết bị hòa tan và vận dụng công thức:

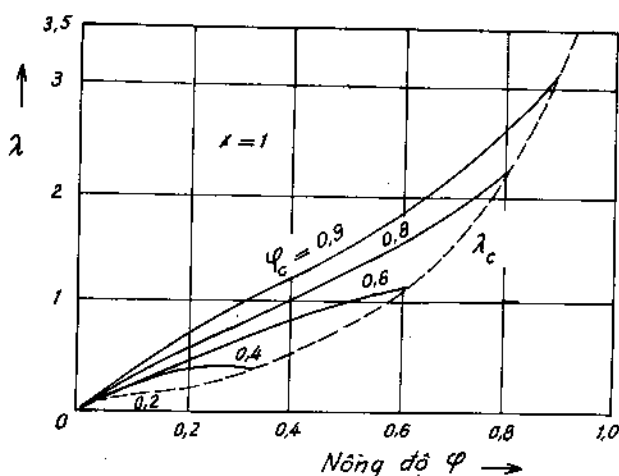
$$\frac{L}{W} = \tau \cdot \xi, h \quad (6.58)$$

Chiều dài thiết bị L tỷ lệ với vận tốc chuyển động của hạt rắn và công suất. Trong quá trình hòa tan gián đoạn, hiệu số nồng độ, cũng như bề mặt hòa tan đều giảm dần theo chiều từ đầu đến cuối thiết bị, nên nồng độ hòa tan tăng nhanh lúc đầu và chậm dần lúc cuối. Đối với quá trình hòa tan ngược chiều thì sự tăng của nồng độ đều đặn dọc theo thiết bị. Do đó khác với dòng cùng chiều, dòng ngược chiều tăng được nồng độ cuối. Phương trình tính toán có dạng:

$$\frac{L}{W} = \tau \cdot \lambda_c, h \quad (6.59)$$

với λ_c - hàm thời gian hòa tan (giống ξ), phụ thuộc vào độ bão hòa cuối.

Hình 6.32 biểu diễn quan hệ giữa λ hoặc λ_c và nồng độ φ ở dòng ngược chiều khi nồng độ cuối φ_c khác nhau.



Hình 6.32. Các quan hệ hàm $\lambda = f(\varphi)$
 $\lambda_c = f(\varphi)$ ở dòng ngược chiều với nồng độ cuối φ_c khác nhau

6.7. TRỘN HAI CHẤT LỎNG

Khi trộn hai chất lỏng, đại lượng quan trọng nhất cần xác định là thời gian trộn, tức thời gian cần khuấy trộn để hỗn hợp trở thành đồng nhất. Theo van der Vusse, thời gian trộn được tính theo công thức:

$$t = K \cdot \frac{V}{Q_{lt}}, m^3/(m^3/ph) \quad (6.60)$$

với V – lượng lỏng được hòa trộn;
 Q_{lt} – công lý thuyết của cánh khuấy;
 K – hằng số tỷ lệ, tương ứng chỉ số thời gian trộn.

Những giá trị khác nhau của K được thể hiện ở bảng 6.7 tương ứng với cánh khuấy khác nhau.

Bảng 6.7. Giá trị K ứng với từng loại cánh khuấy

Loại cánh khuấy	K (chỉ số thời gian khuấy)	ý nghĩa đại lượng
Cánh khuấy loại tấm (bản) $\alpha = 90^\circ$	$\frac{t \cdot n \cdot d^2 h \pi^2}{V}$	h – chiều rộng của bản β – góc nghiêng
Cánh khuấy loại tuabin không có vòng chắn	$\frac{t \cdot n \cdot d^2 h \pi^2 \cdot \sin \beta}{V}$	S – độ nghiêng α – góc nghiêng
Cánh khuấy loại tấm nghiêng $\alpha < 90^\circ$	$\frac{t \cdot n \cdot d^2 h \pi^2 \sin^2 \alpha}{V}$	$k = f(\alpha), 1 \leq k \leq 2$
Cánh khuấy chân vịt	$\frac{t \cdot n \cdot d^2 S}{V}$	$40^\circ < \alpha < 90^\circ, k \approx 2$ $\alpha < 40^\circ, k \approx 1$

Công thức của cánh khuấy chân.vịt trong nước ở chế độ xoáy (không tạo lổm):

$$Q = 0,4 \cdot n \cdot d^2 \cdot S \quad (6.61)$$

với S – độ nghiêng hiệu quả của cánh khuấy chân vịt ($S = \pi d \cdot \text{tg} \alpha$), m;
 α – góc nghiêng.

Thời gian trộn của cánh khuấy chân vịt được tính:-

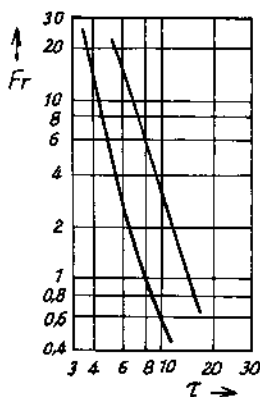
$$t = K \cdot \frac{V}{n \cdot d^2 \cdot S} \approx 3 \cdot \frac{V}{n \cdot d^2 \cdot S} = m \cdot \frac{V}{0,4 n \cdot d^2 \cdot S}$$

với $m \approx 1,2$.

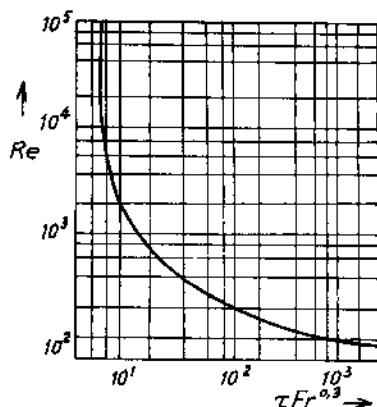
Hệ số K phụ thuộc vào chuẩn số Fr :

$$Fr = \frac{\rho \cdot n^2 d^2}{\Delta \rho \cdot g \cdot H} \quad (6.62)$$

Ngoài ra ở chế độ không phải chảy xoáy, nó còn phụ thuộc vào chuẩn số Reynolds. Sự phụ thuộc vào chuẩn số Fr và Re của hằng số tỷ lệ K thể hiện ở hình 6.33a và b. Số mũ của chuẩn số Froude phụ thuộc vào loại cánh khuấy và có giá trị từ $-0,25$ đến $-0,35$, trong khi đó không có ảnh hưởng của chuẩn số Reynolds khi $Re > 10^3$.



Hình 6.33a. Ảnh hưởng của Fr đến K của cánh khuấy loại tấm



Hình 6.33b. Ảnh hưởng của Re đến K của cánh khuấy loại tấm

6.8. TRỘN KHÍ VÀ LỎNG

Để tăng khả năng trao đổi chất và năng lượng giữa khí và lỏng, người ta thực hiện:

- Sục khí vào lỏng, hoặc
- Hòa lỏng vào pha khí, hoặc
- Cho khí và lỏng đi ngược chiều nhau qua lớp đệm.

Ba khả năng nêu trên chỉ khác nhau về bề mặt riêng, thời gian lưu và đặc biệt quan hệ về lượng giữa hai pha.

Tháp đệm được sử dụng, nếu lượng khí dùng lớn và mục đích dùng lỏng để làm sạch. Trường hợp cần sục khí vào một lượng lớn lỏng thì người ta dùng vòi phun. Để tăng bề mặt tiếp xúc giữa hai pha thì người ta dùng thêm hệ thống khuấy. Điều này có lợi không những làm tăng bề mặt tiếp xúc mà còn tạo dòng xoáy làm tăng quá trình chuyển khối. Dùng cánh khuấy cho quá trình hòa khí vào lỏng rất hợp lý, nếu trở lực khuếch tán chủ yếu ở phía chất lỏng, đặc biệt cho phản ứng hóa học.

Büche đã chứng minh rằng, ở bên trong bọt khí bé hoặc bên trong chất lỏng có dòng xoáy tồn tại dòng khí ở chế độ dòng. Vì vậy không cần dùng cánh khuấy trong trường hợp trở lực cấp khối ở phía pha khí. Trường hợp này dùng tháp đệm tốt hơn. Karwat đã nghiên cứu sự phân bố của khí trong lỏng qua cánh khuấy. Vì không thể xác định bề mặt riêng giữa khí và lỏng, nên ông ta dùng hiệu suất thời gian $\beta.F$ để đánh giá. Cho hệ nghiên cứu là dung dịch NaS-oxy có phương trình:

$$\beta.F = 1000 \frac{\Delta n}{4} \cdot \frac{60}{t} \cdot \frac{\ln\left(\frac{P_1}{P_2}\right)}{P_1 - P_2} \cdot \frac{\text{mol O}_2}{\text{m}^3 \cdot \text{h} \cdot \text{at}} \quad (6.63)$$

trong đó: β – hệ số cấp khối, $\text{mol}/\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{at}$;

F – bề mặt cấp khối tính theo mỗi m^3 chất lỏng, m^2/m^3 ;

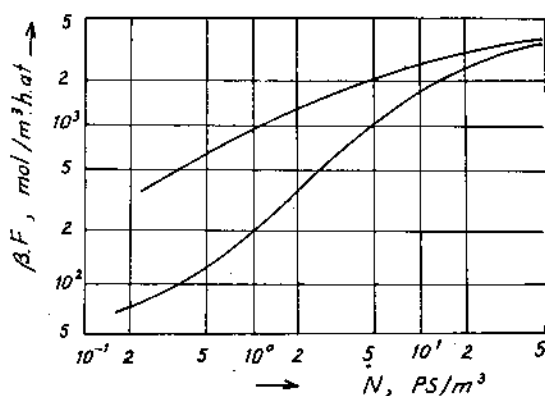
Δn – hiệu số lượng sunfua trước và sau nghiên cứu;

P_1, P_2 – áp suất riêng phần của oxy trong không khí trước và sau nghiên cứu, at;

t – thời gian nghiên cứu.

Hình 6.34 trình bày quan hệ giữa hệ số cấp khối và công suất khuấy trong trường hợp có và không dùng lưới phân phối.

Giá trị cấp khối $\beta.F$ không phụ thuộc vào loại cánh khuấy. Đường hòa khí chỉ phụ thuộc vào công suất khuấy, tức theo chuyển động xoáy



Hình 6.34. Giá trị $\beta.F$ phụ thuộc vào công suất khuấy (theo Karwat)

và ma sát chất lỏng. Với cùng công suất việc khuấy nhanh hoặc khuấy chậm đều có cùng tác dụng. Cánh khuấy chân vịt có ngoại lệ trong việc hòa khí có giá trị cấp khối kém hơn, vì không đủ công suất.

Ảnh hưởng của khoảng cách đến đáy thùng chỉ không có ở cánh khuấy loại tấm. Qua thí nghiệm cho thấy, khoảng cách hợp lý của cánh khuấy là 0,5, tức đặt ở giữa. Lượng khí càng tăng thì giá trị cấp khối $\beta.F$ càng lớn. Ngoài ra cũng cho thấy với công suất khuấy như nhau sẽ có tác dụng như nhau, tức lượng khí được trộn tính theo đơn vị thể tích có quan hệ khí lỏng như nhau mà không phụ thuộc vào kích thước của thùng.

Quan hệ giữa lượng khí và công suất cánh khuấy chưa rõ ràng. Sự khuấy trộn ở quá trình hòa khí có công suất thấp hơn khi khuấy trộn không hòa khí. Theo phương trình tính công suất khuấy:

$$N = Eu_M \cdot n^3 \cdot d^5 \cdot \rho$$

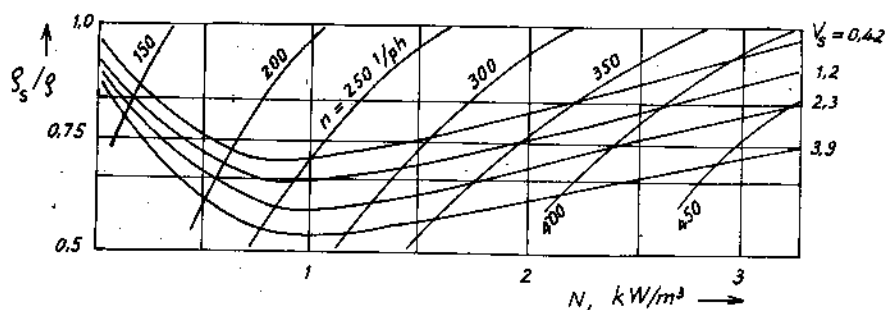
thì khối lượng riêng của chất lỏng được giữ nguyên. Sự ảnh hưởng của chuẩn số Euler vào điều kiện hòa khí chưa rõ, vì khối lượng riêng của lỏng có hòa khí chưa biết. Kafarov đã tính giá trị của Euler cho từng loại cánh khuấy chỉ với chất lỏng nguyên, còn các tác giả khác có thay đổi công suất qua sự thay đổi số mũ của số vòng quay (giữa 2 và 3).

Người ta nhận được kết quả tốt hơn, nếu xác định được khối lượng riêng giả định ρ_s trong phương trình tính công suất, để chuẩn số Euler không thay đổi và công suất thay đổi ít khi thay đổi khối lượng riêng của chất lỏng.

Ở chế độ xoáy ($Eu_M = A$) ta có:

$$\frac{\rho_s}{\rho} = \frac{N_s}{N} \cdot \frac{n^3 d^5}{n^3 d^5} = \frac{N_s}{N} \quad (6.64)$$

Hình 6.35 trình bày quan hệ giữa tỷ số khối lượng riêng giả định và công suất. Độ dốc của đường khối lượng riêng đến điểm cực tiểu chứng tỏ sức cản phía trước cánh khuấy do lực nén của bọt khí trong hỗn hợp khí - lỏng, trong đó ở vùng công suất bé hơn 1 kW/m^3 vẫn còn lượng bọt khí lớn vây quanh cánh khuấy.



Hình 6.35. Quan hệ ρ_g/ρ_l phụ thuộc vào công suất cánh khuấy (V_g [cm/s] lưu lượng không khí)

Khi đánh giá tỷ số N_g/N theo lượng khí (V_g – vận tốc riêng của khí) ta nhận được một khoảng rất rộng. Ngoài ra sự phụ thuộc giữa lượng khí hòa tan, số vòng quay của cánh khuấy, độ nhớt và khối lượng riêng của lỏng không rõ ràng.

Trong thực tế công suất tiêu hao khi khuấy trộn đồng thời với quá trình hòa khí không có ý nghĩa lắm, vì mức độ khuấy luôn được tính cùng với sự giảm của việc hòa khí trong quá trình làm việc. Vì vậy khi tính công suất tiêu hao luôn dựa vào công suất của cánh khuấy. Công suất tiết kiệm được chừng 25 – 30%. Khi khuấy trộn và hòa tan các hạt rắn thì ngược lại cần cộng thêm độ an toàn 25 – 35% so với công suất tiêu hao để khuấy chất lỏng nguyên.

Khi khuấy trộn trong hệ nhũ tương cần phải bổ sung hệ số bền vững để đạt độ phân tán chậm. Cần lưu ý trường hợp ưu tiên cho tiết kiệm công khuấy hơn để tránh sự giảm của sức căng bề mặt. Điều này chỉ xảy ra với độ tác động của khuấy trộn.

6.9. NHỮNG SỐ LIỆU THỰC TẾ VÀ PHẠM VI ỨNG DỤNG CỦA MỘT SỐ LOẠI CÁCH KHUẤY

Qua thực tế sản xuất người ta đã xác định được công suất tiêu hao và số vòng quay của từng loại cánh khuấy (từ bảng 6.8 đến bảng 6.14). Bảng 6.15 là sơ đồ các loại cánh khuấy cùng với phạm vi sử dụng.

Bảng 6.8. Cánh khuấy mái chèo

Đặc trưng của môi trường khuấy: trong thiết bị không có tấm chắn với $\mu = 10^{-3} - 3000 \cdot 10^{-3} \text{ N.s/m}^2$; $\rho = 800 \div 1900 \text{ kg/m}^3$; trong thiết bị có tấm chắn với $\mu = 10^{-3} \text{ N.s/m}^2$; $\rho = 1900 \text{ kg/m}^3$.

Đường kính cánh khuấy d , mm	Số vòng quay, vg/s		Công suất tiêu hao, kW	
	Không có tấm chắn	Có tấm chắn	Không có tấm chắn	Có tấm chắn
700	1,5	0,58 - 1,5	0,01 - 0,43	0,71
850	1,5	0,58 - 1,5	0,02 - 0,98	0,87
1000	1,16	0,48 - 1,16	0,02 - 1,00	1,92
1250	0,97	0,37 - 0,97	0,02 - 1,82	3,4
1600	0,77	0,30 - 0,77	0,04 - 2,82	5,9
1900	0,58	0,23 - 0,58	0,04 - 2,76	5,0
2240	0,58	0,18 - 0,58	0,05 - 5,88	13,7
2650	0,48	0,18 - 0,48	0,11 - 7,52	17,8

Bảng 6.9. Cánh khuấy loại tấm (bản)

Đặc trưng của môi trường khuấy $\mu = (1 - 50)10^{-3} \text{ N.s/m}^2$;
 $\rho = 800 - 1900 \text{ kg/m}^3$.

Đường kính cánh khuấy d , mm	Số vòng quay, vg/s		Công suất tiêu hao, kW	
	Không có tấm chắn	Có tấm chắn	Không có tấm chắn	Có tấm chắn
500	0,77	0,48 - 0,97	0,01 - 0,05	0,17
630	0,77	0,48 - 0,97	0,01 - 0,13	0,52
800	0,77	0,48 - 0,97	0,02 - 0,36	1,72
1000	0,77	0,48 - 0,97	0,05 - 0,83	5,3
1250	0,77	0,48 - 0,97	0,13 - 2,6	16,2
1500	0,77	0,48 - 0,97	0,33 - 5,3	40,0
1800	0,48	0,48 - 0,80	0,95 - 10,75	28,0

Bảng 6.10. Cánh khuấy mở neo

Đặc trưng của môi trường khuấy: $\mu = 10^{-3} \div 10 \text{ N.s/m}^2$
 $\rho = 800 \div 1900 \text{ kg/m}^3$

Đường kính cánh khuấy d , mm	Số vòng quay n , vg/s	Công suất N , kW	Đường kính cánh khuấy d , mm	Số vòng quay n , vg/s	Công suất N , kW
800	0,3 - 0,97	0,01 - 1,43	1700	0,3 - 0,58	0,09 - 6,95
950	0,3 - 0,97	0,01 - 2,34	2000 ⁽¹⁾	0,3 - 0,77	0,2 - 16,3
1060	0,3 - 0,97	0,01 - 3,02	2120	0,3 - 0,77	0,27 - 10,4
1120	0,3 - 0,97	0,01 - 4,3	2240	0,3 - 0,77	0,35 - 26,6
1250	0,3 - 0,77	0,02 - 3,68	2360	0,3 - 0,58	0,46 - 15,4
1320	0,3 - 0,77	0,03 - 4,82	2500	0,3 - 0,58	0,61 - 19,9
1400	0,3 - 0,77	0,03 - 6,3	2650	0,3 - 0,48	0,82 - 15,5
1500	0,3 - 0,80	0,05 - 8,6	2800	0,3 - 0,48	1,07 - 20,0
1600	0,3 - 0,77	0,07 - 11,9			

Chú thích. Số liệu khi $d \geq 2000 \text{ mm}$ là thuộc loại cánh khuấy mở neo có thanh nối ngang.

Bảng 6.11. Cách khuấy hình khung

Đặc trưng của môi trường khuấy: $\mu = 10^{-3} \div 40 \text{ N.s/m}^2$
 $\rho = 800 \div 1900 \text{ kg/m}^3$

Đường kính cánh khuấy d , mm	Số vòng quay n , vg/s	Công suất N , kW	Đường kính cánh khuấy d , mm	Số vòng quay n , vg/s	Công suất N , kW
800	0,3 - 1,5	0,01 - 4,65	1700	0,3 - 0,97	0,09 - 32,7
950	0,3 - 1,5	0,01 - 9,55	2000	0,3 - 0,77	0,20 - 37,5
1060	0,3 - 1,5	0,01 - 14,1	2120	0,3 - 0,77	0,27 - 55,5
1120	0,3 - 1,5	0,01 - 17,8	2240	0,3 - 0,77	0,35 - 63,8
1250	0,3 - 1,5	0,02 - 27,9	2360	0,3 - 0,58	0,46 - 32,6
1320	0,3 - 1,16	0,03 - 19,0	2500	0,3 - 0,58	0,61 - 61,5
1400	0,3 - 1,16	0,04 - 22,9	2650	0,3 - 0,48	0,82 - 43,2
1500	0,3 - 1,16	0,05 - 32,5	2800	0,3 - 0,48	1,1 - 54,5
1600	0,3 - 1,16	0,07 - 43,0			

Bảng 6.12. Cánh khuấy tuabin

Đặc trưng của môi trường khuấy: khối lượng riêng $\rho = 800 + 1900 \text{ kg/m}^3$. Thiết bị không có thanh chắn với $\mu = 10^{-3} + 4 \text{ N.s/m}^2$; thiết bị có thanh chắn $\mu = 10^{-3} \text{ N.s/m}^2$.

Đường kính cánh khuấy d , mm	Tuabin kiểu kín			Tuabin kiểu hở		
	Số vòng quay n , vòng/s	Công suất N , kW		Số vòng quay n , vòng/s	Công suất N , kW	
		Không có thanh chắn	Có thanh chắn		Không có thanh chắn	Có thanh chắn
300	3,0 – 10,5	0,06 – 8,56	5,75	3,0 – 6,67	0,6 – 5,8	8,45
400	3,0 – 6,67	0,24 – 8,0	12,5	3,0 – 6,67	0,24 – 10,5	10,5
500	3,0 – 6,3	0,75 – 21,1	33,0	3,0 – 6,3	0,7 – 27,0	33,6
600	2,0 – 4,5	0,95 – 17,7	29,5	2,0 – 4,5	0,5 – 24,3	23,8
700	2,0 – 4,5	2,12 – 37,8	18,7	2,0 – 4,5	1,5 – 45,4	48,5
800	2,0 – 4,5	2,46 – 83,4	37,2	2,0 – 3,0	2,1 – 26,7	48,5
900	2,0 – 3,0	2,96 – 36,6	20,1	2,0 – 3,0	3,9 – 49,1	55,6
1000	2,0 – 3,0	3,6 – 51,5	33,5	2,0 – 3,0	6,0 – 76,6	93,8

Bảng 6.13. Cánh khuấy chân vịt

Đặc trưng của môi trường khuấy: $\mu = 10^{-3} + 4 \text{ N.s/m}^2$
 $\rho = 800 + 1900 \text{ kg/m}^3$

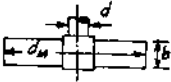
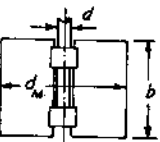
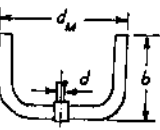
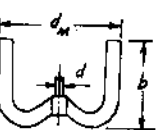
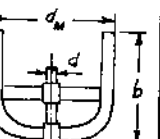
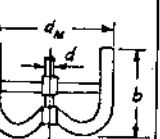
Đường kính cánh khuấy d , mm	Số vòng quay n , vòng/s		Công suất N , kW	
	Không có thanh chắn	Có thanh chắn	Không có thanh chắn	Có thanh chắn
300	16,7	4,5 – 16,7	0,04 – 6,05	7,0
400	10,5	4,5 – 10,5	0,17 – 6,3	7,4
500	10,5	3,0 – 10,5	0,16 – 17,2	21,8
600	8,33	3,0 – 8,33	0,67 – 23,2	28,4
700	6,67	3,0 – 6,67	0,40 – 27,0	31,6
800	6,3	3,0 – 6,3	1,8 – 45,0	52,1
900	4,5	2,0 – 4,5	0,96 – 28,1	34,2
1000	4,5	2,0 – 4,5	1,60 – 46,5	56,8

Số liệu để so sánh cường độ và hiệu suất của các loại cánh khuấy với cánh khuấy chân vịt cho ở bảng 6.14.

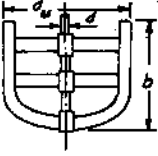
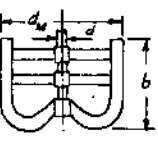
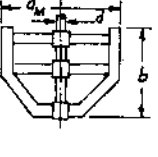
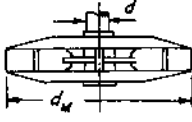
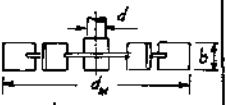
Bảng 6.14. Số liệu so sánh cường độ và hiệu suất các loại cánh khuấy
(lấy cánh khuấy chân vịt có đường kính thiết bị D làm tiêu chuẩn)

Loại cánh khuấy	D/d	Tỷ số cường độ	Chỉ số hiệu suất
Tuabin kín	3 – 4	0,51	1,00
Tuabin hở	3 – 4	0,76	0,94
Chân vịt có vòng	3 – 4	0,76	0,88
Loại tấm (bản)	2	0,86	0,14
Chân vịt	3 – 4	1,00	1,00
Mái chèo	1,5	1,58	0,14
Mỏ neo	1,15	1,78	0,78

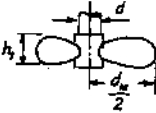
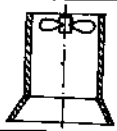
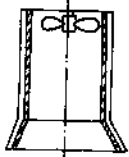
Bảng 6.15. Các loại cánh khuấy chủ yếu và phạm vi ứng dụng của chúng

Loại cánh khuấy	Sơ đồ	Dung tích thùng khuấy, m^3	Độ nhớt $\mu 10^3$, $N.s/m^2$	Vận tốc vòng, m/s	Phạm vi ứng dụng
1	2	3	4	5	6
Mái chèo		1 - 50	1 - 500 500 - 3000	1,5 - 5,0 1,5 - 3,2	Khuấy các chất lỏng hòa tan nhau; tạo nhũ tương thô; tạo trạng thái lơ lửng của rắn trong lỏng với nồng độ rắn nhỏ hơn 90%; hòa tan chậm các tinh thể; cân bằng nhiệt độ; khuấy khi kết tinh; chống lắng cặn
Loại tấm (bản)		1 - 50	1 - 50	0,5 - 5,0	Hòa tan các chất lỏng có độ nhớt bé; tạo trạng thái lơ lửng của hạt rắn; hòa tan các tinh thể; tăng cường truyền nhiệt
Mỏ neo		1 - 10	1 - 10000	0,5 - 4,0	Khuấy chất lỏng nhớt và nặng, tăng cường quá trình nhiệt, ngăn cản quá trình kết tủa và lắng cặn ở thành và đáy; tạo trạng thái lơ lửng của rắn trong môi trường nhớt
		1 - 10	1 - 10000	0,5 - 4,0	
		10 - 50	1 - 10000	0,5 - 4,0	
		10 - 50	1 - 10000	0,5 - 4,0	

Bảng 6.15 (tiếp)

1	2	3	4	5	6
Khung		1 - 50	1 - 1000	0,8 - 7,0	Khuấy chất lỏng nhớt và nặng, tăng cường quá trình nhiệt; ngăn cản quá trình kết tủa và lắng cặn trên thành và đáy, tạo trạng thái lơ lửng của rắn trong môi trường nhớt.
		1 - 50	1 - 10000 10000 - 40000	0,8 - 7,0 0,8 - 4,0	
		1,0 - 12,5	1 - 10000 10000 - 40000	0,8 - 7,0 0,8 - 4,0	
Tuabin kín		1 - 50	2 - 1000 1000 - 25000	2,5 - 12,0 2,5 - 7,0	Hòa tan và tạo nhũ tương; tạo trạng thái lơ lửng của tinh thể rắn có nồng độ nhỏ hơn 80%, của vật liệu sợi có nồng độ nhỏ hơn 5%; tăng cường quá trình truyền nhiệt; hòa tan khí trong lỏng và khuấy trộn trong trich ly
Tuabin hở		1 - 50	1 - 10000 10000 - 40000	2,5 - 10,0 2,5 - 7,0	Tương tự như ở tuabin kín và được dùng để khuấy chất lỏng phi Newton

Bảng 6.15 (tiếp)

1	2	3	4	5	6
Chân vịt		1 - 50	1 - 100 100 - 4000	3,8 - 16,0 3,8 - 10,0	Hòa tan, tạo nhũ tương; tạo trạng thái lơ lửng của hạt rắn có nồng độ nhỏ hơn 50%; trạng thái lơ lửng của vật liệu sợi; tăng cường quá trình truyền nhiệt; cân bằng nhiệt độ; khuấy trộn bùn khi nồng độ rắn nhỏ hơn 10% và kích thước nhỏ hơn 0,1 mm.
Chân vịt có ống định hướng		1 - 50	1 - 100 100 - 40000	3,8 - 16,0 3,8 - 10,0	
Chân vịt có ống định hướng tháo được		1 - 50	100 - 4000	3,8 - 10,0	

Chương 7

ĐẬP - NGHIỀN - SÀNG

7.1. KHÁI NIỆM

Như đã biết, vận tốc phản ứng, vận tốc hòa tan hạt rắn trong lỏng, hiệu suất và cường độ của nhiều quá trình hóa học... đều phụ thuộc vào kích thước và bề mặt riêng của hạt. Vì vậy trong công nghiệp hóa chất và thực phẩm người ta thường tiến hành quá trình đập – nghiền – sàng để đạt được loại nguyên liệu có kích thước hạt mong muốn.

Đập – nghiền là quá trình cơ học làm cho kích thước hạt rắn nhỏ lại để tăng bề mặt riêng, tạo điều kiện tốt cho quá trình hòa tan, quá trình truyền nhiệt, chuyển khối và quá trình phản ứng hóa học.

Sàng là quá trình cơ học để phân loại hạt nhằm tạo được sản phẩm có cỡ hạt đồng nhất mong muốn phù hợp cho quá trình sản xuất.

Quá trình đập nghiền được đặc trưng bằng độ nghiền i , là tỷ lệ giữa kích thước của cục vật liệu trước và sau khi nghiền (đặc trưng bằng đường kính hạt):

$$i = \frac{D}{d} \quad (7.1)$$

với D – đường kính cục vật liệu trước khi nghiền, mm;
 d – đường kính hạt vật liệu sau khi nghiền, mm.

Thông thường kích thước này được xác định bằng kích thước của lỗ sàng khi phân loại. Dựa vào mức độ nghiền phân loại hạt như trong bảng 7.1.

Bảng 7.1. Phân loại hạt

Mức độ nghiền	D, mm	d, mm	i
Nghiền thô	1500 – 300	300 – 100	2 – 6
Nghiền trung bình	300 – 100	50 – 10	5 – 10
Nghiền nhỏ	50 – 10	10 – 2	10 – 50
Nghiền mịn	10 – 2	$2 - 75 \cdot 10^{-3}$	100
Nghiền keo	$10 - 75 \cdot 10^{-3}$	$75 \cdot 10^{-3} - 10^{-4}$	–

Khi nghiền thô và nghiền trung bình thường là nghiền khô, còn khi nghiền nhỏ và nghiền mịn có thể là nghiền khô hay nghiền ướt, nghiền keo thường phải nghiền ướt. Nghiền ướt ít tạo bụi và kích thước vật liệu sau khi nghiền đồng đều hơn, dễ lấy sản phẩm ra khỏi máy hơn.

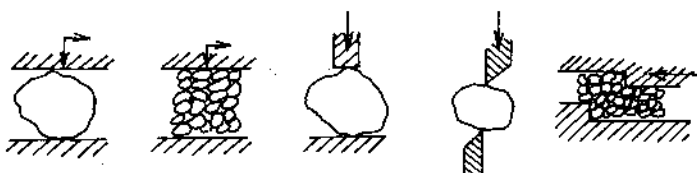
7.2. PHƯƠNG THỨC ĐẬP - NGHIÉN

Khi đập – nghiền vật liệu sẽ nóng lên và tiêu tốn 90% công sử dụng. Quá trình làm gãy vật liệu có thể thay đổi bất lợi, hoặc sự biến dạng giống như quá trình hòa tan. Công tiêu thụ lớn hơn khi vật liệu cứng. Vì vậy cho quá trình đập nghiền người ta cần một tiêu chuẩn để đánh giá, dựa trên cơ sở của chất lượng và hiệu quả kinh tế.

Cho quá trình đập nghiền, người ta phân thành: chèn ép, đập bổ và chà xát (hình 7.1) theo ba cơ chế tác dụng dưới đây.

7.2.1. Tác dụng của hai bề mặt vật cứng

Từng vật liệu hoặc khối vật liệu bị chèn giữa hai bề mặt nghiền. Năng lượng tiêu hao phụ thuộc vào công làm di chuyển bề mặt nghiền.

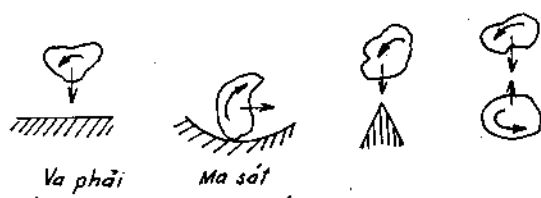


Hình 7.1. Tác dụng đập nghiền giữa hai bề mặt

Theo Rumpf, lực nén các vật liệu giữa hai bề mặt chỉ cho vật liệu cứng và bề mặt là tấm kim loại. Vật liệu càng bé thì khả năng ép càng lớn. Phần lớn năng lượng tiêu tốn cho quá trình này là làm biến dạng đàn hồi.

7.2.2. Tác dụng chèn khi vật chuyển động tự do trên bề mặt nghiêng

Khi vật chuyển động trên bề mặt nghiêng hoặc chuyển động ngược chiều với môi trường hoặc chuyển động như không khí hoặc chất lỏng sẽ chịu một lực nén. Lực này khác với lực đập. Theo tác dụng này công đập nghiêng phụ thuộc vào động năng của vật thể, tức phụ thuộc vào vận tốc chuyển động tương đối giữa vật thể và bề mặt tác dụng.



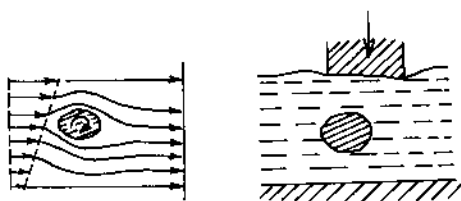
Đập nghiêng theo hai cách này

Hình 7.2. Tác dụng đập nghiêng của hai vật chuyển động ngược nhau hoặc trên một bề mặt (tác dụng do va phải)

Theo Rumpf, khi hai vật chuyển động tự do va phải nhau thì gây ra sự kim hãm của một vận tốc v đủ lớn, kích thước hạt nhỏ qua ma sát không khí. Hoặc do sự cọ xát khi va phải giữa các vật càng lớn khi kích thước hạt lớn và làm các hạt nhỏ hơn.

7.2.3. Tác dụng đập của sóng do môi trường lỏng hoặc khí

Tác dụng này chỉ có khi nghiêng ướt. Nó tác dụng lên bề mặt vật liệu qua lực văng và đập. Trong khí có lực kéo của các phần tử xối khi giảm áp suất đột ngột, vì bên trong của hạt còn có áp suất dư (hình 7.3).



Hình 7.3. Tác dụng đập nghiêng qua môi trường khí nghiêng ướt

Theo Rumpf, tác dụng sóng của môi trường nói chung yếu. Vì vậy chỉ thích hợp cho từng loại vật liệu rắn. Như đối với vật cứng và giòn thì tác dụng đập và ép thích hợp, nhưng với vật dẻo thì dùng chà xát. Bảng 7.2 phân loại lực thích ứng cho từng vật liệu nghiền. Đối với nghiền thô dùng phương pháp đập, nén hoặc xát. Nếu muốn nhỏ hơn thì thêm lực ma sát, tức tiêu tốn thêm năng lượng. Ví dụ như nghiền bi hoặc thùng quay thì có thể nghiền thô hoặc tinh khi dùng bi nặng, to hoặc nhỏ, tròn.

Bảng 7.2

Cấu trúc vật liệu	Đập	Chèn, ép	Chà xát	Va, chạm	Bổ, xẻ
Rất cứng	Thích hợp	Thích hợp			
Cứng trung bình	Thích hợp	Thích hợp	Có giới hạn	Thích hợp	
Mềm	Có giới hạn	Thích hợp	Thích hợp	Thích hợp	Thích hợp
Giòn	Thích hợp	Thích hợp	Có giới hạn	Thích hợp	
Đàn hồi				Có giới hạn	Thích hợp
Dẻo				Thích hợp	Thích hợp
Sợi	Có giới hạn		Có giới hạn	Có giới hạn	Thích hợp
Không bền nhiệt				Thích hợp	Có giới hạn

7.3. CÁC ĐỊNH LUẬT CỦA ĐẬP - NGHIỀN

Trong sự phát triển của kỹ thuật đập – nghiền, có nhiều định luật để xác định công đập nghiền. Dạng chung của định luật như sau:

$$\frac{dA}{d(d)} = -C.d^n \quad (7.2)$$

trong đó: A – công đập nghiền;

d – đường kính hạt;

C, n – các hằng số.

Với giá trị khác nhau của n và tích phân phương trình (7.2), ta có các kết quả:

Theo Rittinger: $n = 2$ có $A = C \left(\frac{1}{d_1} - \frac{1}{d_o} \right)$

Theo Kich: $n = -1$ có $A = C (\lg d_0 - \lg d_1)$

Theo Bond: $n = -\frac{3}{2}$ có $A = C.2 \left(\frac{1}{d_1^{1/2}} - \frac{1}{d_0^{1/2}} \right)$

với d_0 – đường kính vật liệu trước khi đập;
 d_1 – đường kính hạt sau khi đập.

Năm 1867 Rittinger đã đưa ra định luật rằng công đập nghiền tỷ lệ với bề mặt mới được tạo thành từ cục vật liệu.

Nếu nghiền vật liệu dạng lập phương có cạnh d_0 thành những lập phương có cạnh d_1 thì có độ nghiền $i = \frac{d_0}{d_1}$. Số lượng hạt sau khi đập sẽ là

$\left(\frac{d_0}{d_1} \right)^3$. Các vật liệu lúc đầu có diện tích bề mặt $6d_0^2$ và sau khi đập có tổng

diện tích bề mặt là $\left(\frac{d_0}{d_1} \right)^3 \cdot 6d_1^2 = \frac{6d_0^3}{d_1}$. Vậy diện tích bề mặt mới sau khi nghiền được tính:

$$F = \frac{6d_0^3}{d_1} - 6d_0^2 = \frac{6d_0^2(d_0 - d_1)}{d_1} \quad (7.3)$$

Bề mặt mới được tạo thành này tỷ lệ với công đập nghiền A .

Khi nghiền mịn thì quan hệ $\frac{d_0 - d_1}{d_1} = \frac{d_0}{d_1} - 1 \approx \frac{d_0}{d_1}$, vì i rất lớn so

với 1. Khi đó:

$$\frac{A_1}{A_2} = \frac{6d_0^3}{d_1} \cdot \frac{d_2}{6d_0^3} = \frac{d_2}{d_1} \quad (7.4)$$

với A_1 – công dùng đập vật liệu có kích thước hạt d_1 ;
 A_2 – công dùng đập vật liệu có kích thước hạt d_2 .

Nếu gọi A_i (kp.cm/cm²) là công tiêu tốn riêng của quá trình đập nghiền, hay gọi công tiêu tốn cho 1 cm² bề mặt mới, thì tổng công tiêu tốn sẽ là:

$$A = A_i F = A_i \cdot 6d_0^2 \left(\frac{d_0}{d_1} - 1 \right) = C \cdot d_0^2 \left(\frac{d_0}{d_1} - 1 \right), \text{kp/cm} \quad (7.5)$$

Công A được tính khi biết C và d_0 . Công này phụ thuộc vào tính chất của vật liệu và phương pháp đập nghiền và chỉ có thể xác định bằng thực

nghiệm. Vì số lượng lập phương có cạnh d_0 (cm) trong 1 cm^3 vật liệu là $\frac{1}{d_0^3}$,

nên công để nghiền 1 cm^3 vật liệu được tính:

$$A = c.d_0^2 \left(\frac{d_0}{d_1} - 1 \right) \cdot \frac{1}{d_0^3} = C \left(\frac{1}{d_1} - \frac{1}{d_0} \right), \text{ kpcm/cm}^3 \quad (7.6)$$

Qua nghiên cứu Rittinger cho rằng thuyết bề mặt mới không thật hợp lý trong trường hợp đập nghiền bằng phương pháp ép hoặc đập.

Kick với một loạt thí nghiệm theo phương pháp đập cho rằng công đập nghiền tỷ lệ với sự thay đổi thể tích và được tính theo định luật Hooke:

$$A = \frac{\sigma^2 \Delta V}{2E}, \text{ N.cm} \quad (7.7)$$

trong đó: σ – sức căng áp lực của vật liệu khi biến dạng (ứng suất biến dạng), N/cm^2 ;

E – môđun đàn hồi, N/cm^2 ;

ΔV – hiệu số thể tích vật liệu trước và sau khi nghiền, cm^3 .

Phương trình (7.7) chỉ sử dụng trong trường hợp ứng suất của vật liệu không lớn hơn giới hạn đàn hồi của nó. Nhưng vì khi đập nghiền vật liệu thì ứng suất của nó không những lớn hơn giới hạn đàn hồi mà còn lớn hơn cả giới hạn bền, nên phương trình (7.7) không còn thích hợp.

Nếu nghiền hai vật thể theo thuyết thể tích của Kick, ta có:

$$\frac{A_1}{A_2} = \frac{\Delta V_1}{\Delta V_2} \quad (7.8)$$

Mặt khác công có thể tính bằng lực nhân với chiều dài l , nên:

$$A = P \cdot S = P \cdot \alpha \cdot l \quad (7.9)$$

với $S = \alpha \cdot l$ là khoảng biến dạng tuyệt đối (α – hệ số tỷ lệ).

Theo Hooke thì sự biến dạng của vật liệu tỷ lệ với kích thước d của vật liệu nên $\frac{S_1}{S_2} = \frac{d_1}{d_2}$ của vật liệu 1 và 2, vậy:

$$\frac{A_1}{A_2} = \frac{P_1 S_1}{P_2 S_2} = \frac{\Delta V_1}{\Delta V_2} = \frac{d_1^3}{d_2^3} \quad (7.10)$$

Quan hệ (7.10) thỏa mãn khi các vật liệu 1 và 2 đồng nhất và vận tốc biến dạng như nhau. Điều này khó xảy ra trong thực tế.

Đối với các vật liệu giòn sự biến dạng xảy ra rất nhanh và dễ đập, còn các vật dẻo thường biến dạng chậm. Vì vậy để làm vỡ các vật liệu dẻo thì phải chèn ép hoặc chà xát.

Ta thấy các giả thuyết trên chưa phản ánh đúng hoàn toàn cho tất cả các trường hợp, thuyết bề mặt mới chỉ đúng cho nghiền nhỏ hay nghiền mịn, còn thuyết biến dạng thể tích thì đúng cho nghiền thô và nghiền trung bình.

Theo thuyết của Bond thì công tiêu thụ tỷ lệ với chiều dài của vết gãy tạo thành. Điều này thể hiện được sự phụ thuộc của công đập nghiền đối với bề mặt mới theo tỷ lệ căn bậc hai và tỷ lệ nghịch với căn bậc hai của đường kính hạt. Công tiêu tốn được tính theo công thức:

$$A = 10 \left[\frac{A_i}{\sqrt{d_1}} - \frac{A_i}{\sqrt{d_0}} \right] \quad (7.11)$$

Công tiêu tốn riêng A_i phụ thuộc vào từng loại vật liệu và được tính bằng thực nghiệm hoặc tra ở các tài liệu chuyên môn.

Tổng hợp các thuyết trên Robinde đưa ra công thức chung:

$$A = \beta \Delta F + I \Delta V \quad (7.12)$$

trong đó: β – năng lượng tiêu hao riêng tính theo một đơn vị bề mặt. Vì vậy $\beta \Delta F$ là năng lượng tiêu hao để tạo bề mặt mới;

I – công biến dạng đàn hồi riêng tính theo một đơn vị thể tích biến dạng. Vì vậy $I \Delta V$ là năng lượng tiêu hao để vật liệu biến dạng.

Phương trình (7.12) là biểu thức toán học của định luật bảo toàn năng lượng. Theo định luật này, trong quá trình đập nghiền năng lượng được chuyển từ dạng này sang dạng khác, tức trước khi phá vỡ, vật liệu có một thế năng, dưới tác dụng của lực bên ngoài vật thể ở dạng biến dạng đàn hồi, sau khi bị phá vỡ thì thế năng biến thành động năng đồng thời năng lượng biến thành nhiệt năng tỏa ra môi trường bên ngoài.

Khi nghiền thô, bề mặt mới được tạo thành nhỏ, vì cục vật liệu lớn nên $\beta \Delta F < I \Delta V$. Do đó năng lượng tiêu hao để đập nghiền gần như tỷ lệ với thể tích vật thể. Nhưng khi nghiền mịn bề mặt mới được tạo thành rất lớn, vì vậy $\beta \Delta F > I \Delta V$ rất nhiều, nên năng lượng tiêu hao để đập nghiền gần như tỷ lệ với bề mặt mới được tạo thành. Giả thuyết của Robinde vì vậy phù hợp với thực nghiệm hơn cả.

7.4. HIỆU SUẤT CỦA MÁY ĐẬP NGHIỀN

Công được sử dụng cho quá trình đập nghiền còn phải kể đến năng lượng tổn thất trong quá trình làm việc của máy và cấu trúc của nó. Công suất của máy đập nghiền bao gồm:

1. Công mất qua các bộ phận cơ học, A_m .
2. Công mất mát qua kỹ thuật nghiền, A_z .
3. Công nghiền lý thuyết, A_{lt} .

Trong quá trình làm việc của máy phải tốn một công để khắc phục ma sát ở bánh răng, ổ trục hoặc do sự biến dạng của các bộ phận trong máy. Công này được gọi là công mất mát qua cơ học.

Công tổn thất qua kỹ thuật có thể do khối hạt trong máy không đồng nhất. Vì vậy trong quá trình làm việc có một số hạt không bị bẻ gãy, tạo nên sức căng làm tăng nhiệt độ, làm giảm hiệu quả nghiền, tức tiêu tốn một lượng công vô ích để chuyển thành nhiệt lượng.

Công lý thuyết là công có ích để đập nghiền một vật lớn thành nhiều vật con. Vì vậy hiệu suất kỹ thuật của đập nghiền vật liệu được biểu thị:

$$\eta_z = \frac{A_{lt}}{A_k} \cdot 100\% \quad (7.13)$$

với:

$$A_k = A_m + A_z + A_{lt} \quad (7.14)$$

Qua tính toán cho thấy $\eta_z = 0,025 \div 0,25\%$, tức hiệu suất nghiền biểu thị qua công nghiền vật lý rất nhỏ, vì vậy trong thực tế công suất của máy được tính qua công tổn thất chung, tức $A_t = A_m + A_z$. Do đó hiệu suất của máy đập nghiền được tính:

$$\eta_m = \frac{A_t - A_m}{A_t} \cdot 100 = \frac{A_z}{A_t} \cdot 100\% \quad (7.15)$$

Như vậy để tính hiệu suất máy người ta cần xác định công tiêu hao kỹ thuật:

$$A_z = A_w + A_s + A_l \quad (7.16)$$

với:

$$A_w = \frac{G C_p (t_r - t_v) \tau}{860}, \text{ kWh} \quad (7.17)$$

$$A_s = \frac{F \cdot C_s \tau}{860}, \text{ kWh} \quad (7.18)$$

$$A_l = \frac{G \cdot l \cdot C_l (t_{lt} - t_{lv})}{860}, \text{ kWh} \quad (7.19)$$

trong đó: G – lượng vật liệu nghiền, kg/h;

C_p – nhiệt dung riêng của vật liệu trong khoảng nhiệt độ (t_r, t_v), kcal/kg °C;

τ – thời gian nghiền, h;

F – bề mặt vật liệu, m²;

C_s – nhiệt bức xạ của máy, kcal/m²h;

l – lượng khí dùng cho 1 kg vật liệu, m³/kg;

C_1 – nhiệt dung của khí trong khoảng nhiệt độ (t_{1b}, t_{1v}), kcal/m³ °C.

7.5. ĐỘ NGHIỀN

Quá trình đập nghiền đặc trưng bằng độ nghiền i là tỷ số giữa đường kính d_o của vật liệu trước khi nghiền với đường kính d của vật liệu sau khi nghiền:

$$i = \frac{d_o}{d} \quad (7.20)$$

Giá trị của i phụ thuộc vào kích thước của vật liệu trước và sau khi nghiền và dựa vào i người ta phân loại máy nghiền (bảng 7.1).

Để phân loại kích thước hạt người ta dùng sàng. Hạt lọt qua lỗ sàng là hạt có kích thước lỗ sàng.

7.6. MÁY ĐẬP NGHIỀN

Máy đập nghiền có cấu tạo để thỏa mãn những yêu cầu sau:

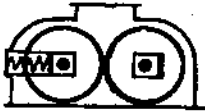
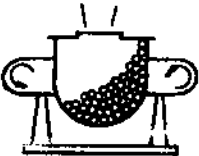
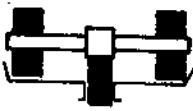
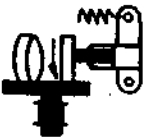
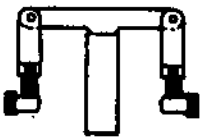
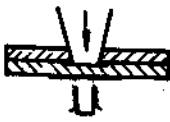
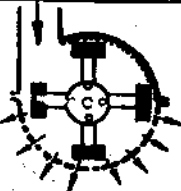
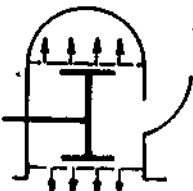
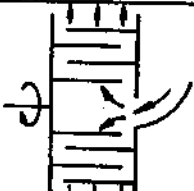
- Kích thước của hạt sau khi nghiền phải đồng đều.
- Khi nghiền xong hạt phải được mang ra ngay khỏi máy nghiền.
- Ít tạo bụi.
- Có thể tự động hóa và liên tục nạp liệu được.
- Có thể điều chỉnh được độ nghiền.
- Có thể thay thế dễ dàng và nhanh chóng các bộ phận hỏng.
- Năng lượng tiêu hao riêng bé (tính trên một đơn vị thành phẩm).
- Khối lượng máy nhỏ.

Máy nghiền được phân loại theo:

- Máy nghiền thô;
- Máy nghiền trung bình và nhỏ, và
- Máy nghiền mịn và keo.

Bảng 7.3 tổng hợp các loại máy đập nghiền thường dùng.

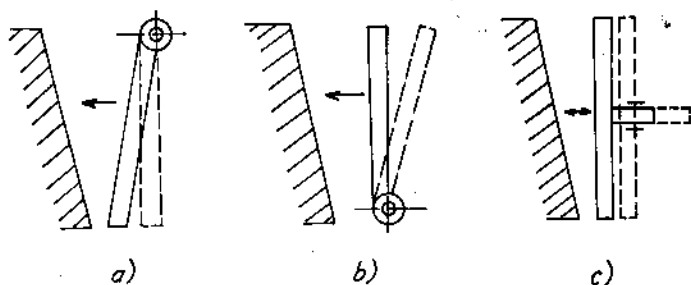
Bảng 7.3. Tổng hợp các loại máy nghiền thô

Máy nghiền thô			
			
Đập má	Bồ	Đập búa	Nghiền trục
Máy nghiền mịn			
			
Nghiền bi	Thùng quay	Nghiền rung	Nghiền trục
			
Nghiền lăn	Nghiền lò xo	Nghiền lò xo cầu	Nghiền quả lắc
			
Nghiền cầu lăn	Đường nghiền	Nghiền búa	Nghiền lưới sàng
			
Nghiền thanh	Nghiền tia	Nghiền răng cửa	Nghiền dao cắt

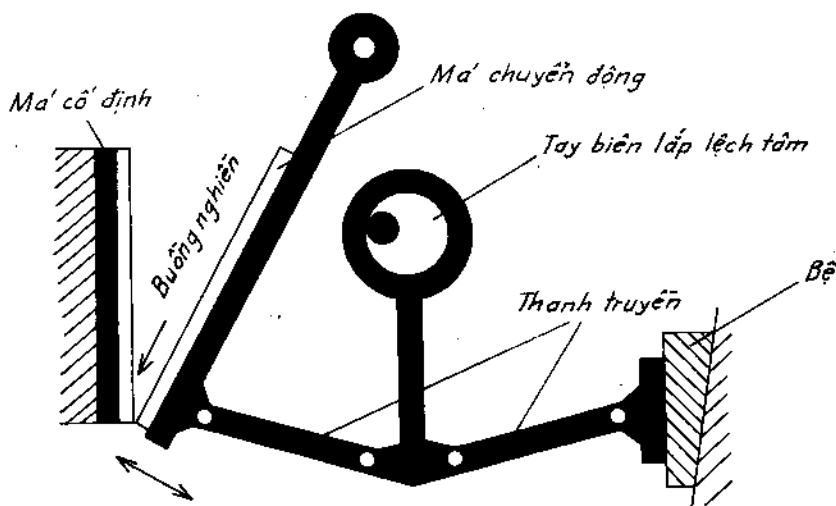
7.6.1. Máy nghiền thô

7.6.1.1. Máy đập má

Vật liệu trong máy đập má bị chèn ép theo chu kỳ bởi hai má. Sự tác động qua lại của má chuyển động có thể theo các phương thức: má chuyển động có trục treo ở bên trên (hình 7.4a), má chuyển động có trục treo ở bên dưới (hình 7.4b) và má chuyển động đồng đều.



Hình 7.4. Sơ đồ chuyển động của má động



Hình 7.5. Sơ đồ cơ cấu tay biên của máy đập má

Sơ đồ máy đập má có trục treo ở bên trên như ở hình 7.5. Cấu tạo của nó gồm má không chuyển động có lắp tấm làm bằng các vật liệu chống bào mòn, còn tấm trên má chuyển động được lắp trên trục treo. Má dao động qua lại nhờ tay biên lắp trên trục lệch tâm. Tay biên nối với má chuyển động bằng thanh truyền. Ổ đỡ có hệ lò xo giữ cho má chuyển động luôn có

xu hướng mở và có ốc điều chỉnh độ mở (độ nghiêng). Độ nghiêng tương ứng với tỷ lệ của mở ở phía trên và phía dưới là 1 : 5 đến 1 : 8. Máy đập má có ưu điểm: cấu tạo đơn giản và chắc chắn, phạm vi sử dụng rộng (thường dùng để đập vật liệu có cục lớn và cứng), thao tác nhẹ nhàng. Tuy nhiên có nhược điểm: tác dụng theo chu kỳ nên làm việc không đều, tạo rung động lớn nên máy phải lắp trên bệ nặng, hạt không đều.

Tính toán máy đập má

Đối với máy đập má cần tính toán các đại lượng sau đây: góc ôm giữa hai má α , tốc độ thích hợp, năng suất, năng lượng tiêu hao.

a) Góc ôm. Góc ôm của má phụ thuộc vào độ nghiêng. Để tránh cho vật liệu khi má tác động không bị bật trở lại góc ôm không được lớn hơn 2φ (φ là góc ma sát của vật liệu). Giả định má chuyển dịch song song, tức góc $\alpha = \text{const}$, nên lớp vật liệu trong máy nghiêng có chiều cao:

$$h = \frac{S}{\text{tg}\alpha}, \quad (7.21)$$

với S bước của má (khoảng chạy của má động) theo chiều nằm ngang.

Để lớp vật liệu rơi ra thì thời gian để má quay ngược lại không nhỏ hơn thời gian cần thiết để vật liệu rơi khỏi chiều cao h do tác dụng của trọng lực. Thời gian này được tính:

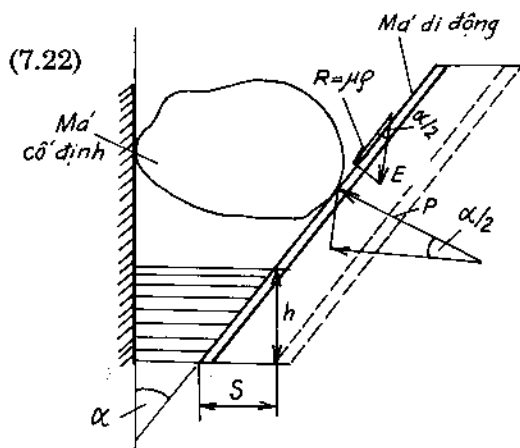
$$t = \sqrt{\frac{2h}{g}} \quad (7.22)$$

Nếu n là số lần dao động kép trong một phút (còn gọi là số vòng quay), thì:

$$t = \frac{60}{2n} \quad \text{với } n = \frac{30}{\sqrt{\frac{2h}{g}}} \quad (7.23)$$

và rút ra:

$$n_{\max} = 665 \sqrt{\frac{\text{tg}\alpha}{S}} \quad (7.24)$$



Hình 7.6. Quan hệ lực trong buồng nghiền

Quãng đường xô dịch hợp lý khoảng 15 đến 25 mm. Hình 7.6 trình bày quan hệ lực trong buồng nghiền.

Để vật liệu không bắn ra ngoài, các thành phần của lực ma sát vào khe đập (nghiên) bằng những thành phần của áp lực hướng vào khe nghiêng. Có nghĩa là $E > V$, tức:

$$\begin{aligned}\mu P \cos \frac{\alpha}{2} &> P \sin \frac{\alpha}{2} \\ \mu \cos \frac{\alpha}{2} &> \sin \frac{\alpha}{2} \\ \mu &> \frac{\sin \frac{\alpha}{2}}{\cos \frac{\alpha}{2}} = \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}\end{aligned}\quad (7.25)$$

Nếu thay một nửa hệ số ma sát μ bởi tang của góc ma sát β thì:

$$\operatorname{tg} \beta > \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}, \quad \text{tức} \quad \beta > \frac{\alpha}{2} \quad (7.26)$$

Nếu $\mu = 0,3$, tương ứng góc ma sát $16,7^\circ$, khi đó $\alpha = 2 \times 16,7^\circ \approx 30^\circ$. Theo hình thức làm việc, dựa vào độ an toàn chọn góc trong khoảng $18 \div 23^\circ$ và với nghiêng mịn chọn trong khoảng $16 \div 20^\circ$. Vật liệu bắn ra ngoài chỉ khi từng mẫu vật liệu bị dính vào nhau, làm cho góc mở không đủ lớn hơn hai góc ma sát giữa các vật liệu nghiêng.

b) *Năng suất của máy nghiền*: được tính bằng m^3/l (thể tích khối vật liệu) hoặc tấn/h.

Trong thực tế công thức tính năng suất dựa vào vận tốc vận chuyển của vật liệu qua buồng nghiền, như:

$$V = 3600 W.Z.b.r.p, \quad \text{m}^3/\text{h} \quad (7.27)$$

$$\text{hoặc:} \quad m = c.p.b.z.s.n.B.\eta, \quad \text{tấn/h} \quad (7.28)$$

trong đó: $W = 0,166 \text{ m/s}$ (ở tâm);

Z – khoảng cách của mỏ, m;

b – bề rộng buồng, m;

r, p – thừa số hiệu chỉnh, ảnh hưởng của độ nghiêng và tính chất vật liệu;

s – khoảng xô dịch của má động, m;

n – số lần (số vòng quay), 1/ph;

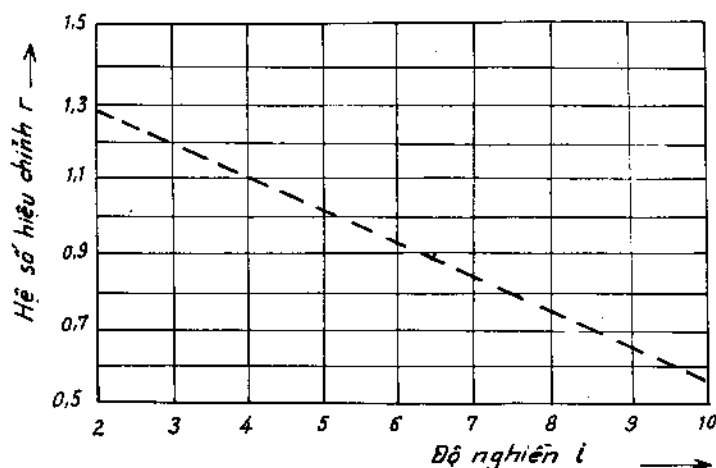
ρ – khối lượng riêng của lớp vật liệu, kg/m^3 ;

c – hệ số của từng loại máy nghiền, được tính cho:

	Máy nghiền phẳng	Máy nghiền răng khía
Khối hạt rơi tự nhiên	$1,4 \cdot 10^{-4}$	$1 \cdot 10^{-4}$
Khối hạt trên sàng	$1,25 \cdot 10^{-4}$	$8,5 \cdot 10^{-5}$
Các mẫu lớn	$1 \cdot 10^{-4}$	$7 \cdot 10^{-5}$

B – hệ số hiệu chỉnh cho góc mở, ở 26° lấy $\beta = 1$; khi góc giảm một độ thì hệ số tăng 3%;

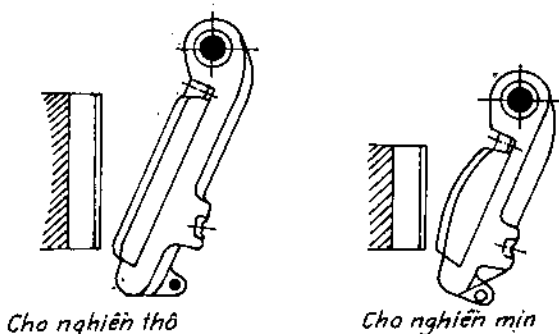
η – thừa số hiệu quả thường nhỏ hơn 1, là tỷ số giữa năng suất lý thuyết và năng suất hiệu quả.



Hình 7.7. Quan hệ giữa độ nghiêng và hệ số hiệu chỉnh r

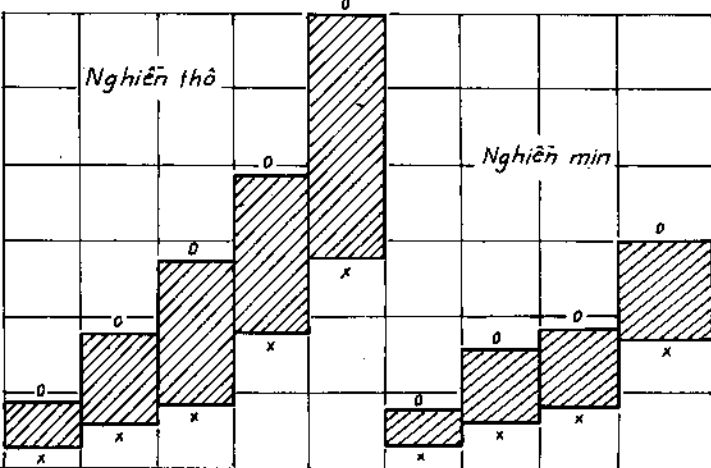
Phương trình (7.27) và (7.28) có cùng lưu lượng khi có quan hệ độ nghiêng 1 ; 5. Sự phân biệt của máy nghiền mịn và nghiền thô là kết cấu của má nghiền di động (hình 7.7).

Máy nghiền công nghiệp có kích thước của mỏ 2200×1600 mm, nặng 260 tấn. Bảng 7.4 thể hiện công suất và năng suất của máy nghiền công nghiệp.



Hình 7.8. Dạng má của máy nghiền má

Bảng 7.4. Công suất và năng suất máy nghiền công nghiệp

									
Bề rộng cửa mở, mm	400	500	630	710	800	400	500	630	800
Khoảng cách cửa mở, mm	230	280	355	400	450	130	160	180	200
Khoảng cách khe	nhỏ nhất, mm	30	35	40	50	60	15	18	22
	lớn nhất, mm	70	80	85	100	120	50	50	60
Trọng lượng máy, tấn	4	6,5	10	15	20	4	6	8	12
Công suất trung bình, kW	7,5	12	17	32	40	7,5	12	17	35
Công suất động cơ, kW	10	15	22	40	50	10	15	22	45

Cấu tạo của máy có ảnh hưởng đến kết quả nghiền gồm:

- Ảnh hưởng của dạng má nghiền: Thay má thẳng bằng má cong tăng năng suất, nghiền mịn hơn và tiêu hao năng lượng ít hơn.
- Ảnh hưởng của bề mặt má nghiền: Thay má phẳng nhẵn bằng má có khía tăng đáng kể năng suất nghiền (khoảng 50%), giảm năng lượng riêng 25% (tính cho 1 tấn nguyên liệu), không ảnh hưởng đến dạng hạt và sự phân bố hạt.
- Ảnh hưởng của độ nghiêng: Khi số vòng quay không đổi, nếu giảm khoảng cách khe sẽ tăng giá thành. Điều đó dẫn đến :
 - Tăng phân hạt mịn;
 - Năng lượng tiêu hao cho một tấn nguyên liệu tăng;
 - Năng suất giảm;
 - Dạng hạt tốt hơn, và
 - Kích thước hạt tỷ lệ với khoảng cách khe nhỏ thì nhỏ.

- Ảnh hưởng góc nghiêng của má cố định: Góc nghiêng không ảnh hưởng đến dạng và sự phân bố hạt, ở vị trí thẳng đứng năng suất tăng, khoảng 10%.
- Ảnh hưởng của điều kiện làm việc và yêu cầu độ lớn của sản phẩm. Sự phân bố hạt nguyên liệu không ảnh hưởng đến sự phân bố của hạt sản phẩm. Nếu hạt nguyên liệu lớn sẽ giảm năng suất khoảng 25% và nhu cầu năng lượng tăng lên.

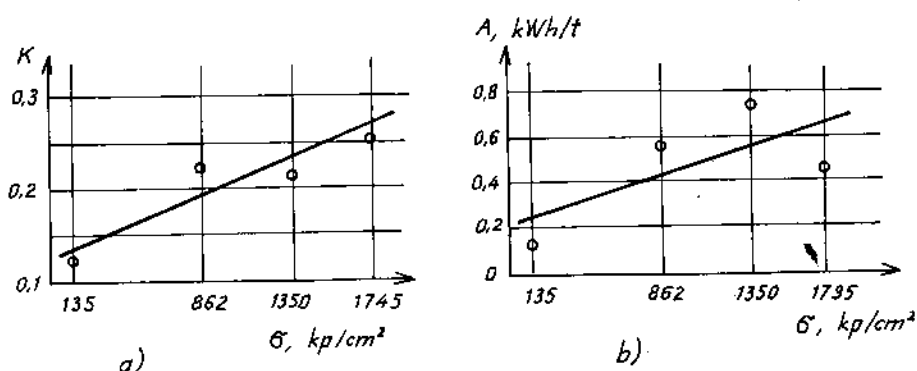
Khi nghiền vật liệu có độ bền cao người ta nhận thấy, dạng hình khối của sản phẩm ít hơn, năng lượng tiêu hao cho từng tấn vật liệu tăng, phần hạt mịn giảm và kích thước hạt trung bình tăng.

Phương trình quan hệ giữa công tiêu hao và độ bền của hạt;

$$A = 22 \cdot 10^{-6} \sigma + K, \text{ kWh/tấn} \quad (7.29)$$

với σ – độ bền của vật liệu, kp/cm^2 ;
 K – hằng số máy (sự phân biệt giữa công thực tế và công lý thuyết): $0,1 < K < 0,3 \text{ kWh/t}$.

Sự phụ thuộc của K và A vào độ bền σ được trình bày ở hình 7.9a,b.



Hình 7.9. Quan hệ A, K với σ

Lực nghiền lý thuyết được tính theo công thức:

$$L_{lt} = 6130 \frac{A \cdot m}{n \cdot h}, \text{ kp} \quad (7.30)$$

trong đó: A – công tiêu hao riêng, kWh/tấn ;

m – năng suất nghiền, tấn/h ;

n – số vòng quay, $1/\text{ph}$;

h – khoảng chạy trung bình, m .

Trong thực tế cần thừa số hiệu chỉnh c trong khoảng $1,5 + 2,5$ tùy thuộc vào độ cứng của vật liệu.

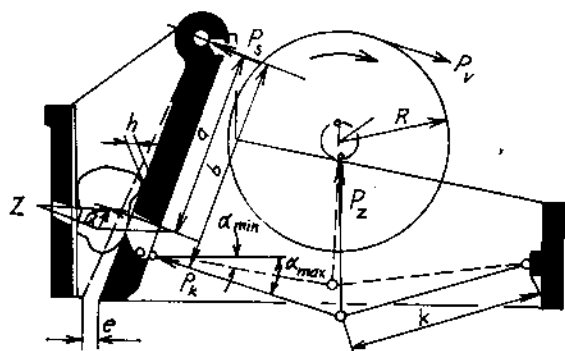
Hình 7.11 trình bày lực tác dụng lên trục khuỷu của máy đập nghiêng má và công thức tính lực:

$$P_k = C \cdot L_{tt} = 12500 \frac{A \cdot m}{n \cdot h}, \text{ khi } c \approx 2 \quad (7.31)$$

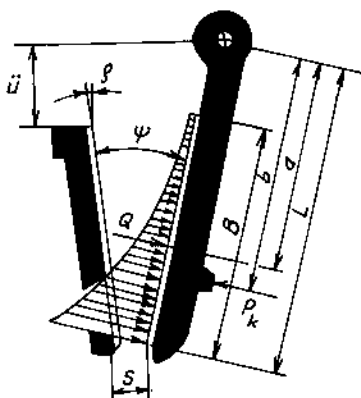
Để giữ ổn định cần lực kéo:

$$P_z = P_k \cdot 2 \sin \alpha = 0,3 P_k \quad (7.32)$$

Với $\alpha = 5^\circ$ và 13° là giới hạn chuyển động của trục khuỷu. Để đo vị trí dao động của má cần đưa thêm kích thước thiết kế a và b (hình 7.11).



Hình 7.10. Biểu diễn hệ trục khuỷu



Hình 7.11. Phân bố lực trên má

Sức tải của gối đỡ:

$$P_s = P_k \frac{(b - a)}{b}, \text{ kp} \quad (7.33)$$

Lực gây hại khi P_k đạt cực đại và được tính:

$$P_{k \max} = 4.6130 \frac{A \cdot m}{n \cdot h}, \quad (7.34)$$

Tương ứng với lực kéo cao nhất:

$$P_z = 0,3 \cdot P_{k \max} \quad (7.35)$$

Và sức tải lớn nhất của vị trí dao động:

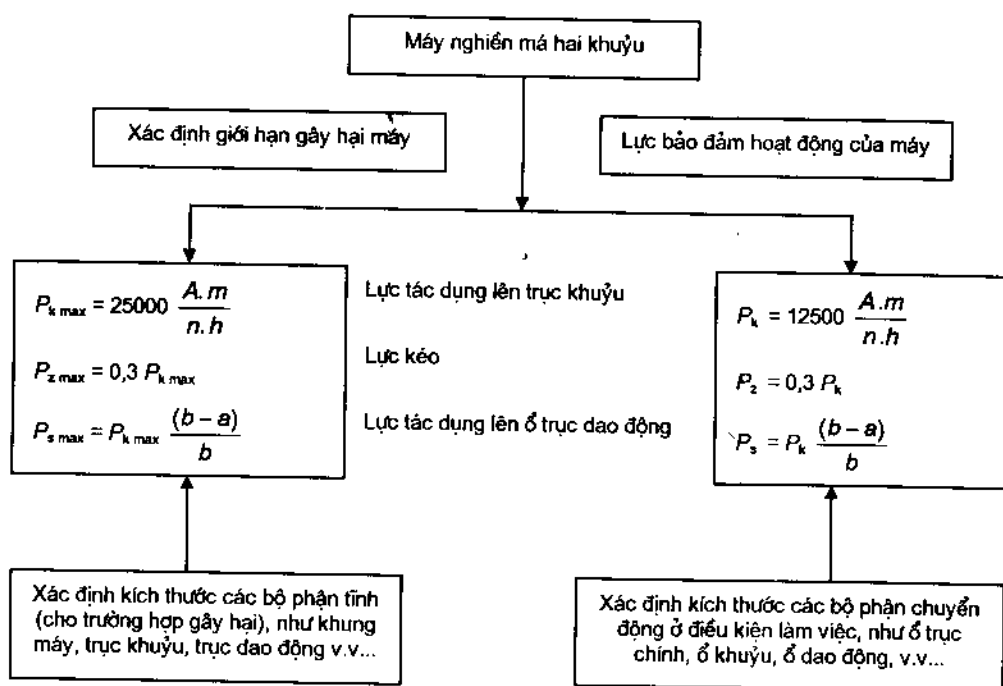
$$P_{s \max} = P_{k \max} \frac{(b - a)}{b} \quad (7.36)$$

Hiệu suất làm việc của máy nghiền má hiện đại đạt khoảng 65%.

Công suất tiêu hao được phân bố như sau:

- Dùng để nghiền nhỏ vật liệu	63,5%
- Cho vị trí trục	22,5%
- Cho vị trí khuỷu	13,5%
- Cho vị trí dao động	1%
	100%

Bảng 7.5. Tổng hợp công thức tính toán máy nghiền má hai khuỷu.



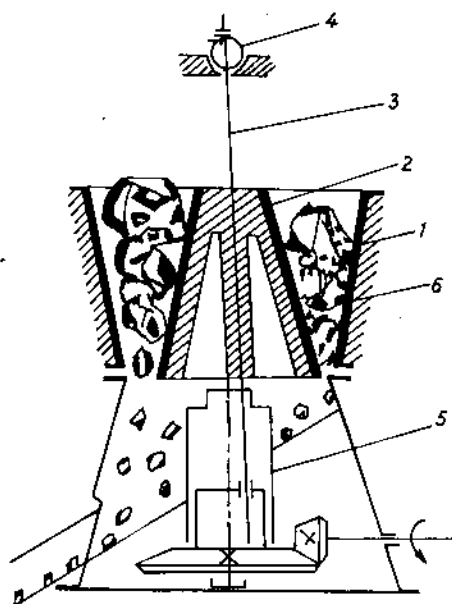
7.6.1.2. Máy nghiền hình nón cắt

Sơ đồ của máy nghiền nón cắt được trình bày ở hình 7.12. Cấu tạo gồm hình nón đặc 2 đặt lệch tâm trong thân hình nón rỗng 1. Trục 3 treo trên một ổ đỡ tròn 4 gắn chặt với thân hình nón. Nâng trục lên hay thả xuống nhờ một êcu để điều chỉnh khe hở của máy. Đầu dưới của trục đặt tự do trong cốc lệch tâm 5. Cốc quay nhờ bộ truyền động bằng bánh răng.

Vật liệu nghiền được đưa vào không gian hình phễu. Vật liệu được nghiền giữa bề mặt ngoài của hình nón trong và bề mặt trong của hình nón ngoài. Bề mặt của hai hình nón này làm nhẵn hay nhám tùy theo tính chất của vật liệu.

Nón trong quay như con lắc hình nón, nghiêng các cục vật liệu bằng chèn ép và bẻ gãy, nên giảm được năng lượng tiêu hao. Mặt khác sản phẩm nghiền ít tạo các hạt bé và bụi.

So với máy đập má, loại này có ưu điểm: Năng suất lớn do liên tục nghiền vật liệu bằng cách vừa chèn ép vừa bẻ gãy. Năng lượng tiêu hao nhỏ; làm việc điều hòa, nên máy không cần phải có bánh đà và bộ điều chỉnh; nạp liệu dễ dàng. Tuy nhiên có nhược điểm: cấu tạo phức tạp; điều chỉnh chiều rộng khe hở khó khăn; không, nghiền được vật liệu dẻo; thao tác khó.



Hình 7.12. Sơ đồ máy nghiền nón:
1- nón rỗng; 2- nón đặc; 3- trục; 4- ổ trục;
5- cốc lệch tâm; 6- tấm lót

Tính toán máy nghiền nón cut

a) Góc ôm: Đối với máy hình nón tròn, góc ôm $\alpha \leq 2\varphi$, thường bằng $21 \div 23^\circ$.

b) Số vòng quay: Số vòng quay tương ứng với năng suất lớn nhất được tính theo công thức:

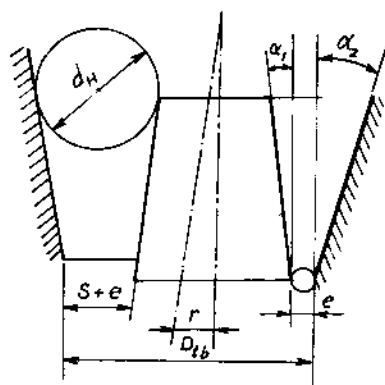
$$n = 470 \sqrt{\frac{\operatorname{tg} \alpha_1 + \operatorname{tg} \alpha_2}{r}} \quad (7.37)$$

với $r = \frac{S}{2}$ - độ lệch tâm

của trục, cm;

S - bước chuyển động của hình nón, cm.

c) Năng suất: Nếu $\operatorname{tg} \alpha_1 + \operatorname{tg} \alpha_2 = 0,45$ thì năng suất của máy nghiền có thể tính theo công thức:



Hình 7.13. Tính toán máy nghiền

$$Q = 0,755 \mu \rho n D r d_{tb}, \text{ tấn/h} \quad (7.38)$$

trong đó: μ – hệ số phá vỡ vật liệu;

ρ – khối lượng riêng của vật liệu, kg/cm^3 ;

D – đường kính phía dưới của vỏ hình nón, cm ;

r – độ lệch tâm của trục, cm ;

d_{tb} – đường kính trung bình của cục vật liệu.

d) *Năng lượng tiêu hao*: Công suất máy đập nón được xác định theo công thức:

$$N = \frac{\sigma^2 \cdot n \cdot D (d_o^2 - d^2)}{7318 \cdot 10^4 E}, \text{ kW} \quad (7.39)$$

trong đó: σ – giới hạn bền của vật liệu khi nén, N/cm^2 ;

d_o, d – đường kính trước và sau khi nghiền của vật liệu, cm ;

E – môđun đàn hồi, N/cm^2 ;

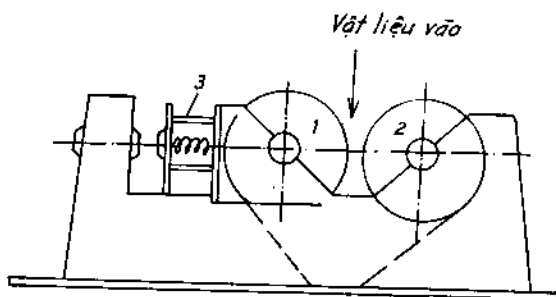
b – chiều dài khe tháo, cm .

7.6.2. Máy nghiền trung bình và nhỏ

7.6.2.1. Máy nghiền trục

Máy nghiền trục gồm có hai trục hình trụ đặt song song và quay trái chiều nhau. Vật liệu bị nghiền chủ yếu do lực chèn ép.

Cấu tạo của máy nghiền trục gồm có hai trục 1 và 2 (hình 7.14). Trục 1 lắp trên ổ trục di động được, trục 2 lắp trên ổ trục cố định. Trục 1 bị giữ cố định do hệ thống lò xo 3.



Hình 7.14. Máy nghiền trục:
1,2 – trục quay; 3 – lò xo

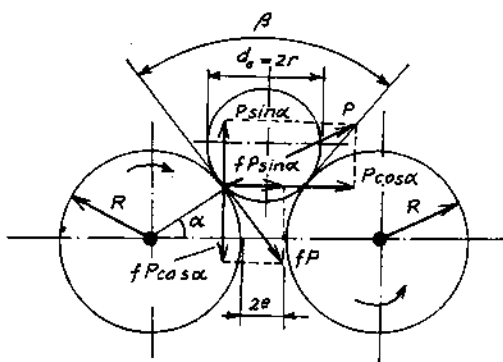
Khi nghiền nếu cục vật liệu to cứng quá không nghiền được, lò xo bị nén lại khe hở giữa hai trục rộng ra, cục vật liệu sẽ rơi xuống dưới, sau đó lò xo đẩy trục về vị trí cũ.

Trên bề mặt trục làm nhẵn hay nhám. Nếu nghiền vật liệu giòn có độ cứng trung bình thì người ta làm trục có khía. Máy nghiền trục có độ nghiêng 10 đến 15. Máy nghiền trục được dùng để nghiền đá vôi, than đá, các muối, phân bón, samôt và các vật liệu có độ cứng trung bình hoặc nhỏ.

Máy nghiền trục có ưu điểm: cấu tạo đơn giản, chắc chắn; làm việc tin cậy. Nhưng có nhược điểm: vật liệu sau khi nghiền hay bị kẹt (nhất là với trục nhẵn); không thích hợp khi nghiền các vật liệu có độ cứng cao.

Tính toán máy nghiền trục

a) Góc ôm: Theo hình 7.15, vật liệu khi rơi vào giữa hai trục sẽ bị tác dụng bởi áp lực P của trục. Lực P được phân thành hai lực thành phần là $P \sin \alpha$ theo hướng thẳng và $P \cos \alpha$ theo hướng ngang. Lực ma sát $f \cdot p$ kéo cục vật liệu vào giữa hai trục, trong đó f là hệ số ma sát giữa vật liệu và trục.



Hình 7.15. Tính toán máy nghiền trục

Lực ma sát cũng chia thành lực nằm ngang $f \cdot p \sin \alpha$ và lực thẳng đứng $f \cdot p \cos \alpha$. Lực $f \cdot p \cos \alpha$ hướng xuống dưới kéo cục vật liệu vào khe giữa hai trục. Vì vậy lực này phải lớn hơn lực văng ra ngoài của vật liệu, tức:

$$2f \cdot p \cos \alpha \geq 2p \sin \alpha \quad (7.40)$$

vì $f = \tan \varphi$, nên $\tan \alpha \leq \tan \varphi$, với φ là góc ma sát.

Từ quan hệ trên suy ra, đối với trục có bề mặt nhẵn thì góc ôm α phải nhỏ hơn góc ma sát φ . Thường chọn góc ôm $\alpha = 18^\circ$ ($\alpha \leq \varphi$).

b) Vận tốc trục: Để vật liệu không bị trượt lại trên trục làm giảm năng suất của máy, số vòng quay giới hạn được tính:

$$n = 616 \sqrt{\frac{f}{\rho \cdot d_0 \cdot D}}, \quad \text{l/ph} \quad (7.41)$$

với hệ số ma sát của vật liệu chọn $f \approx 0,2$. D là đường kính trục (m).

Thường vận tốc vòng của trục trong khoảng 3 đến 6 m/s.

c) **Năng suất:** Năng suất lý thuyết của máy nghiền trục được tính:

$$Q = 0,235\mu\rho L D d n, \text{ tấn/h} \quad (7.42)$$

trong đó: μ – hệ số phá vỡ vật liệu, $\mu = 0,2 \div 0,3$ (vật liệu có độ cứng trung bình);

L – chiều dài của trục, cm;

d – đường kính vật liệu sau khi nghiền, cm;

d_o – đường kính vật liệu trước khi nghiền, cm;

ρ – khối lượng riêng của vật liệu, kg/cm^3 .

d) **Công suất:** Công suất là năng lượng để thắng ma sát của vật liệu trên trục, ma sát trên ổ trục. Đối với vật liệu có độ cứng trung bình ($\sigma = 12500 \text{ N/cm}^2$, $E = 2.10^6 \text{ N/cm}^2$), công suất của máy được tính gần đúng:

$$N = \frac{L D n}{35300} \left(\frac{d_o}{2} + \frac{D^2}{24000} \right), \text{ kW} \quad (7.43)$$

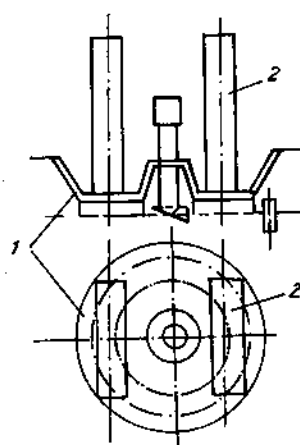
trong đó các đơn vị chiều dài được tính bằng centimet.

7.6.2.2. Máy nghiền quả lăn

Cấu tạo của máy nghiền quả lăn gồm có đĩa 1 và quả lăn 2. Quả lăn tự quay xung quanh trục nhờ ma sát giữa đĩa và quả lăn (hình 7.16). Vật liệu được nghiền nhờ áp lực giữa quả lăn và đĩa. Có hai loại:

- Quả lăn quay, đĩa đứng yên.
- Đĩa quay, quả lăn đứng yên.

Loại quả lăn quay xung quanh trục thẳng đứng gây ra lực ly tâm lớn, vì vậy phải giảm số vòng quay để hạn chế lực ly tâm, nên làm giảm năng suất. Loại đĩa quay cho phép số vòng quay lớn hơn, năng suất cao hơn.

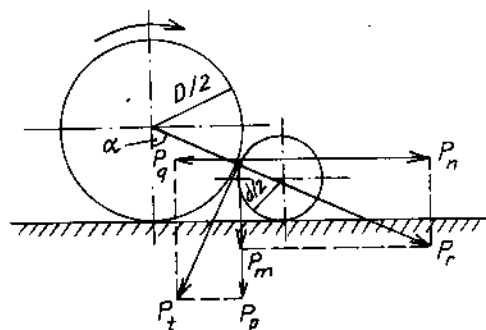


Hình 7.16. Máy nghiền quả lăn:
1- đĩa; 2- quả lăn

So sánh hai loại trên ta thấy loại đĩa quay có ưu điểm: lắp ráp quả lăn đơn giản và chắc chắn hơn; tháo vật liệu nhẹ nhàng hơn; không có lực ly tâm do quả lăn tạo ra.

Tính toán máy nghiêng quả lăn

a) Góc ôm: Để quá trình nghiêng tiến hành bình thường thì góc ôm của máy nghiêng lăn phải nhỏ hơn góc ma sát của vật liệu $\alpha > \varphi$. Hình 7.17 thể hiện các lực tác dụng lên vật liệu. Tạo một điểm trên cục vật liệu có hai lực tác dụng lên là lực hướng tâm P_r và lực tiếp tuyến P_t . Phân tích hai lực này ra thành các



Hình 7.17. Sơ đồ tính máy nghiêng lăn

lực thành phần P_m , P_n và P_q , P_p . Lực kéo cục vật liệu xuống dưới con lăn và lực đẩy vật liệu đi P_n . Để nghiêng được vật liệu thì lực P_q phải lớn hơn lực P_m , tức $P_q > P_m$, nên $P_t \cos \alpha > P_p \sin \alpha$.

Đặt $P_t = f \cdot P_r = P_r \tan \varphi$ (với $f = \tan \varphi$ là hệ số ma sát) ta thu được:

$$\tan \varphi > \tan \alpha \text{ hay } \varphi > \alpha, \quad (7.44)$$

Thường góc ôm của máy nghiêng bằng $25 \div 30^\circ$.

Từ hình 7.17 ta thấy:

$$\frac{D}{2} - \frac{d}{2} = \left(\frac{D}{2} + \frac{d}{2} \right) \cos \alpha \quad (7.45)$$

và ta có:

$$\frac{D}{d} = \frac{1 + \cos \alpha}{1 - \cos \alpha} \quad (7.46)$$

Khi $\alpha = 25 \div 30^\circ$ thì $\frac{D}{d} = 15 \div 20$. Nghĩa là đường kính con lăn lớn hơn đường kính cục vật liệu cần nghiêng từ 15 đến 20 lần.

b) Năng suất: Giả sử tất cả các cục vật liệu là hình cầu, theo lý thuyết số cục mà máy có thể nghiêng được trong một giờ là:

$$z = \frac{2\pi r_{lb} b}{d^2} 60 \cdot n \cdot i \quad (7.47)$$

trong đó: r_{tb} – bán kính quay trung bình của con lăn, m;
 b – chiều rộng của con lăn, m;
 d_o – đường kính cục vật liệu, m;
 n – số vòng quay của máy trong một phút;
 i – số lượng con lăn.

Năng suất lý thuyết của máy:

$$Q_{lt} = z \frac{\pi d_o^3}{6} \rho = 20 \pi^2 i r_{tb} b d_o n \rho, \text{ kg/h} \quad (7.48)$$

Thực tế sau một vòng quay con lăn chỉ nghiền được một lượng nhất định khoảng 2% lượng lý thuyết. Do đó năng suất thực tế của máy nghiền là:

$$Q_{tt} = 0,02 Q_{lt}$$

$$Q_{tt} = 4 i b d_o n r_{tb} \rho, \text{ kg/h} \quad (7.49)$$

c) **Công suất:** Công suất tiêu hao dùng để thắng ma sát trượt và ma sát lăn. Công suất cần thiết để thắng lực ma sát trượt:

$$N_{tr} = \frac{i P_p \cdot W_{tb}}{1000}, \text{ kW} \quad (7.50)$$

Công suất cần thiết để thắng lực ma sát lăn:

$$N_l = \frac{i \cdot W_{tb} f_l m}{1000 R}, \text{ kW} \quad (7.51)$$

Công suất toàn phần của máy:

$$N = \frac{N_{tr} + N_l}{\eta_{ck}}, \text{ kW} \quad (7.52)$$

trong đó: P_p – lực có ích tiếp tuyến với vòng tròn có bán kính quay r_{tb} , dùng để thắng ma sát xuất hiện khi con lăn trượt, N;

m – khối lượng con lăn, kg;

f_l – hệ số ma sát lăn;

R – bán kính con lăn, m;

W_{tb} – vận tốc vòng trung bình của vành con lăn, m/s;

η_{ck} – hiệu suất cơ khí.

Lực P_p có thể tích theo công thức:

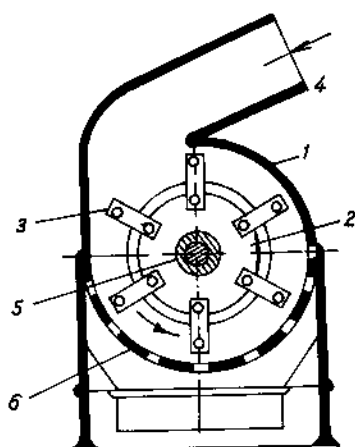
$$P_p = \frac{f_{tr} \cdot b \cdot m}{4 P_{tb}}, \text{ N} \quad (7.53)$$

với f_{tr} là hệ số ma sát trượt.

7.6.2.3. Máy nghiền búa

Máy nghiền búa được dùng để nghiền vật liệu có độ ẩm không quá 15%. Nó có cấu tạo gồm vỏ 1 bằng gang hay thép. Trên trục nằm ngang 5 có lắp đĩa 2; Trên đĩa gắn các búa 3; búa có thể lắp cứng hay lắp động, được làm bằng thép cứng. Khi trục quay, búa đập mạnh vào vật liệu làm vỡ nhỏ ra. Vật liệu sau khi nghiền đưa qua sàng 6 để phân loại. Sàng 6 có thể điều chỉnh lỗ to nhỏ theo độ nghiền.

Máy nghiền búa có thể nghiền mịn. Trong trường hợp này vật liệu sau khi nghiền được quạt hút mang đi mà không cần qua sàng. Khi nghiền mịn vật liệu vừa chịu tác dụng đập của búa vừa chịu lực ma sát giữa các hạt và giữa hạt với máy. Máy nghiền búa thường làm việc với số vòng quay của trục khoảng $500 \div 800$ vg/ph khi nghiền thô, và khoảng $1000 \div 1500$ vg/ph khi nghiền mịn. Độ nghiền đạt được $10 \div 15$ đối với nghiền thô và $30 \div 40$ đối với nghiền mịn (hình 7.18).



Hình 7.18. Máy nghiền búa
1- vỏ máy; 2- đĩa quay; 3- búa;
4- cửa vật liệu vào; 5- trục quay; 6- lưới

Năng suất máy nghiền búa có thể tính theo công thức:

$$Q = \frac{K.D^2.L.n^2}{3600(i-1)}, \text{ tấn/h} \quad (7.54)$$

trong đó: D – đường kính đĩa (quay), m;

L – chiều dài rôto, m;

n – số vòng quay của rôto, vg/ph;

i – độ nghiền;

K – hệ số phụ thuộc vào cấu tạo máy nghiền và độ cứng của vật liệu (thường lấy $K = 4,0 \div 6,2$).

Công suất của máy nghiền búa:

$$N = (0,1 \div 0,15)i.Q, \text{ kW} \quad (7.55)$$

7.6.2.4. Máy xay

Máy xay có cấu tạo gồm hai đĩa 1 và 2 được gắn trên hai trục 3 và 4. Trên trục có gắn bánh đai 5 và 6 nối với động cơ truyền động bằng dây đai. Hai trục quay trái chiều nhau. Trên đĩa người ta lắp các thanh 7 theo dây hình tròn. Giữa các thanh của hai đĩa có khe hở. Khi đĩa quay vật liệu bị các thanh đập nhỏ.

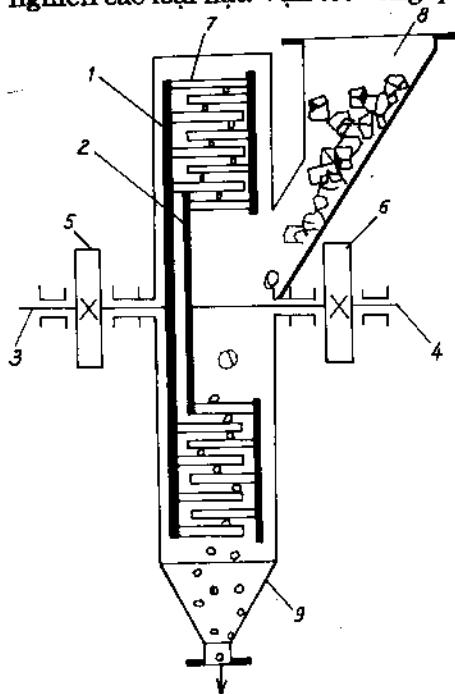
Vận tốc quay của đĩa khoảng $200 + 1200$ vg/ph. Năng suất dao động từ 0,5 đến 20 tấn/h.

Máy nghiền xay có ưu điểm: cấu tạo đơn giản, gọn; năng suất cao; làm việc chắc chắn, tin tưởng. Nhưng có nhược điểm: các bộ phận bị bào mòn nhanh; nhiều bụi và tiêu hao năng lượng lớn.

7.6.2.5. Máy nghiền đĩa

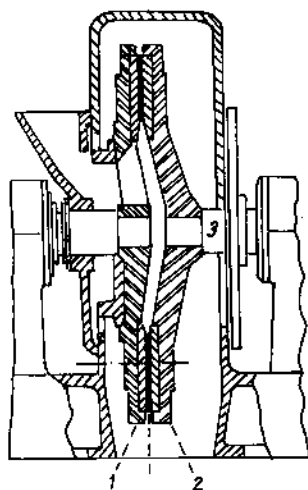
Máy nghiền đĩa có cấu tạo gồm đĩa 1 không chuyển động và đĩa 2 chuyển động được gắn vào trục quay 3. Độ nghiêng được điều chỉnh qua bộ phận điều chỉnh ở đĩa 2.

Máy nghiền đĩa thường được sử dụng trong công nghiệp thực phẩm để nghiền các loại hạt. Vận tốc vòng quay của đĩa khoảng 7 đến 8 m/s (hình 7.20).



Hình 7.19. Máy xay:

1,2- đĩa; 3,4- trục; 5,6- bánh đai; 7- thanh;
8- phễu nạp liệu; 9- cửa tháo liệu



Hình 7.20. Máy nghiền đĩa

7.6.3. Máy nghiền mịn

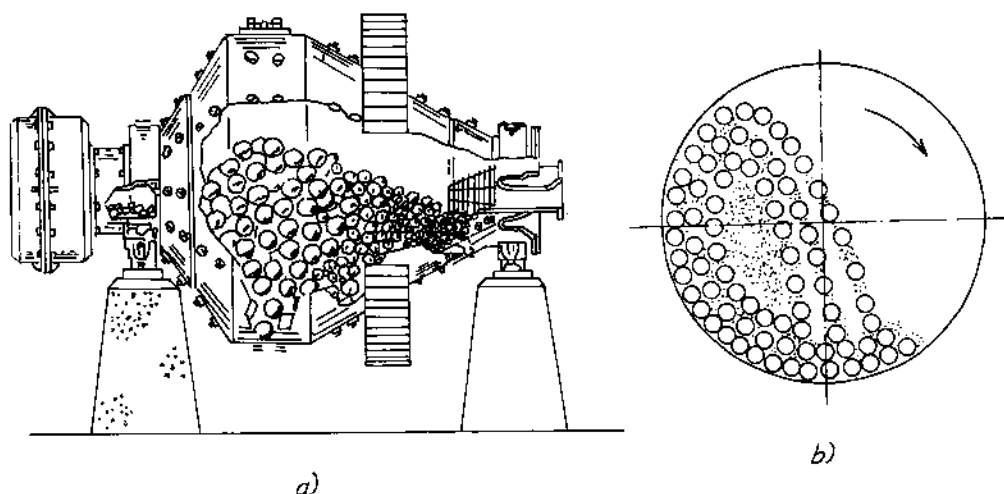
Vật liệu trong máy nghiền mịn bị nghiền do chà sát hay vừa đập vừa chà sát. Máy nghiền mịn cũng có nhiều loại, nhưng loại thường được dùng rộng rãi là máy nghiền thùng quay, bên trong có nhiều bi cầu hay bi trụ hoặc thanh dài.

7.6.3.1. Máy nghiền bi

Cấu tạo máy nghiền bi gồm có một thùng, bên trong chứa một phần bi bằng kim loại hay bằng sứ. Khi thùng quay các viên bi do ma sát với thành thùng máy nên được nâng lên một đoạn theo hướng quay rồi trượt xuống phía dưới khi góc nâng lớn hơn góc rơi tự nhiên.

Nếu tăng vận tốc quay thì lực ly tâm tăng và góc nâng cũng tăng và viên bi sẽ rơi xuống khi lực trọng lượng lớn hơn lực ly tâm (hình 7.21). Tiếp tục tăng lực ly tâm, tức tăng vận tốc quay, vượt quá trọng lực của viên bi thì nó sẽ quay tròn theo thùng máy. Khi đó vật liệu cũng quay theo và không được nghiền nữa. Do đó cần xác định vận tốc quay thích hợp để có chiều cao rơi và vận tốc rơi lớn nhất.

Máy nghiền bi được phân loại: theo cấu tạo của thùng có loại: hình trụ, hình nón cụt; theo phương pháp tháo sản phẩm có loại: tháo qua trục rỗng, tháo qua sàng chắn ngang thùng, tháo qua sàng hình trụ hoặc loại máy nghiền có kèm theo thiết bị phân loại đặt riêng biệt bên ngoài.



Hình 7.21.

a) Máy nghiền bi hình nón cụt; b) Sơ đồ chuyển động của bi

Hình 7.21 trình bày máy nghiền bi hình nón cụt có cấu tạo gồm hai hình nón cụt gắn vào hai đầu của thân trụ ngắn. Nhờ cấu tạo như vậy mà vận tốc vòng của thùng máy giảm dần từ thân hình trụ đến của tháo vật liệu, theo hướng đó góc nâng của bi cũng giảm dần, động năng của thùng cũng giảm. Kích thước vật liệu nghiền cũng giảm dần, do đó năng lượng tiêu hao cũng giảm theo.

Trong máy nghiền hình nón, bi có kích thước lớn nhất được xếp ở thân hình trụ và kích thước của bi giảm dần đến của tháo ở hình nón. Để dễ dàng tháo vật liệu người ta đặt máy nghiền nghiêng đi một góc.

Loại máy nghiền này có thể nghiền khô hoặc nghiền ướt. Khi nghiền khô máy làm việc theo một chu trình kín. Khi nghiền ướt quá trình tháo vật liệu tiến hành theo nguyên lý gạn.

Tính toán máy nghiền bi

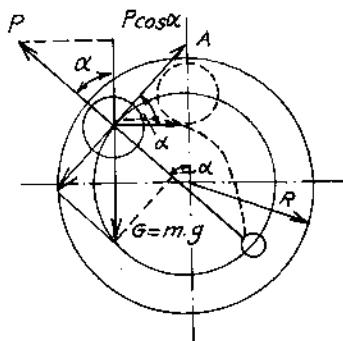
a) *Số vòng quay*: Khi thùng quay bi được mang theo do ma sát với thành thùng. Bi chịu hai lực tác dụng là lực ly tâm P văng ra ngoài hướng vuông góc với thành thùng và trọng lực của bi G kéo bi xuống dưới. Nếu bi có khối lượng m , bán kính quay R , vận tốc góc ω , số vòng quay n , thì lực ly tâm được tính:

$$P = m \cdot \omega^2 R = m \left(\frac{\pi n}{30} \right)^2 R \quad (7.56)$$

Coi vận tốc quay của bi bằng vận tốc quay của thùng. Bán kính quay của bi bằng bán kính quay của thùng R . Lực trọng lượng của bi $G = m \cdot g$. Hình 7.22 biểu diễn đường đi của bi, khi bi được nâng đến vị trí cao nhất. Sau đó bi tách ra khỏi thành thùng và rơi tự do với vận tốc đầu bằng vận tốc vòng của thùng dưới góc α (đường chấm chấm).

Từ $P \cos \alpha = mg$, ta có:

$$\cos = \frac{m \cdot g}{P} = \frac{m \cdot g}{m \left(\frac{\pi n}{30} \right)^2 R} \approx \frac{900}{n^2 R}$$



Hình 7.22. Tính máy nghiền bi

Vậy rút ra:

$$\cos \alpha = \frac{1800}{n^2 D} \quad (7.57)$$

Khi thùng quay đạt tới vận tốc tới hạn, bi sẽ quay cùng với thùng mà không rơi xuống, bi sẽ đạt đến điểm A (vị trí cao nhất), lúc đó $\alpha = 0$, tức $\cos \alpha = 1$. Trong trường hợp này số vòng quay đạt được:

$$n_{th} = \sqrt{\frac{1800}{D}} = \frac{42,4}{\sqrt{D}}, \text{ vg/ph} \quad (7.58)$$

Vận tốc làm việc thích hợp sẽ là 75% vận tốc tới hạn, nên:

$$n = \frac{32}{\sqrt{D}}, \text{ 1/ph} \quad (7.59)$$

b) Kích thước: Bi dùng cho máy nghiền bi chiếm khoảng 40 đến 45% thể tích đối với máy nghiền thùng ngắn. Đường kính bi, lượng bi được dùng phụ thuộc vào đường kính vật liệu và hạt sản phẩm. Đường kính thùng được tính theo công thức:

$$D = 6(\lg d_o) \sqrt{d}, \text{ mm} \quad (7.60)$$

c) Năng suất: Năng suất máy nghiền bi tính theo công thức:

$$Q = K.V.D^{0,6}, \text{ tấn/h} \quad (7.61)$$

trong đó: K – hệ số điều chỉnh;

V – thể tích thùng, m^3 ;

D – đường kính thùng, m .

d) Công suất: Công suất của thùng tính gần đúng theo công thức lý thuyết:

$$N = 6,1 m_b \sqrt{D}, \text{ kW} \quad (7.62)$$

với m_b là khối lượng của bi trong thùng, tấn.

Qua công thức tính công suất cho thấy năng lượng tiêu hao của máy nghiền bi chỉ phụ thuộc vào khối lượng bi và đường kính thùng. Điều đó giải thích rằng năng lượng tiêu hao là để nâng bi lên. Do đó, công suất tiêu hao khi chạy có hoặc không có tải gần như nhau, vì vậy cần phải nạp liệu đủ để khỏi lãng phí năng lượng.

Nếu thùng có nhiều khoang thì công suất chung sẽ là:

$$N = (c_1 m_1 + c_2 m_2 + \dots) \sqrt{D}, \text{ kW} \quad (7.63)$$

trong đó: $m_1, m_2, \dots$ – khối lượng bi trong các khoang, tấn;

$c_1, c_2, \dots$ – hệ số điều chỉnh.

7.6.3.2. Máy nghiền thanh

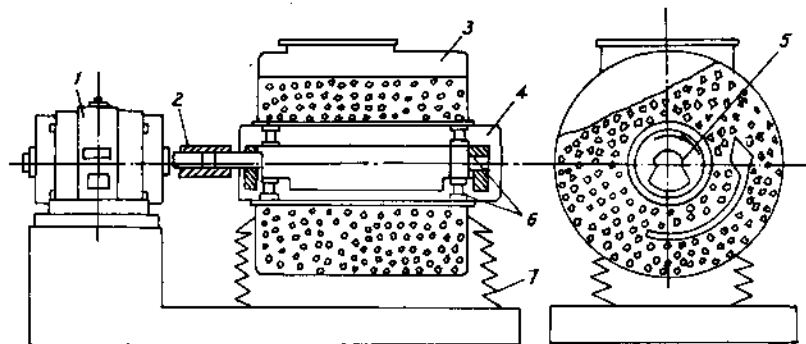
Giống như máy nghiền bi, máy nghiền thanh có cấu tạo gồm thùng quay, trong đó chứa các thanh có đường kính khoảng 40 đến 100 mm. Với số vòng quay không lớn lắm (khoảng 12 đến 30 vg/ph) thanh không bị nâng lên và rơi xuống mà chỉ xoay chung quanh nó. Vật liệu tiếp xúc với thanh theo đường thẳng mà không theo từng điểm như nghiền bi. Do đó trong máy nghiền thanh các vật liệu to bảo vệ cho các hạt vật liệu nhỏ nên kích thước của các hạt sản phẩm đồng đều hơn.

Thường máy nghiền thanh được dùng khi nghiền ướt.

Tính toán máy nghiền thanh giống như tính toán máy nghiền bi vì nguyên tắc hoạt động của hai loại máy này như nhau.

7.6.3.3. Máy nghiền rung

Máy nghiền rung có cấu tạo gồm thân hình trụ hoặc hình máng 3, trong đó có trục không cân bằng nằm ngang 4. Trên trục có bộ phận chống cân bằng 5, đặt lệch tâm so với trục quay. Thân máy đặt trên bộ phận gỗ hay bộ lắp động bởi hệ thống lò xo 7. Bi và vật liệu chứa khoảng 80 đến 90% thể tích máy. Trục nối với động cơ 1 qua trục đàn hồi 2.



Hình 7.23. Máy nghiền rung:

1- động cơ; 2- trục đàn hồi; 3- thân thùng; 4- trục không cân bằng;
5- bộ phận chống cân bằng; 6- ổ bi; 7- lò xo

Khi trục quay thân máy rung lên, thành máy truyền cho vật liệu một xung lượng liên tục, bi và vật liệu nghiền chuyển động phức tạp trong máy. Khi tần số chấn động còn nhỏ thì bi và vật liệu chỉ chuyển dịch bình thường trong một giới hạn nhất định, nhưng khi tăng tần số đến giá trị giới hạn,

vật liệu và bị chuyển động rất phức tạp như tung lên cao, quay, va đập và phản xạ chung quanh tâm của thân máy. Do đó vật liệu sẽ ở trạng thái mỏi và dễ bị phá vỡ.

Khi nghiền, năng lượng tiêu hao của máy nghiền rung phần lớn biến thành nhiệt năng, nên nhiệt độ tăng cao. Do đó phải liên tục làm nguội trong quá trình làm việc của máy.

Máy nghiền rung có thể làm việc ở trạng thái khô hoặc ướt. Nếu nghiền ướt thì thể tích bi và vật liệu không quá 25% thể tích máy. Máy nghiền rung còn có thể làm việc gián đoạn hoặc liên tục. Đường kính vật liệu nghiền không được lớn quá 1 đến 2 mm. Đường kính vật liệu sau nghiền đạt 60 μm . Tần số dao động của máy bằng số vòng quay của trục, dao động khoảng 1000 đến 3000 vg/ph, biên độ dao động lớn hơn 2 đến 4 mm.

7.7. SÀNG - PHÂN LOẠI VẬT LIỆU

Để phân loại vật liệu theo kích thước sau khi đập nghiền nhỏ có kích thước gần giống nhau, người ta ứng dụng các phương pháp sau:

- Phương pháp thủy lực : Các hạt có kích thước khác nhau được phân loại nhờ có vận tốc rơi khác nhau trong môi trường (nước hoặc khí).
- Phương pháp sàng : Dùng tấm lưới (sàng) bằng kim loại có lỗ. Các hạt có kích thước nhỏ hơn lỗ sẽ lọt qua sàng, còn hạt kích thước to hơn nằm lại trên bề mặt sàng.

Phương pháp sàng này được áp dụng rộng rãi nhất. Nó có thể phân loại các hạt có đường kính từ 250 đến 1 mm. Còn phương pháp thủy lực thì các hạt phân riêng không lớn hơn 2 mm.

7.7.1. Khái niệm

Để sàng các vật liệu người ta thường dùng các tấm lưới kim loại hay những tấm kim loại đục lỗ tròn hoặc vuông. Người ta thường ký hiệu mặt sàng theo các số, chữ số đó thường chỉ chiều dài cạnh của lỗ, tính bằng milimet. Ví dụ mặt sàng N° - 5 là mặt sàng có lỗ hình vuông mỗi cạnh 5 mm.

Để phân các loại hạt có kích thước khác nhau có thể dùng một hệ thống mặt sàng, kích thước lỗ của các mặt sàng này nhỏ dần từ mặt sàng trên xuống mặt sàng dưới, tỷ lệ lỗ sàng trên với lỗ sàng dưới có một giá trị không đổi và gọi là môđun.

Chất lượng của quá trình sàng được đánh giá bởi hiệu suất sàng. Vật liệu đem sàng gồm có các hạt kích thước khác nhau, gồm các hạt có kích thước có thể lọt qua sàng và các hạt không thể lọt qua sàng.

Sau khi sàng thu được sản phẩm nằm dưới sàng gồm các hạt lọt qua lưới, và sản phẩm nằm trên sàng gồm có các hạt không thể lọt qua mặt sàng. Thực tế khi sàng không phải các hạt có kích thước nhỏ hơn lỗ sàng đều lọt qua, nên lượng hạt dưới sàng bao giờ cũng nhỏ hơn lượng hạt có kích thước lọt qua mặt sàng.

7.7.2. Lực tác dụng, gia tốc sàng

Theo Batel, quá trình phân loại bằng sàng được thực hiện khi:

- Các hạt ở trên lỗ sàng.
- Tiết diện hạt theo hướng chuyển động đến mặt sàng nhỏ hơn lỗ sàng.
- Có đủ lực tách hạt khỏi lưới sàng và lọt qua lỗ sàng.

Khi đó xác suất để hạt dạng cầu lọt qua lỗ sàng hình vuông có cạnh W được tính:

$$W' = \left(1 - \frac{r}{W}\right)^2 \quad (7.64)$$

Hoặc lỗ sàng bằng hình chữ nhật có cạnh W_1 và W_2 , chiều dày dây l_1 và l_2 , thì:

$$W' = \frac{(W_1 - r)(W_2 - r)}{(W_1 - l_1)(W_2 - l_2)} \quad (7.65)$$

trong đó: W' – xác suất của quá trình sàng;

r – bán kính hạt vật liệu;

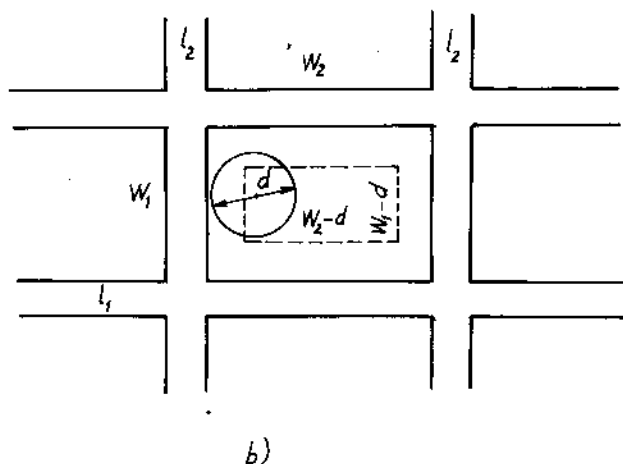
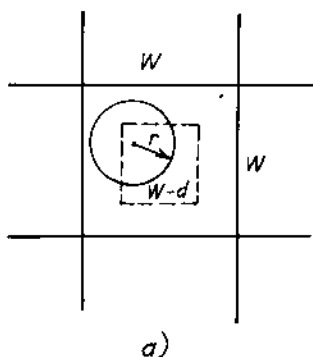
$d = 2r$ – đường kính hạt;

W_1, W_2 – kích thước lỗ sàng;

l_1, l_2 – chiều dày dây sàng (khoảng cách giữa các lỗ).

Ngoài ra cũng cần đề cập đến ba bước quan trọng cho thiết kế sàng là:

- Sự rơi chèn chúc của hạt qua lớp hạt khi sàng, được gọi là lớp hạt;
- Quan hệ giữa kích thước hạt và lỗ sàng qua sự so sánh thống kê, và
- Sự lọt của hạt qua lỗ sàng, bước lọt lỗ sàng.



Hình 7.24. Lỗ sàng:
a) lỗ vuông; b) lỗ chữ nhật

Khi đó xác suất sàng cần nêu thêm:

$$W'' = \frac{W_1}{H} \quad (7.66)$$

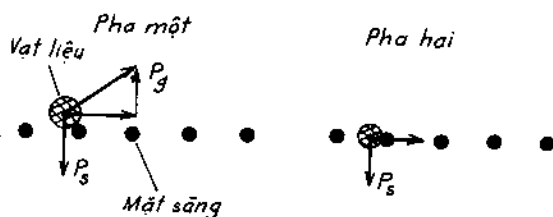
với H – chiều dày lớp hạt;
 W_1 – cạnh lỗ sàng ngắn nhất.

Như vậy xác suất khi sàng được tính:

$$P = W' \cdot W'' \quad (7.67)$$

Để xác định lực sàng người ta phân thành sàng phẳng và sàng rung:

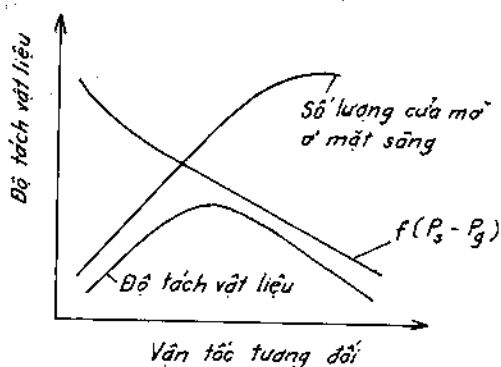
- **Sàng phẳng:** Khi bề mặt chuyển động cũng là mặt sàng. Khi đó lực tách các hạt là do trọng lượng riêng của từng hạt. Nó chia thành hai pha: pha có chuyển động tương đối của



Hình 7.25. Mặt sàng

các hạt đến mặt sàng để nhận sự chuyển động của sàng; và pha kia là các hạt lọt qua lỗ sàng, (hình 7.25).

Từ hình 7.25 cho thấy, khi chuyển động tương đối thành phần vuông góc của lực va đập lớn hơn lực sàng và khả năng tách không còn nữa. Do đó khi tăng chuyển động tương đối giữa mặt sàng và vật liệu thì số lượng mở lớn hơn



Hình 7.26. Quan hệ độ tách và vận tốc tương đối

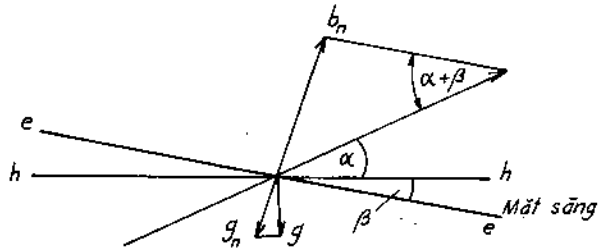
và sự phân biệt giữa lực va đập và lực sàng giảm, tạo khả năng sàng dễ dàng (hình 7.26).

- **Sàng rung:** Khi bề mặt chuyển động tạo một góc với mặt sàng, thì lực sàng không chịu tác dụng chỉ riêng trọng lượng của hạt. Qua quán tính của hạt và các hạt chuyển động vuông góc với mặt sàng gia tốc trọng trường tăng gấp nhiều lần. Quan hệ này được biểu thị như là số tăng gia tốc z :

$$z = \frac{a \cdot \omega^2}{g}$$

trong đó: a – tần số (biên độ);
 ω – vận tốc góc;
 $a \cdot \omega^2$ – gia tốc mặt sàng.

Giá trị của nó tương tự như chuẩn số Froud. Với dao động thẳng, z được tính qua tỉ số của thành phần gia tốc mặt sàng với thành phần gia tốc trọng trường như công thức (7.68). Theo hình 7.27 thì:



Hình 7.27.

$$g_n = g \cdot \cos \beta$$

$$\text{và:} \quad b_n = a \cdot \omega^2 \cdot \sin(\alpha + \beta) \quad (7.69)$$

với b – gia tốc ở bề mặt chuyển động;
 α – góc rung;
 β – góc nghiêng.

$$\text{Vậy:} \quad z = \frac{b_n}{g_n} = \frac{a \cdot \omega^2}{g} \cdot \frac{\sin(\alpha + \beta)}{\cos \beta} \quad (7.70)$$

Các hạt vật liệu có kích thước lọt qua lỗ sàng phải thắng lực cản, tức những hạt lớn bị lỗ sàng bị nảy ra. Chiều cao của chỏm parabol có giá trị đủ lớn. Ở số gia tốc bằng nhau và góc rung bằng nhau thì độ cao của chỏm tuyến tính với tần số (biên độ). Các hạt được nâng cao hơn khi vận tốc góc, tần số càng bé và khoảng dao động càng lớn.

Ngoài dao động thẳng còn có dao động tròn hoặc dao động elip, khi đó số gia tốc được tính:

$$z = \frac{b_n}{g_n} = \frac{a \cdot \omega^2}{g} \cdot \frac{1}{\cos \beta} \quad (7.71)$$

Trong thực tế dao động tròn kinh tế hơn, vì nó tạo được góc rung lớn gấp nhiều lần dao động thẳng. Dao động thẳng có góc rung $\alpha = 30 \div 60^\circ$.

7.7.3. Hiệu suất sàng

Tỷ số lượng hạt lọt qua sàng với lượng hạt có thể lọt qua sàng được gọi là hiệu suất sàng:

$$\eta = \frac{m_1 \cdot 100}{m \cdot a} \% \quad (7.72)$$

trong đó: m_1 – khối lượng hạt dưới sàng (đã lọt qua lỗ sàng), kg;

m – khối lượng vật liệu cho vào sàng, kg;

a – thành phần hạt có thể lọt qua sàng lúc đầu.

Tùy theo kiểu và cấu tạo của sàng, hiệu suất thường được thay đổi trong khoảng 10 + 75%, tối đa đạt 90%.

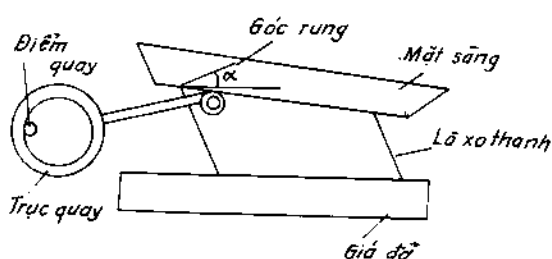
Những yếu tố ảnh hưởng đến hiệu suất sàng:

- Hình dạng và kích thước lỗ sàng;
- Chiều dày lớp vật liệu trên sàng;
- Độ ẩm của vật liệu, và
- Vận tốc và đặc trưng chuyển động trên sàng.

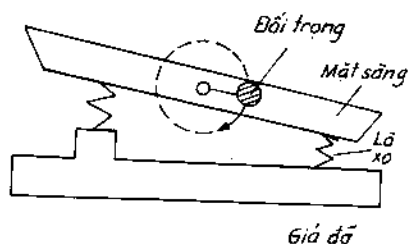
7.7.4. Các dạng kết cấu tạo rung

Theo nguyên lý chuyển động, kết cấu bộ phận tạo rung được chia thành: kết cấu quay lệch tâm, lò xo thẳng, dao động elip và dao động hỗn hợp.

Kết cấu quay lệch tâm là đơn giản nhất, trong đó chuyển động của mặt sàng do thanh đòn hồi tạo ra (hình 7.28a). Kết cấu lò xo thẳng tạo ra dao động tròn (hình 7.28b).



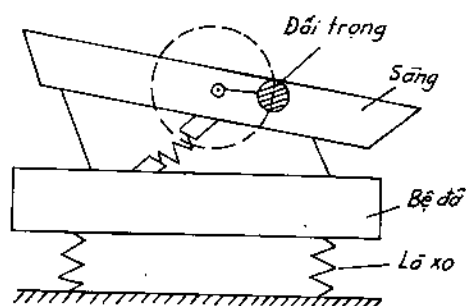
a)



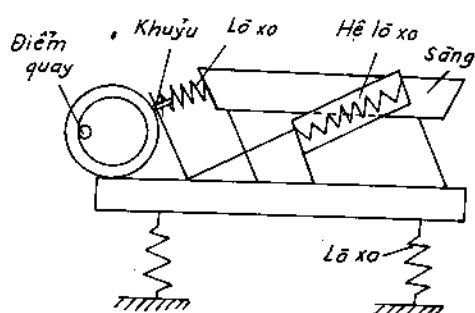
b)

Hình 7.28. Kết cấu tạo rung

Dao động elip nhờ hệ thống lò xo như ở hình 7.29a, tạo ra hai trục dao động khác nhau và có chuyển động elíp. Lực tác dụng tỷ lệ nghịch với đôi trọng.



a)



b)

Hình 7.29. Cơ cấu dao động elíp tổng hợp

Trong trường hợp đưa thêm hệ thống lò xo vào giá đỡ sàng (hình 7.29b), sẽ tạo ra hệ thống dao động nhờ tác dụng của lò xo và khối lượng, nên có dao động hỗn hợp của ba loại dao động trên.

7.7.5. Cấu tạo máy sàng

Người ta có thể phân loại máy sàng theo các cách sau:

- Theo cách làm việc, chia ra loại sàng đứng yên và sàng chuyển động.
- Theo hình dạng của lưới, chia ra loại phẳng, loại hình thùng.
- Theo lỗ lưới, chia ra loại rãnh và loại lỗ.

7.7.5.1. Sàng đứng yên

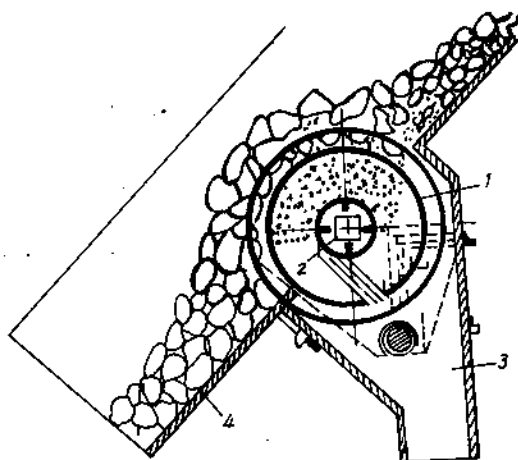
Thực tế loại này ít được dùng vì năng suất thấp. Cấu tạo gồm tấm thép có các rãnh đặt dốc một góc $20 + 25^\circ$. Vật liệu được đổ vào sàng, các hạt nhỏ đi qua lỗ, còn cục lớn trượt theo mặt sàng. Loại này có ưu điểm đơn giản, rẻ, vận hành dễ dàng.

7.7.5.2. Sàng chuyển động

Sàng chuyển động có loại đĩa, loại trục lăn, loại thùng, loại xích.

a) Sàng đĩa

Hình 7.30 trình bày loại sàng đĩa, dùng để sàng cục vật liệu lớn. Cấu tạo gồm một dãy đĩa 1 lắp trên trục nằm ngang 2, sao cho giữa các đĩa tạo thành khe hở để các cục vật liệu đi qua khi đĩa quay. Kích thước của vật liệu lọt qua sàng tương ứng với khoảng cách giữa các đĩa.



Hình 7.30. Sàng đĩa:
1- đĩa; 2- trục; 3- phễu tháo sản phẩm;
4- máy dẫn sản phẩm trên sàng

b) Sàng xích

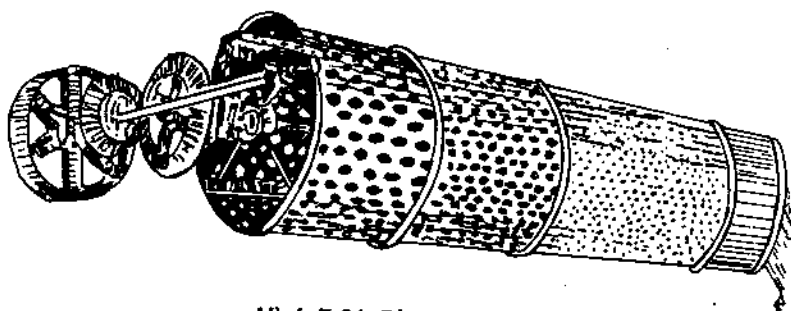
Dùng phân loại các cục vật liệu có kích thước lớn, như trong khai thác đá, quặng. Cấu tạo gồm nhiều xích chuyển động theo trục lăn. Vật liệu đi vào khe hở giữa các mắt xích. Những cục lớn hơn không đi qua khe và được đưa về đầu sàng.

c) Sàng hình thùng

Được dùng rộng rãi trong kỹ thuật. Cấu tạo gồm một thùng quay, trên mặt thùng (thành thùng) có đục lỗ nhỏ đều đặn. Sàng đặt nghiêng một góc nhỏ. Vật liệu vào thùng, hạt nhỏ chui qua lỗ thùng, còn hạt lớn không lọt qua thì chuyển động dọc theo thùng ra ngoài.

Sàng hình thùng có kiểu đặt lệch một góc $2 \div 9^\circ$, có kiểu hình nón, vật liệu chuyển động theo độ dốc của nón, có kiểu hình lăng trụ sáu cạnh hay tám cạnh.

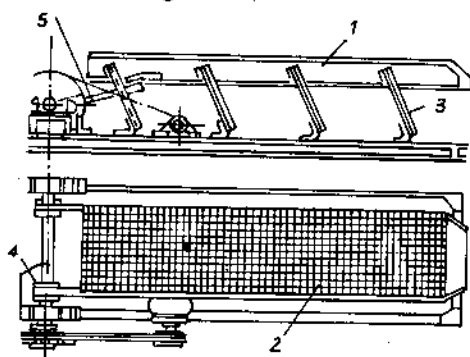
Sàng loại này có thể lắp lưới có lỗ khác nhau và lắp theo hai cách là nối tiếp theo chiều dài hoặc lắp đồng tâm. Loại sàng hình thùng có nhược điểm phân loại kém hơn sàng rung hay sàng lắc. Mặt khác khi dùng có tiếng ồn, không tận dụng hết mặt sàng, nặng nề và nhiều bụi.



Hình 7.31. Sàng hình thùng

d) Sàng lắc

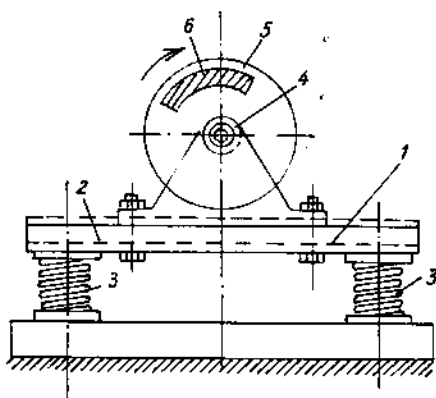
Sàng lắc là loại rất phổ biến. Cấu tạo gồm một thùng chữ nhật trong có lắp lưới lỗ. Sàng chuyển động lắc nhờ bánh xe lệch hay có cơ cấu cam. Sàng đặt nghiêng một góc $7 \div 14^\circ$. Thùng đặt trên bốn hay sáu thanh đàn hồi 3. Sàng chuyển động lắc nhờ cơ cấu lệch tâm 4 và tay biên 5. Số vòng quay 300 đến 500 vg/ph. Sàng có thể làm việc theo phương pháp khô hay ướt. Ưu điểm của sàng lắc là năng suất cao, chắc chắn, sử dụng và lắp ghép dễ dàng. Nhưng có nhược điểm là cấu tạo không cân bằng nên làm rung chuyển khi làm việc, vì vậy phải có bộ đặt.



Hình 7.32. Sàng lắc:
1- hộp sàng; 2- lưới; 3- thanh đàn hồi;
4- cơ cấu lệch tâm; 5- tay biên

e) Sàng rung

Loại sàng này được dùng rộng rãi. Sàng có thể lắp phẳng hay nghiêng, sàng rung nhờ cơ cấu đặc biệt. Số lần rung khoảng 900 đến 1500 trong một phút (có khi đến 3600), biên độ dao động khoảng $0,5 \div 13$ mm. Do không bị giữ cứng hoàn toàn, nên sự dao động ở các điểm trên bề mặt sàng không đồng nhất và phụ thuộc vào vận tốc góc của trục, vào sự đàn hồi của lò xo, vào sự chuyển động của sàng và vật liệu, v.v. Hình 7.33 mô tả cấu tạo sàng rung.



Hình 7.33. Sàng rung:
1- hộp sàng; 2- lưới; 3- lò xo; 4- trục;
5- bánh đà; 6- bộ phận chống cân bằng

Chương 8

VÍ DỤ VÀ BÀI TẬP

8.1.1. Xác định vận tốc lắng của hạt rắn có đường kính 1 mm và khối lượng riêng $\rho_r = 2500 \text{ kg/m}^3$ trong nước ở 10°C và ở 60°C .

Nếu thay nước bằng dầu ở 10°C có độ nhớt 4 P (poa) và khối lượng riêng

$$\rho = 870 \text{ kg/cm}^3.$$

GIẢI:

Độ nhớt của nước: ở 10°C là $\mu = 1,3077 \text{ cP}$
60°C $\mu = 0,4680 \text{ cP}$

Theo công thức:

$$\phi_w Re^2 = \frac{4}{3} \cdot \frac{d^3 g(\rho_r - \rho) \rho^2}{\mu^2 \rho} = \frac{4}{3} \cdot \frac{d^3 g(\rho_r - \rho) \rho}{\mu^2}$$

$$\phi_w Re^2 = \frac{4}{3} \cdot \frac{(10^{-3})^3 \cdot 9,81 \cdot (2500 - 1000) 1000}{1,3077^2 (10^{-3})^2} = 11473$$

$$Ar = \frac{3}{4} Re^2 \phi_w = \frac{3}{4} \cdot 11473 = 8604,75$$

$$Re = \left(\frac{Ar}{13,9} \right)^{1/1,4} = 619^{1/1,4} = 98,6$$

$$W_o = \frac{Re \cdot \mu}{d \cdot \rho} = \frac{98,6 \cdot 1,3077 \cdot 10^{-3}}{10^{-3} \cdot 1000} = 0,129 \text{ m/s}$$

Vận tốc lắng trong nước 60°C:

$$\phi_w Re^2 = \frac{4}{3} \cdot \frac{(10^{-3})^3 \cdot 9,81 \cdot (2500 - 1000) 1000^2}{0,468^2 (10^{-3})^2 \cdot 1000} = 89579$$

$$Ar = \frac{3}{4} Re^2 \phi_w = 67184$$

$$Re = \left(\frac{Ar}{13,9} \right)^{1/1,4} = (4833)^{1/1,4} = 428$$

$$W_o = \frac{428 \cdot 0,468 \cdot 10^{-3}}{10^{-3} \cdot 1000} = 0,2 \text{ m/s}$$

Vận tốc lắng trong dầu ở 10°C.

$$\phi_w Re^2 = \frac{4}{3} \cdot \frac{(10^{-3})^3 \cdot 9,81 \cdot (2500 - 870) 870^2}{0,4^2 \cdot 870} = 0,116$$

$$Ar = \frac{3}{4} Re^2 \phi_w = \frac{3}{4} \cdot 0,116 = 0,087$$

$$Re = \frac{0,087}{18} = 0,0048$$

$$W_o = \frac{4,8 \cdot 10^{-3} \cdot 0,4}{10^{-3} \cdot 870} = 2,2 \cdot 10^{-3} \text{ m/s.}$$

8.1.2. Đường kính của thùng lắng thay đổi như thế nào khi đường kính của hạt rắn thay đổi theo định luật Stokes, tức ở $Re = 0,2$.

GIẢI:

Từ công thức:

$$W_{01} = \frac{d_1^2 (\rho_r - \rho)}{18\mu} g$$

$$W_{02} = \frac{d_2^2 (\rho_r - \rho)}{18\mu} g$$

Ta có:

$$\frac{W_{01}}{W_{02}} = \frac{d_1^2}{d_2^2}$$

Mặt khác:

$$D_1^2 \sim F_1 = \frac{Q}{W_{01}}$$

$$D_2^2 \sim F_2 = \frac{Q}{W_{02}}$$

$$\text{Rút ra:} \quad \frac{D_1^2}{D_2^2} = \frac{F_1}{F_2} = \frac{W_{02}}{W_{01}}$$

$$\text{Vậy ta có:} \quad \frac{D_1}{D_2} = \frac{d_2}{d_1}$$

Chúng tỏ đường kính của thùng lắng tỷ lệ nghịch với đường kính hạt rắn.

8.1.3. Tính diện tích đáy và chiều cao của thiết bị lắng để lắng huyền phù có các số liệu thực nghiệm sau:

Tỷ lệ huyền phù cho 10 m^3 nước/tấn bã rắn.

Tỷ lệ sau khi lắng $n = 1,25 \text{ m}^3$ nước/tấn bã rắn.

Vận tốc lắng lúc bắt đầu $w_0 = 0,5 \text{ m/h}$.

Thời gian lắng vùng nén: $t = 1 \text{ h}$.

Thời gian lắng cực đại: $t = 2,4 \text{ h}$.

Tỷ lệ huyền phù vào vùng nén: $n_K = 2 \text{ m}^3/\text{tấn}$ bã rắn.

Biết rằng lượng bã thu được 16 tấn trong 24 h. Khối lượng riêng của bã $\rho_r = 2620 \text{ kg/m}^3$.

GIẢI:

Bề mặt lắng được tính:

$$F_e = \frac{V}{W_0} = \frac{10 - 1,25}{0,5} = 17,5 \left(\frac{\text{m}^2}{\text{t}} \cdot \text{h} \right)$$

$$F = \frac{17,5 \cdot 16}{24} = 11,67 \text{ m}^2.$$

Để an toàn nên chọn bề mặt thùng lắng 16 m^2 . Như vậy thùng lắng có đường kính vào khoảng 4,5 m.

Chiều cao lắng được tính bao gồm chiều cao vùng nén và chiều cao vùng lắng tự do, tức khi nén lớp bã hình thành và tạo vùng nén.

Chiều cao vùng nén:

$$Q_{Fe} = \frac{t_e - t}{Fe} = \frac{2,4 - 1}{17,5} = 0,08 \text{ tấn/m}^2$$

$$n_{tb} = \frac{(2 + 1,25)}{2} = 1,625 \text{ m}^3/\text{tấn}$$

$$S = \frac{2,62}{1,625 \cdot 2,62 + 1} = 0,5 \text{ tấn/m}^3$$

$$h_k = \frac{Q_{Fe}}{S} = \frac{0,08}{0,5} = 0,16 \text{ m}$$

Chiều cao của vùng lắng tự do:

$$Q_{Fe} = \frac{1}{17,5} = 0,0572 \text{ tấn/m}^2$$

$$n_{tb} = \frac{10 + 2}{2} = 6 \text{ m}^3/\text{tấn}$$

$$S = \frac{2,62}{6 \cdot 2,62 + 1} = 0,1567 \text{ tấn/m}^3$$

$$h_l = \frac{0,0572}{0,1567} = 0,365 \text{ m.}$$

Để tính chiều cao toàn bộ của thùng lắng thì cần thêm không gian cho huyền phù vào cao khoảng 0,4 m, kết cấu nắp thùng 0,6 m và phần nghiêng 0,5 m. Vậy thùng cao:

$$H = \sum h_i = 0,4 + 0,16 + 0,365 + 0,6 + 0,5 = 2 \text{ m.}$$

8.1.4. Tiến hành lọc dung dịch $\text{CaCO}_3/\text{H}_2\text{O}$ trên thiết bị lọc khung bản có diện tích $0,093 \text{ m}^2$. Đo lượng nước trong ở áp suất $\Delta p = 2,1 \text{ kp/cm}^2$ và $\Delta p = 3,5 \text{ kp/cm}^2$ theo bảng 8.1.

Bảng 8.1

$\Delta p = 2,1 \text{ kp/cm}^2$		$\Delta p = 3,5 \text{ kp/cm}^2$	
Thời gian lọc, s	Lượng nước lọc, l	Thời gian lọc, s	Lượng nước lọc, l
0	0	0	0
26	2,27	19	2,27
98	4,54	68	4,54
211	0,81	142	6,81
361	9,08	241	9,08
555	11,35	368	11,35
788	13,62	524	13,62
1083	15,89	702	15,89

Nồng độ huyền phù $w = 13,9 \%$ (khối lượng)

Độ nhớt nước lọc $\mu = 87,3 \cdot 10^{-6} \text{ kp.s/m}^2$

Khối lượng riêng nước lọc $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$

Khối lượng riêng hạt rắn $\rho_r = 2600 \text{ kg/m}^3$

Khối lượng riêng của bã $\rho_b = 1170 \text{ kg/m}^3$ ở $\Delta p = 2,1 \text{ kp/cm}^2$

$$\rho_b = 1165 \text{ kg/m}^3 \text{ ở } \Delta p = 3,5 \text{ kp/cm}^2.$$

Độ ẩm của bã $\varphi = 32,1\%$ khối lượng ở $\Delta p = 2,1 \text{ kp/cm}^2$

$$\varphi = 31,7\% \text{ khối lượng ở } \Delta p = 3,5 \text{ kp/cm}^2.$$

Cần xác định:

- 1- Trở lực riêng của bã ξ_b ?
- 2- Trở lực của vách ngăn ξ_v ?
- 3- Độ xốp trung bình của bã ε ?

GIẢI:

ξ_b và ξ_v được xác định như là hằng số lọc dựa vào đồ thị $\frac{\Delta\tau}{\Delta V} = f(V)$.

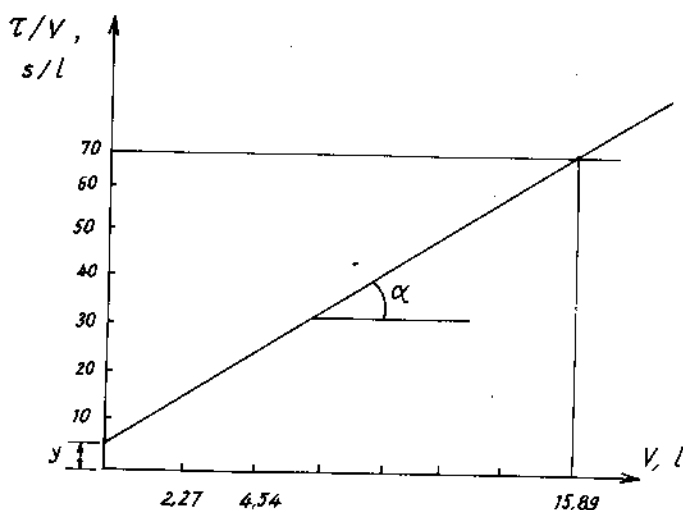
Mặt khác ξ_b và ξ_v cũng có thể được tính theo phương trình vi phân của Carmann:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{\Delta p \cdot F}{\mu \left[\frac{\xi_b w \cdot V}{(1 - w \cdot \varphi) F} + \xi_v \right]}$$

Dạng tích phân là:

$$\frac{\tau}{V} = \frac{\xi_b \mu w}{2F^2 (1 - w \cdot \varphi) \Delta p} V + \frac{\mu \xi_v}{F \cdot \Delta p}$$

Phương trình có dạng đường thẳng của quan hệ giá trị giữa τ và V ở hiệu số áp suất Δp (hình 8.1) là quan hệ $\frac{\tau}{V} = f(V)$ ở $\Delta p = 2,1 \text{ kp/cm}^2$.



Hình 8.1

Qua đồ thị ta được:

$$\operatorname{tg} \alpha = 4,02 \text{ s/dm}^6, \text{ nên } y = 3,3 \text{ s/dm}^3$$

Rút ra:

$$\frac{\mu \xi_b w}{2F^2 (1 - w \cdot \varphi) \Delta p} = 4,02$$

và:

$$\frac{\mu \xi_v}{F \Delta p} = 3,3$$

Vì thứ nguyên của ξ_b là m/kg và của ξ_v là 1/m, nên các đại lượng trong phương trình cũng chứa các thứ nguyên ở hệ cơ sở (m, kg, s), vậy:

- $\mu = 87,3 \cdot 10^{-6} \text{ kps/m}^2 \cdot 9,81 \text{ kg.m/s}^2 \cdot \text{kp} = 0,856 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms}$.
- $w = 13,9\%$ (theo huyền phù).

Vì trong phương trình Carmann thứ nguyên của w là kg hạt rắn/m³ chất lỏng lọc, nên:

$$W = \frac{0,139}{1 - 0,139} = 0,1615 \text{ kg/kg} = 161,5 \text{ kg CaCO}_3/\text{m}^3 \text{ H}_2\text{O}$$

$$\varphi = \frac{0,321}{1 - 0,321} = 0,472 \text{ kg/kg} = 0,472 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \text{ H}_2\text{O /kg bã khô}$$

$$\frac{W}{1 - W\varphi} = \frac{161,5}{1 - 161,5 \cdot 0,472 \cdot 10^{-3}} = 175 \text{ kg/m}^3.$$

- $\Delta p = 2,1 \text{ kp/cm}^2 \cdot 9,81 \text{ kgm/s}^2 \cdot \text{kp} \cdot 10^4 \text{ cm}^2/\text{cm}^2 = 2,06 \cdot 10^6 \text{ kg/m.s}^2$
- $\operatorname{tg} \alpha = 4,02 \text{ s/dm}^6 = 4,02 \cdot 10^6 \text{ s/m}^6$.

Trở lực bã trung bình được tính:

$$\xi_b = 4,02 \cdot 10^6 \frac{2F^2 \cdot \Delta p (1 - W_\varphi)}{\mu \cdot W}$$

$$\xi_b = \frac{4,02 \cdot 10^6 \cdot 8,65 \cdot 10^{-3} \cdot 2,06 \cdot 10^5}{0,856 \cdot 10^{-3} \cdot 1,75 \cdot 10^2}$$

$$\xi_b = 0,955 \cdot 10^{11} \text{ m/kg}$$

Trở lực vách ngăn:

$$\xi_v = 3,3 \cdot 10^3 \cdot \frac{9,3 \cdot 10^{-2} \cdot 2,06 \cdot 10^5}{0,856 \cdot 10^{-3}}$$

$$\xi_v = 0,738 \cdot 10^{11} \text{ m}^{-1}.$$

Độ xốp của bã:

$$(1 - \varepsilon) \rho_r = \rho_b$$

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_b}{\rho_r} = 1 - \frac{1170}{2600} = 1 - 0,45$$

$$\varepsilon = 0,55.$$

Với $\Delta p = 3,5 \text{ kp/cm}^2$ cũng được tính tương tự.

8.1.5. Xác định bề mặt lọc và số vòng quay của máy lọc chân không thùng quay, để lọc huyền phù có nồng độ 15% khối lượng với năng suất $5 \text{ m}^3/\text{h}$. Bã thu được có độ ẩm 30% khối lượng. Máy làm việc ở áp suất 600 torr, nhiệt độ huyền phù 20°C .

Qua thực nghiệm, để bã có độ ẩm như trên cần thời gian 60 s; trở lực riêng của bã và của vách ngăn là:

$$\xi_b = 0,706 \cdot 10^{11} \text{ m/kg};$$

$$\xi_v = 0,830 \cdot 10^{11} \text{ m}^{-1}.$$

GIẢI:

1- Xác định số vòng quay:

Từ công thức tính thời gian lọc

$$\tau = \frac{\sigma}{n}$$

ta tính được τ , trong vùng sấy:

$$\tau_s = \frac{\sigma_s}{n}$$

với σ_s là thành phần của vùng sấy so với toàn thùng.

Vùng lọc chiếm 1/3, nên khớp điều chỉnh phân bố: 108° cho lọc, 180° cho sấy và 72° cho tách bã và làm sạch vải lọc. Vậy:

$$\tau_s = 60 \text{ s}$$

$$\sigma_s = 0,5 \quad (\text{vì } \sigma_s = \frac{180}{360})$$

$$n = \frac{\sigma_t}{\tau_t} = \frac{0,5}{60} = 0,5 \text{ vg/ph} = 30 \text{ vg/h.}$$

Thời gian lọc trong một vòng quay sẽ là:

$$\tau_l = \frac{\sigma_l}{n} = \frac{0,3 \cdot 60}{0,5} = 36 \text{ s.}$$

2- Tính bề mặt lọc

Theo công thức tính năng suất lọc:

$$V = n \left[F_o \frac{-\mu \xi_v + \sqrt{\mu^2 \xi_v^2 + 2\mu \xi_b \varphi (w/(1-w \cdot \varphi)) \cdot \Delta p (\sigma/n)}}{\mu \xi_b [w/(1-w \cdot \varphi)]} \right]$$

ta tính được lưu lượng riêng của nước lọc (ở đây bề mặt của vùng lọc giả dụ 1 m²). Ta có:

$$\mu = 10^{-3} \text{ kg/m.s}$$

$$\tau = 36 \text{ s}$$

$$\xi_v = 0,83 \cdot 10^{11} \text{ 1/m}$$

$$w = \frac{0,15}{1 - 0,15} = 0,1765 \text{ kg/kg} = 176,5 \text{ kg/m}^3 \text{H}_2\text{O}$$

$$F = 1 \text{ m}^2$$

$$\xi_b = 0,706 \cdot 10^{11} \text{ m/kg}$$

$$\varphi = \frac{0,3}{1 - 0,3} = 0,429 \text{ kg/kg}$$

$$\Delta p = 8 \cdot 10^4 \text{ kg/ms}^2$$

$$\varphi = 0,429 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \text{H}_2\text{O/kg bã khô}$$

$$\rho_{hp} = 1120 \text{ kg/m}^3$$

$$\frac{w}{1 - w \cdot \varphi} = \frac{176,5}{1 - 176,5 \cdot 0,429 \cdot 10^{-3}} = 191 \text{ kg/m}^3.$$

$$V = \frac{-10^{-3} \cdot 0,83 \cdot 10^{11} + \sqrt{10^{-6} \cdot 0,689 \cdot 10^{22} + 2 \cdot 10^{-3} \cdot 0,706}}{10^{-3} \cdot 0,706 \cdot 10^{11}} =$$

$$= 30 \left[1,54 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{m}^2 \right]$$

$$V = 0,462 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}.$$

Lượng nước trong được xác định như sau:

5 m³ huyền phù có khối lượng 5600 kg (5.112). Lượng bã rắn có 840 kg (5600 kg × 0,15 kg hạt rắn/kg huyền phù). Vậy lượng nước trong là 5600 – 840 = 4760 kg = 4,76 m³ trong một giờ.

Diện tích của vùng lọc sẽ là:

$$F_o = \frac{4,76}{0,462} = 10,3 \text{ m}^2$$

Vậy diện tích toàn bộ của máy lọc là:

$$F = \frac{10,3}{0,3} \approx 35 \text{ m}^2.$$

8.1.6. Xác định hằng số rửa K_w theo kết quả thực nghiệm của quá trình rửa bã trong dung dịch NaCl sau khi lọc:

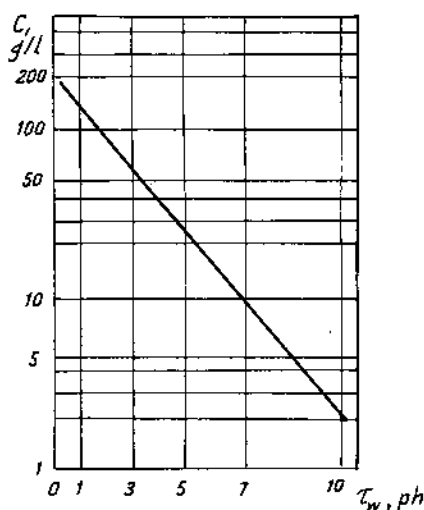
Chiều dày lớp bã $H = 1,1 \text{ cm}$

Cường độ rửa $q_w = 0,001 \text{ l/cm}^2 \text{ ph.}$

Kết quả đo như ở bảng 8.2

Bảng 8.2

Thời gian rửa τ_w, ph	Nồng độ $C, \text{g/l}$
0	150
1	100
3	42
5	17,7
7	7,7
10	2,0



Hình 8.2

GIẢI:

Từ công thức:

$$\frac{\tau_{w2} - \tau_{w1}}{\lg C_1 - \lg C_2} = \frac{2,3 H}{K_w q_w}$$

Tính được K_w theo từng cặp giá trị của τ_w và nồng độ tương ứng và lấy giá trị trung bình, từ kết quả đo cặp (τ_1, C_1) và (τ_6, C_6) nằm trên đường thẳng nên chọn để tính K_w :

$$\frac{\tau_6 - \tau_1}{\lg C_1 - \lg C_6} = \frac{2,3 \cdot 1,1}{K_w \cdot 0,001}$$

$$K_w = \frac{2,3 \cdot 1,1}{0,001} \cdot \frac{\lg \left(\frac{C_1}{C_6} \right)}{\tau_6 - \tau_1} = \frac{2,3 \cdot 1,1 \cdot \lg \left(\frac{150}{2} \right)}{0,001 (10 - 1)}$$

$$K_w = 474 \text{ cm}^3/\text{l}$$

Thời gian rửa để bã đạt được nồng độ cuối của nước rửa là 0,5 g/l:

$$\tau_2 - \tau_1 = \Delta\tau = \frac{2,3 \cdot H}{K_w \cdot q_w} \lg \left(\frac{C_1}{C_2} \right)$$

$$\Delta\tau = \frac{2,3 \cdot 1,1}{474 \cdot 0,001} \lg \left(\frac{150}{0,5} \right)$$

$$\Delta\tau = 13,2 \text{ ph.}$$

Xác định nồng độ để đạt được nước rửa sau 20 ph:

$$C_{20} = C_1 \cdot e^{-\frac{k_w q_w}{H}} = 150 \cdot e^{-\frac{474 \cdot 0,001 \cdot 20}{1,1}}$$

$$\lg C_{20} = \lg 150 - \frac{474 \cdot 0,001 \cdot 20}{1,1}$$

$$C_{20} = 0,002667 \text{ g/l.}$$

8.1.7. Cần chứng minh tính hợp lý của định luật Stockes cho quá trình lắng trong một xyclôn có đường kính $D = 10 \text{ mm}$; $d_e = \frac{D}{7}$; $d_o = \frac{D}{5}$; $\theta = 9^\circ$.

$$n = 0,8; \quad \alpha = 0,45$$

$$\rho_r = 9700 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 1 \text{ cP}$$

GIẢI:

$$Re = \frac{\rho \cdot w \cdot d}{\mu}$$

$$w = \frac{(\rho_r - \rho)}{18\mu} d^2 \cdot \frac{V_t^2}{r}$$

$$Re = \frac{\rho(\rho_r - \rho)}{18\mu^2} d^3 \cdot \frac{V_t^2}{r}$$

$$V_t = 0,45 \cdot V_e = 0,45 \frac{4Q}{\pi d_e^2} = 0,45 \cdot \frac{4 \cdot 49 \cdot Q}{\pi D^2}$$

$$V_t = 28,1 \frac{Q}{D^2}$$

Hằng số của phương trình vận tốc:

$$V_t \cdot r^{0,8} = 28,1 \frac{Q}{D^2} \left(\frac{D}{2} \right)^{0,8} = 16,2 \frac{Q}{D^{1,2}}$$

Vận tốc tiếp tuyến cho mỗi điểm được xác định.

Q được tính qua phương trình tổn thất áp suất:

$$\frac{\Delta p}{\frac{1}{2} \rho \cdot V_e^2} = \frac{\alpha^2}{n} \left[\left(\frac{D}{d_o} \right)^{2n} - 1 \right]$$

$$\Delta p = \frac{\rho}{2} V_e^2 \frac{\alpha^2}{n} \left[\left(\frac{D}{d_o} \right)^{2n} - 1 \right]$$

$$\Delta p = \frac{100}{2} \cdot \frac{Q \cdot 4^2 \cdot 7^4}{D^4} \cdot \frac{0,45^2}{0,8} (5^{1,6} - 1)$$

$$\Delta p = 6 \cdot 10^5 \frac{Q^2}{D^4}$$

$$Q = \sqrt{\frac{\Delta p \cdot D^4}{6 \cdot 10^5}} = \sqrt{\frac{4,5 \cdot 10^4 \cdot 10^{-8}}{6 \cdot 10^5}} = \sqrt{7,5} \cdot 10^{-5}$$

$$Q = 2,74 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}.$$

$$Re = \frac{100 \cdot 870}{18 \cdot 10^{-8}} \cdot \frac{V_t^2 \cdot d^3}{r} = 4,83 \cdot 10^{11} \cdot \frac{V_t^2 d^3}{r}$$

Vậy:
$$V_t \cdot r^{0,8} = 16,2 \frac{2,74 \cdot 10^{-5}}{10^{-2} \cdot 1,2} \approx 0,044 .$$

Kích thước hạt bã được xác định đối với bán kính khác nhau của xyclôn theo định luật Stockes ($Re = 0,2$).

Với $r = 1 \text{ mm} \hat{=} 10^{-3} \text{ m}$ tính được V_t :

$$V_t = \frac{0,044}{10^{-3 \cdot 0,8}} = 0,044 \cdot 10^{-2,4} = 11,109 \text{ m/s}.$$

Chuẩn số Re ở bán kính này được tính:

$$Re = 4,83 \cdot 10^{11} \cdot \frac{11,109 \cdot d^3}{10^{-3}} = 596 \cdot 10^{14} \cdot d^3$$

$$Re \approx 6 \cdot 10^{16} \cdot d^3$$

Với $Re = 0,2$ thì:

$$d = \sqrt[3]{\frac{0,2}{6 \cdot 10^{16}}} = \sqrt[3]{3,33 \cdot 10^{-6}} = 1,4938 \cdot 10^{-6} \text{ m}$$

$$d \approx 1,5 \text{ } \mu\text{m}.$$

Kích thước giới hạn của hạt rắn đối với kích thước hạt khác nhau được tổng hợp ở bảng 8.3.

Bảng 8.3

$r, \text{ m}$	$V_t, \text{ m/s}$	$Re \text{ [với } d \text{ (m)]}$	$d, \text{ } \mu\text{m}$
$1 \cdot 10^{-3}$	11,109	$6 \cdot 10^{16} \cdot d^3$	1,5
$1,5 \cdot 10^{-3}$	8,031	$3,12 \cdot 10^{16} \cdot d^3$	1,9
$2 \cdot 10^{-3}$	6,391	$1,97 \cdot 10^{16} \cdot d^3$	2,2
$3 \cdot 10^{-3}$	4,613	$1,03 \cdot 10^{16} \cdot d^3$	2,7
$4 \cdot 10^{-3}$	3,665	$6,49 \cdot 10^{15} \cdot d^3$	3,1
$5 \cdot 10^{-3}$	3,065	$4,56 \cdot 10^{15} \cdot d^3$	3,5

8.1.8. Cần xác định kích thước của xyclôn để tách bã khỏi huyền phù theo phương pháp Rietema. Giới hạn tách là $d_{50} = 5 \text{ } \mu\text{m}$.

Cho khối lượng riêng của chất lỏng $\rho = 760 \text{ kg/m}^3$; $\mu = 0,7 \text{ cP}$.

Khối lượng riêng của hạt rắn $\rho_r = 1800 \text{ kg/m}^3$.

Tổn thất áp suất $\Delta p = 4 \text{ kp/cm}^2$.

Cần xác định với giá trị $\frac{C_1}{50} = 3,5$ và kích thước hình học tương ứng xyclôn theo Rietema.

GIẢI:

$$\frac{d_{50}^2 (\rho_r - \rho) \Delta p}{\mu^2} = \frac{(5 \cdot 10^{-6})^2 \cdot (180 - 76) 4 \cdot 10^6}{49 \cdot 10^{-10}} = 2,12 \cdot 10^4$$

Theo hình 5.136 ta tính được:

$$D \left(\frac{\rho}{\mu} \right) \sqrt{\frac{\Delta p}{\rho}} = 10^6$$

$$Q \left(\frac{\rho}{\mu} \right)^2 \sqrt{\frac{\Delta p}{\rho}} = 2,6 \cdot 10^{10}$$

Rút ra:

$$D = 10^6 \sqrt{\frac{\rho}{\Delta p}} \left(\frac{\mu}{\rho} \right) = 10^6 \sqrt{\frac{76}{4 \cdot 10^4}} \left(\frac{0,7 \cdot 10^{-4}}{76} \right)$$

$$D = 0,0402 \text{ m} \approx 40 \text{ mm}$$

$$Q = 2,6 \cdot 10^{10} \sqrt{\frac{\rho}{\Delta p}} \left(\frac{\mu}{\rho} \right)^2 = 2,6 \cdot 10^{10} \sqrt{\frac{76}{4 \cdot 10^4}} \left(\frac{0,7 \cdot 10^{-4}}{76} \right)$$

$$Q = 0,00096 \text{ m}^3/\text{s} \hat{=} 0,96 \text{ l/s} \hat{=} 58 \text{ l/ph.}$$

Vì kích thước hình học của xyclôn đã cho, nên:

$$d_e = 0,28.D = 11,2 \text{ mm};$$

$$d_o = 0,34.D = 13,6 \text{ mm};$$

$$L = 5.D = 200 \text{ mm.}$$

8.1.9. Máy lắng ly tâm làm việc gián đoạn trong một giờ lắng được 8 m^3 huyền phù. Máy có số vòng quay $n = 1200 \text{ vg/ph}$ và đường kính thùng quay $D = 850 \text{ mm}$. Huyền phù loãng đến nỗi sau một giờ mới hình thành bã rắn. Cho trọng lượng riêng của huyền phù $\gamma = 1000 \text{ kp/m}^3$ và của bã $\gamma_r = 1800 \text{ kp/m}^3$. Đường kính hạt rắn $d = 10 \mu\text{m}$; độ nhớt động học $\nu = 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$. Cần xác định:

- 1 – Chiều dài của thùng quay, nếu đổ đầy 50% để bảo đảm quá trình làm việc.

- 2 – Khả năng tách bã của máy lắng ly tâm lớn gấp bao nhiêu lần so với quá trình lắng trọng lực trong bể lắng?
- 3 – Năng suất tăng như thế nào khi tăng gấp đôi số vòng quay và khi tăng gấp đôi chiều dài thùng quay?

GIẢI:

1 – Thời gian lắng:

$$\tau_1 = \frac{0,29 \cdot R}{w_z}$$

trong đó: $w_z = \frac{d^2 (\gamma_r - \gamma)}{18 \nu \cdot \gamma} r_{tb} w^2$

$$r_{tb} = \frac{R + 0,71 R}{2} = 0,85 R = 0,361 \text{ m}$$

$$w = \frac{\pi \cdot n}{30} = \frac{3,14 \cdot 1200}{30} \approx 125,6 \text{ 1/s}$$

$$w_z = \frac{(10 \cdot 10^{-6})^2 (1800 - 1000)}{18 \cdot 10^{-6} \cdot 1000} 0,361 \cdot 125,6^2 = 2,47 \cdot 10^{-2} \text{ m/s}$$

$$w_z = 24,7 \text{ mm/s}$$

$$\tau_1 = \frac{0,29 \cdot 0,425}{2,47 \cdot 10^{-2}} = 4,99 \approx 5 \text{ s.}$$

Ngoài ra thời gian lắng cũng được tính;

$$\tau_1 = \frac{l}{w_{tb}} = l \cdot \frac{\pi (R^2 - r_1^2)}{Q}$$

$$r_1 = 0,71 R$$

$$l = \frac{\tau_1 \cdot Q}{\pi [R^2 - (0,71 R)^2]} = \frac{5,8}{3600 \cdot 3,14 (0,425^2 - 0,302^2)}$$

$$l = 0,393 \text{ m.}$$

Chọn chiều dài thùng quay $l = 400 \text{ mm}$, tương ứng với đường kính thùng $D = 850 \text{ mm}$.

2 – Yếu tố phân ly:

$$K_p = \frac{w^2}{r \cdot g} = \frac{\pi^2 D \cdot n^2}{g \cdot 1800} = \frac{\pi^2 \cdot 0,850 \cdot 1200^2}{9,81 \cdot 1800} = 400$$

$\omega_0 = \frac{\omega_z}{K_p}$, nên vận tốc lắng ly tâm: $\omega_z = \omega_0 K_p$, tức lắng ly tâm lớn

gấp 400 lần lắng thông thường trong bể lắng.

3 - Từ công thức tính chiều dài thùng quay, ta thấy $l \sim Q$, nên năng suất tăng gấp đôi khi chiều dài thùng tăng gấp đôi. Mặt khác từ:

$$\omega_z = \frac{d^2 (\gamma_r - \gamma)}{18 \nu \cdot \gamma} r_{tb} \left(\frac{n}{30} \right)^2$$

ta thấy ω_z , $1/\tau_1$ tăng gấp 4 lần, nên năng suất cũng tăng gấp bốn lần, khi số vòng quay tăng gấp đôi.

8.1.10. Theo dữ kiện ở bài 8.1.9, cần xác định số vòng quay của thùng, nếu hạt rắn có kích thước $2 \mu\text{m}$ và lắng trong môi trường là benzen có trọng lượng riêng $\gamma = 880 \text{ kg/m}^3$, $\mu = 57,2 \cdot 10^{-6} \text{ kp.s/m}^2$.

GIẢI:

Vận tốc lắng tính theo công thức:

$$\omega_z = \frac{d^2 (\gamma_r - \gamma)}{18 \cdot \nu \cdot \gamma} r_{tb} \cdot \omega^2$$

$$\omega = \sqrt{\frac{\omega_z \cdot 18 \cdot \nu \cdot \gamma}{r_{tb} d^2 (\gamma_r - \gamma)}}$$

Theo đầu bài 8.1.9, thời gian lắng $\tau_1 = 5 \text{ s}$, chiều dài thùng $l = 0,393 \text{ m}$, nên vận tốc lắng $\omega_z = 2,47 \cdot 10^{-2} \text{ m/s}$, $\mu = \nu \cdot \rho$.

$$\nu = \frac{57,2 \cdot 10^{-6}}{80} = 0,65 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\omega = \sqrt{\frac{2,47 \cdot 10^{-2} \cdot 18 \cdot 0,65 \cdot 10^{-6} \cdot 880}{0,361 \cdot (2 \cdot 10^{-6})^2 \cdot (1800 - 880)}} = 440 \text{ 1/s}$$

$$n = \frac{\omega \cdot 30}{\pi} = \frac{440 \cdot 30}{3,14} = 4200 \text{ vg/ph.}$$

Số vòng quay đạt được quá lớn, vì vậy cần phải có bộ đỡ chắc chắn.

8.1.11. Cần xác định áp lực tác dụng lên thành máy lọc ly tâm. Biết thùng quay 1200 vg/ph và có đường kính $D = 1$ m. Khi làm việc tạo lớp huyền phù dọc thành thùng một lớp dày 80 mm (cho $\rho = 180 \text{ kp.s}^2/\text{m}^4$, $\rho_r = 300 \text{ kp.s}^2/\text{m}^4$).

GIẢI:

Công thức tính áp lực:

$$P = \frac{\rho}{2} w^2 \cdot H (D - H)$$

$$w = \frac{\pi \cdot n}{30} = \frac{\pi \cdot 1200}{30} = 125,6 \text{ 1/s}$$

$$P = \frac{180}{2} \cdot 125,6^2 \cdot 0,08 (1 - 0,08) = 105000 \text{ kp/m}^2 \hat{=} 10,5 \text{ kp/cm}^2.$$

Cần lưu ý trong trường hợp lọc, lớp bám bề mặt thùng sẽ là lớp bã, nên áp lực cho cuối quá trình là:

$$P = \frac{300}{2} \cdot 125,6^2 \cdot 0,08 (1 - 0,08) = 174000 \text{ kp/m}^2 \hat{=} 17,4 \text{ kp/cm}^2.$$

8.1.12. Xác định độ phân ly của quá trình tách bằng xyclôn lỏng theo kết quả đo được ở bảng số liệu sau:

Các hạt dễ tách		Các hạt khó tách	
$d, \mu\text{m}$	$D, \%$	$d, \mu\text{m}$	$D, \%$
88	88,2	62	97,5
43,5	55	37,6	82,2
30,4	24,5	20,4	63,5
21,2	11,7	18,7	38,7
19,4	5	13,4	24,2
9,2	4	9,35	20,4
6,4	3	7,56	17,5

Lượng phía dưới $Q_d = 7,15 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$

Lượng phía trên $Q_{tr} = 92,0 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$

Nồng độ phía dưới $C_d = 30 \text{ kg/m}^3$

Nồng độ phía trên $C_{tr} = 4,03 \text{ kg/m}^3$.

GIẢI:

Xác định hiệu suất tách của các hạt dễ tách:

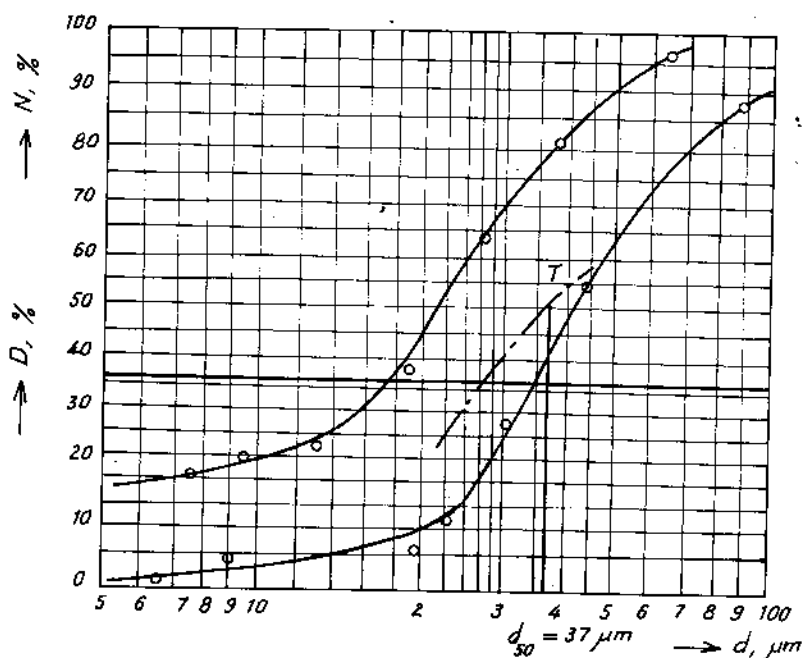
$$A_A = \frac{F_d}{F_d + F_{tr}} \cdot 100, \%$$

Lượng hạt được nhuộm màu:

$$F_d = Q_d \cdot C_d = 7,15 \cdot 10^{-5} \cdot 30 = 214,5 \cdot 10^{-5} \text{ kg/s}$$

$$F_{tr} = Q_{tr} \cdot C_{tr} = 92,0 \cdot 10^{-5} \cdot 4,03 = 371 \cdot 10^{-5} \text{ kg/s}$$

$$A_A = \frac{214}{371 + 214} \cdot 100 = 36,7\%$$



Hình 8.3

Xác định bằng đồ thị của đường cong theo hình 8.3 từ giá trị d_{50} . Đường T trong phạm vi $N = 50\%$. Xác định được $d_{50} = 37 \mu\text{m}$.

Độ phân ly η ở giới hạn d_{50} là:

$$\eta = \frac{K_A}{K_A + F_p} - \frac{F_A}{F_A + K_p}$$

trong đó: K_A - hạt trong lớp dễ tách: 60%;

K_p - hạt trong lớp khó tách: 82%;

F_A – hạt thiếu trong lớp dễ tách: 40%;

F_p – hạt thiếu trong lớp khó tách: 18%.

$$\eta = \frac{60}{60 + 18} - \frac{40}{40 + 82} = \frac{60}{78} - \frac{40}{122} = 0,768 - 0,328$$

$$\eta = 0,44 = 44\%.$$

8.1.13. Bể chứa có đường kính 1200 mm, cao 1100 mm. Nước chứa đầy 3/4 bể để hòa tan muối, biết khối lượng riêng của nước $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$, độ nhớt $\mu = 1 \text{ cP}$. Cần tính:

1 – Tính công suất động cơ cánh khuấy mái chèo ba cánh có đường kính 400 mm và số vòng quay $n = 400 \text{ vg/ph}$.

2 – Tính số vòng quay ở tỷ lệ $D/d = 4$ với cùng công suất.

GIẢI:

1 – Tính công suất động cơ cánh khuấy:

$$Re_M = \frac{\rho \cdot n \cdot d^2}{\mu} = \frac{1000 \cdot 400 \cdot 0,4^2}{60 \cdot 10^{-3}} = 1,067 \cdot 10^6$$

Cánh khuấy làm việc ở phạm vi chảy xoáy, nên có:

$$A = 1,19 ; \quad m = -0,15$$

$$Eu_M = 1,19 \cdot Re_M^{-0,15} = 0,1485$$

$$H = \frac{3}{4} \cdot 1100 = 825 \text{ mm}.$$

$$\frac{H}{d} = \frac{825}{400} = 2,06 \neq 3, \text{ vì vậy cần hiệu chỉnh.}$$

$$f = \left(\frac{H}{D} \right)^{0,6} = 0,799$$

$$N = f \cdot Eu_M \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5 = 0,799 \cdot 0,1485 \cdot 1000 \cdot \left(\frac{400}{60} \right)^3 \cdot 0,4^5$$

$$N = 360 \text{ kgm}^2/\text{s}^3 = 0,36 \text{ kW}.$$

Nếu lấy hiệu suất $\eta = 0,7$ thì công suất động cơ:

$$N_{dc} = \frac{0,36}{0,7} = 0,514 \text{ kW}.$$

2 - Công thức tính công suất:

$$N = f_1 \cdot Eu_{M1} \rho \cdot n_1^3 d_1^5 = f_2 Eu_{M2} \rho \cdot n_2^3 d_2^5$$

$$N = f_1 \cdot A \cdot Re_1^m \rho \cdot n_1^3 d_1^5 = f_2 A \cdot Re_2^m \rho \cdot n_2^3 d_2^5$$

trong đó:

$$f = \left(\frac{D}{3d}\right)^{0,93} \cdot \left(\frac{H}{D}\right)^{0,6}$$

$$f_1 = \left(\frac{H}{D}\right)^{0,6} ; f_2 = \left(\frac{4}{3}\right)^{0,93} \cdot \left(\frac{H}{D}\right)^{0,6}$$

$$Re_1^m = \left(\frac{\rho n_1 D^2}{\mu \cdot 3^2}\right)^m$$

Re_2^m tính tương tự.

$$N = \frac{H^{0,6} \rho^m \cdot n_1^m \cdot D^{2m} \cdot n_1^3 d_1^5}{D^{0,6} \mu^m \cdot 3^{2m}} = \frac{4^{0,93} \cdot H^{0,6} \cdot \rho^m \cdot n_2^m \cdot D^{2m} \cdot n_2^3 d_2^5}{3^{0,93} \cdot D^{0,6} \cdot \mu^m \cdot 4^{2m}}$$

Với $m = -0,15$ ta có:

$$n_1^{2-0,15} d_1^5 = n_2^{3-0,15} d_2^5 \left(\frac{4}{3}\right)^{0,93} \cdot \left(\frac{3}{4}\right)^{-0,3}$$

$$n_2 = \sqrt[2,85]{\left(\frac{4}{3}\right)^5 \cdot \left(\frac{3}{4}\right)^{0,93+0,3}} \cdot n_1$$

$$n_2 = \sqrt[2,85]{\left(\frac{4}{3}\right)^{5-1,23}} \cdot n_1 = 1,462 \cdot n_1 = 585 \text{ vg/ph.}$$

Như vậy số vòng quay của cánh khuấy có đường kính $d = 300$ mm là $n_2 = 585$ vg/ph. Kết quả tính được phù hợp, vì số vòng quay của n_2 cũng nằm trong vùng xoáy, tức có giá trị Re :

$$Re = \frac{1000 \cdot 585 \cdot 10^3 \cdot 9}{60 \cdot 10^2} = 8,77 \cdot 10^5.$$

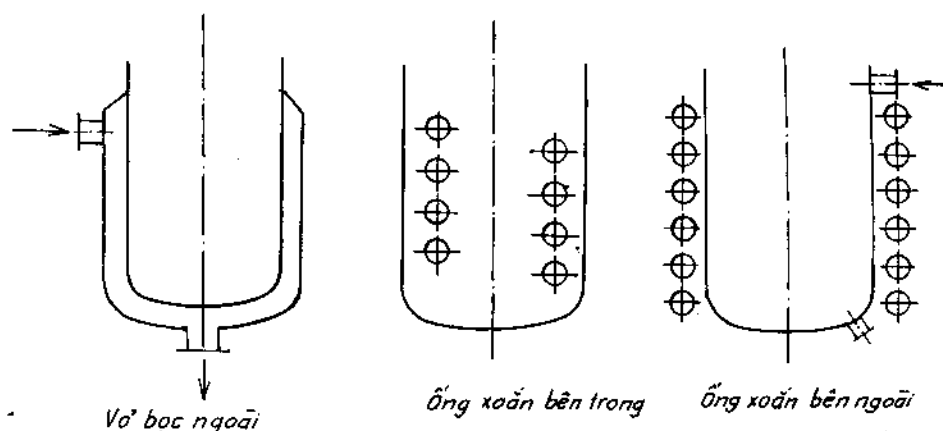
8.1.14. Quá trình truyền nhiệt trong bình khuấy

8.1.14.1. Sự cấp nhiệt

Quá trình đun nóng và làm lạnh trong thiết bị khuấy được tiến hành nhờ các kết cấu:

- 1- Vỏ bọc ngoài.
- 2- Ống xoắn đặt bên trong.
- 3- Ống xoắn bao quanh thân.

Thể hiện qua minh họa trong hình 8.4:



Hình 8.4

Phương trình cấp nhiệt giữa chất lỏng và ống xoắn:

$$Nu = C \cdot Re^m \cdot Pr^n \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^p \quad (8.1)$$

Thừa số $\left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)$ biểu thị ảnh hưởng của dòng nhiệt (làm lạnh hoặc đun nóng).

$$Nu = \frac{\alpha \cdot D}{\lambda}; \quad Re = \frac{n \cdot d^2 \rho}{\mu}; \quad Pr = \frac{c \cdot g \cdot \mu}{\lambda}$$

trong đó: μ – độ nhớt của chất lỏng tính theo nhiệt độ trung bình;

μ_t – độ nhớt chất lỏng tính theo nhiệt độ tường;

α – hệ số cấp nhiệt;

λ – hệ số dẫn nhiệt;

n – số vòng quay, 1/s;

D – đường kính thùng khuấy;

c – nhiệt dung;

ρ – khối lượng riêng chất lỏng.

Các đại lượng trong công thức tính Nu , Re và Pr lấy theo nhiệt độ trung bình. Đối với cánh khuấy mái chèo ($d = D/2$) thì:

1- Quá trình cấp nhiệt qua tường (thiết bị hai vỏ):

$$Nu = 0,36 \cdot Re^{0,66} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14} \quad (8.2)$$

2- Quá trình cấp nhiệt qua ống xoắn:

$$Nu = 0,87 \cdot Re^{0,62} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14} \quad (8.3)$$

Phương trình chỉ đúng đến đường kính thùng $D = 2,5$ m. Các giá trị của số mũ $m, n = 0,5 \div 5$, cho chất lỏng có độ nhớt ở 20°C trong khoảng $\mu = 10^{-4} \div 6900 \cdot 10^{-4}$ kp.s/m².

Theo số liệu thực nghiệm ở bảng 8.3 của đường kính thùng $D = 1$ m, đường kính cánh khuấy mái chèo $d = 0,6D$ như sau:

1- Bình hai vỏ: Công suất cánh khuấy 0,26.PS/m³

Hệ số cấp nhiệt α_m [kcal/m²h.độ]

2- Ống xoắn: Công suất cánh khuấy 0,31 PS/m³.

Hệ số cấp nhiệt α_s [kcal/m² h.độ].

Qua bảng số liệu 8.3 ta thấy hệ số cấp nhiệt ở bình hai vỏ và ống xoắn khác nhau. Trong các trường hợp khác cần nhân thêm hệ số hiệu chỉnh vào hệ số cấp nhiệt α , cụ thể:

Đường kính thùng, m: 0,5 1,5 2 3

Hệ số f : 1,03 0,97 0,95 0,94

Nồng độ rắn trong dung dịch cần khuấy cũng có ảnh hưởng làm giảm hệ số cấp nhiệt. Khi trong toluen chứa 35% rắn thì hệ số cấp nhiệt giảm 25%.

Bảng 8.4. Giá trị định hướng của α

Môi trường	$T, ^\circ\text{C}$	α_m	α_s	μ cP
Nước	65	3300	4900	0,43
Nước	10	2060	3250	1,31
Sôđa (25% NaCl)	38	1750	2800	1,60
Alcol metylic	38	1000	1600	0,45
Etyl este	38	915	1420	0,20
Benzen	38	780	1240	0,50
Alcol etylic	38	780	1240	0,86
Axit (H_2SO_4 90%)	38	645	1050	12,0
Caobon tetraclo	38	645	970	0,79
Benzin nhẹ	38	525	850	1,50
Dầu khí	38	450	730	2,11
Glyxerin (92%)	38	360	620	60,0
Dầu nặng	38	130	230	95,0

8.1.14.2. Sự truyền nhiệt trong bể khuấy (đun nóng hoặc làm lạnh)

Sự phụ thuộc của nhiệt độ T vào thời gian t ở quá trình đun nóng bằng hơi bão hòa được tính:

$$T = T_s - (T_s - T_o) e^{-\frac{KF}{c}t} \quad (8.4)$$

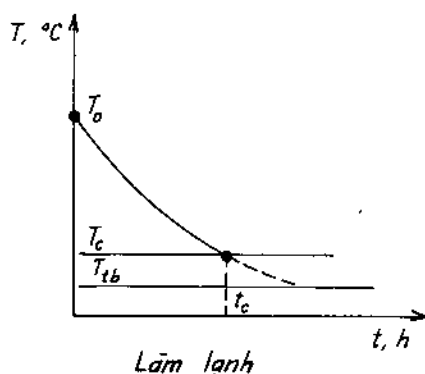
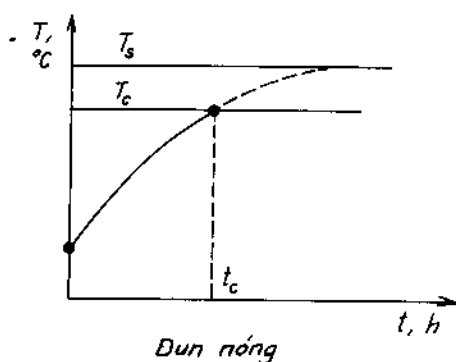
Bề mặt truyền nhiệt F được tính ở thời điểm t_c có nhiệt độ T_c là:

$$F = \frac{c}{K.t_c} \ln \frac{T_s - T_o}{T_s - T_c} \quad (8.5)$$

Quá trình làm lạnh bình khuấy bằng nước lạnh hoặc soda được chia làm hai trường hợp:

1- Nhiệt làm nóng chất tải nhiệt thấp hơn hiệu số nhiệt độ giữa bình khuấy và chất tải nhiệt

$$T_{tb} = \frac{T' + T''}{2} \quad (8.6)$$



Hình 8.5

$$T = T_{tb} + (T_o - T_{tb}) e^{-\frac{KF}{c}t} \quad (8.7)$$

$$F = \frac{c}{K.t_c} \ln \frac{T_o - T_{tb}}{T_c - T_{tb}} \quad (8.8)$$

2- Sự tăng nhiệt độ của chất tải nhiệt ảnh hưởng bởi dòng chảy:

$$T'' - T' = (T - T') \left(1 - e^{-\frac{KF}{W}} \right) \quad (8.9)$$

Trước tiên tính giá trị tối thiểu $(KF)_{\min}$ (tức bỏ qua sự nóng lên của chất tải nhiệt).

Qua công thức này ta có thể biết được lượng chất tải nhiệt tối thiểu. Lượng chất tải nhiệt càng lớn thì bề mặt trao đổi nhiệt càng nhỏ và ngược lại.

Tổng hợp giữa giá trị chọn của chất tải nhiệt $W > W_{\min}$ và độ lớn của bề mặt trao đổi nhiệt $(K.F) > (K.F)_{\min}$ thể hiện ở hình 8.6.

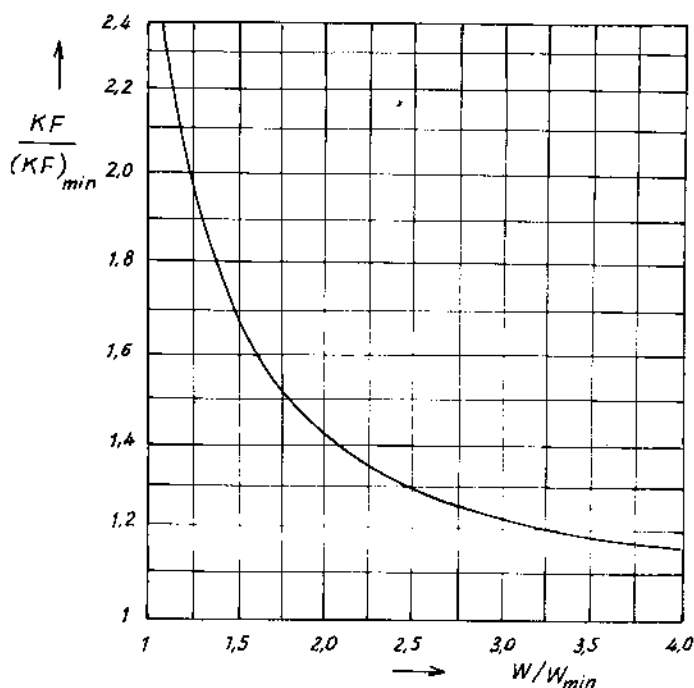
Nếu giới hạn nhiệt độ cuối của chất tải nhiệt $T''_{\max}$, thì W được tính theo công thức:

$$\frac{W}{W_{\min}} = \frac{T_o - T''}{T''_{\max} - T''} \quad (8.10)$$

$$W = \left(\frac{W}{W_{\min}} \right) \cdot W_{\min} \quad (8.11)$$

Dựa vào hình 8.6 ta có:

$$F = \frac{KF}{(KF)_{\min}} \cdot \frac{(KF)_{\min}}{K} \quad (8.12)$$



Hình 8.6

Ý nghĩa các đại lượng:

t – thời gian bắt đầu quá trình đun nóng, h;

t_e – thời gian kết thúc quá trình, h;

T – nhiệt độ trong bình khuấy, °C;

- T_o - nhiệt độ trong bình khi bắt đầu, °C;
 T_e - nhiệt độ trong bình khi kết thúc, °C;
 T_s - nhiệt độ của hơi bão hòa, °C;
 T' - nhiệt độ của chất tải nhiệt (làm lạnh) lúc đầu, °C;
 T'' - nhiệt độ nước làm lạnh khi ra, °C;
 F - bề mặt truyền nhiệt, m²;
 K - hệ số truyền nhiệt (trung bình), kcal/m²h.độ;
 KF - công suất ở bề mặt truyền nhiệt, kcal/h.độ;
 W - trị số nước của chất tải lạnh, kcal/h.độ;
 C - nhiệt dung của bình khuấy, kcal/độ.

Ví dụ: Tính bề mặt làm lạnh của ống xoắn ngoài và lượng nước lạnh cần thiết để làm lạnh bình khuấy có nhiệt dung $C = 8000$ kcal/độ. Bình khuấy được làm lạnh từ $T_o = 150^\circ\text{C}$ xuống đến $T_e = 20^\circ\text{C}$. Nước làm lạnh có nhiệt độ $T' = 10^\circ\text{C}$ và nóng lên không quá 65°C .

Tiến hành tính toán ta thấy:

$$(KF)_{\min} = W_{\min} - \frac{8000}{4} \ln \left(\frac{150 - 10}{20 - 10} \right) = 5278 \text{ kcal/h.độ}$$

$$\frac{W}{W_{\min}} = \frac{150 - 10}{65 - 10} = 2,54$$

$$W = \left(\frac{W}{W_{\min}} \right) \cdot W_{\min} = 2,54 \cdot 5278 = 13400 \text{ kcal/h.độ}$$

Có nghĩa lượng nước lạnh được dùng $m_l = 13,4 \text{ m}^3/\text{h}$.

Tại $\frac{W}{W_{\min}} = 2,54$, từ hình 8.6 ta có:

$$\frac{KF}{(KF)_{\min}} = 1,37.$$

Từ bảng 8.4 lấy $K = 500 \text{ kcal/m}^2\text{h.độ}$, vậy:

$$F = \frac{K \cdot F}{(K \cdot F)_{\min}} \cdot \frac{(K \cdot F)_{\min}}{K} = 1,37 \cdot \frac{5278}{500} = 14,5 \text{ m}^2.$$

Bảng 8.5. Giá trị K (kcal/m²h.độ)

1 -	Bình khuấy hai vỏ:	
	Hơi bão hòa bên ngoài, chất lỏng bên trong	400 - 1200
	Hơi bão hòa bên ngoài, chất lỏng sôi bên trong	600 - 1500
	Nước lạnh hoặc sôđa bên ngoài, chất lỏng bên trong	150 - 300
2 -	Ống xoắn bên trong bình:	
	Hơi bão hòa trong ống xoắn, chất lỏng trong bình	600 - 2000
	Hơi bão hòa trong ống xoắn, chất lỏng sôi trong bình	1000 - 3000
	Nước lạnh hoặc sôđa trong ống xoắn, chất lỏng trong bình	400 - 1000
3 -	Ống xoắn bên ngoài bình:	
	Hơi bão hòa trong ống, chất lỏng trong bình	400 - 1500
	Hơi bão hòa trong ống, chất lỏng sôi trong bình	600 - 2000
	Nước lạnh hoặc sôđa trong ống, chất lỏng trong bình	300 - 800

8.2. BÀI TẬP

8.2.1. Cần xác định tỷ lệ đường kính của hạt chì và xỉ (biết chì có $\rho = 7800 \text{ kg/m}^3$ và xỉ có $\rho = 2600 \text{ kg/m}^3$), nếu cả hai đều lắng cùng vận tốc:

a) trong nước;

b) trong không khí

(giả thiết lắng ở chế độ $Re < 0,2$).

ĐÁP SỐ: a) $\frac{d_1}{d_2} = 2,06$; b) $\frac{d_1}{d_2} = 1,73$

8.2.2. Xác định vận tốc lắng của xỉ dạng hạt cầu có đường kính $d = 10 \mu\text{m}$ trong:

a) nước ở 15°C ;

b) không khí ở 15°C và 500°C .

(khối lượng riêng của hạt xỉ $\rho = 2600 \text{ kg/m}^3$).

ĐÁP SỐ: a) $W = 7,6 \cdot 10^{-6} \text{ m/s}$
 b) $W = 7,77 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$ ở 15°C
 $W = 3,88 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$ ở 500°C .

8.2.3. Cần xác định vận tốc của dòng khí thổi vào ống thẳng đứng trong thiết bị sấy, nếu các hạt tinh thể có đường kính lớn nhất $d = 3 \text{ mm}$ và khối lượng riêng $\rho = 2000 \text{ kg/m}^3$ được vận chuyển bằng dòng khí. Nhiệt độ của không khí 60°C . Vận tốc của không khí phải lớn hơn vận tốc lắng 25%.

ĐÁP SỐ: $W = 16,8 \text{ m/s}$.

8.2.4. Cần xác định vận tốc của không khí thổi vào thiết bị phân ly để tách các hạt apatit có đường kính $d < 1 \text{ mm}$ khỏi khối hạt apatit lớn hơn. Nhiệt độ của không khí 20°C . Khối lượng riêng của apatit $\rho = 3230 \text{ kg/m}^3$.

ĐÁP SỐ: $W = 8 \text{ m/s}$.

8.2.5. Tính khoảng cách giữa các ngăn của buồng lắng nhiều ngăn để các hạt bụi có đường kính $d > 15 \mu\text{m}$ lắng lại. Biết năng suất dòng khí bắn vào $2000 \text{ m}^3/\text{h}$ (tiêu chuẩn), khối lượng riêng $\rho = 1,6 \text{ kg/m}^3$ (tiêu chuẩn). Nhiệt độ 400°C . Độ nhớt $0,03 \text{ cP}$. Khối lượng riêng của bụi $\rho_b = 3700 \text{ kg/m}^3$. Buồng lắng dài $4,55 \text{ m}$, bề rộng $1,71 \text{ m}$ và cao 4 m .

ĐÁP SỐ: 226 mm .

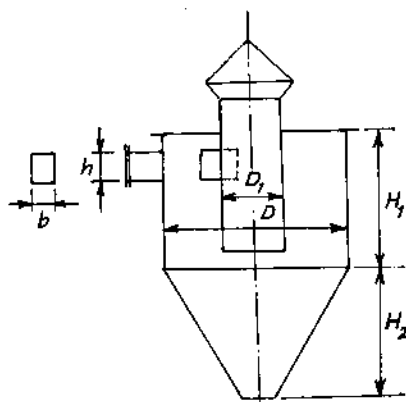
8.2.6. Năng suất của bể lắng thay đổi như thế nào, nếu nhiệt độ của huyền phù tăng từ 15°C lên 50°C . Cả hai trường hợp đều ở chế độ $Re < 0,2$.

ĐÁP SỐ: Tăng gấp hai lần.

8.2.7. Chọn xyclôn kiểu Niiogas (hình 8.7 và bảng 8.5) theo điều kiện làm việc: Năng suất tính theo khí bắn $5100 \text{ m}^3/\text{h}$ (tiêu chuẩn), nhiệt độ 50°C , khối lượng riêng của bụi 1200 kg/m^3 . Hạt bụi bé nhất có thể lắng trong xyclôn có đường kính $d = 15 \mu\text{m}$. Cần tính trở lực của xyclôn.

Bảng 8.6

Kích thước	Loại xyclôn		
	ZN-24	ZN-15	ZN-11
Đường kính ống tâm D_1	0,6	0,6	0,6
Bề rộng cửa vào b	0,26	0,26	0,26
Chiều cao ống vào h	1,11	0,66	0,48
Chiều cao ống ra (ống tâm)	2,11	1,74	1,58
Chiều cao thân xyclôn H_1	2,11	2,26	2,08
Chiều cao đoạn phễu H_2	1,75	2,0	2,0
Tổng chiều cao H	4,26	4,56	4,38
Trở lực cục bộ ξ	60	105	180



Hình 8.7

ĐÁP SỐ: $\Delta p_{tt} = 85 \text{ mm H}_2\text{O}$.

8.2.8. Tính khối lượng riêng của huyền phù chứa 10% phần khối lượng hạt rắn, khối lượng tương đối của pha rắn là 3.

ĐÁP SỐ: 1070 kg/m^3 .

8.2.9. Tính tốc độ lắng của hạt than dạng thanh (có khối lượng riêng $\rho = 1400 \text{ kg/m}^3$) và dạng tấm (có khối lượng riêng $\rho = 2200 \text{ kg/m}^3$) với đường kính tương đương $d_{td} = 2 \text{ mm}$ trong nước ở 25°C .

ĐÁP SỐ: Dạng thanh: $w_o = 0,08 \text{ m/s}$

Dạng tấm: $w_o = 0,0011 \text{ m/s}$.

8.2.10. Xác định đường kính tương đương của hạt chì dạng có góc, lắng trong nước ở nhiệt độ 15°C với vận tốc $w_o = 0,25 \text{ m/s}$. Khối lượng riêng của hạt chì $\rho = 7500 \text{ kg/m}^3$.

ĐÁP SỐ: $d_{td} = 0,82 \cdot 10^{-3} \text{ m}$.

8.2.11. Xác định lượng bã ẩm thu được sau khi lọc, nếu lọc 10 m^3 huyền phù có khối lượng tương đối 1,12. Nồng độ rắn trong huyền phù 20% khối lượng. Độ ẩm của bã 20%.

ĐÁP SỐ: $m = 2990 \text{ kg}$.

8.2.12. Lọc huyền phù có 20% khối lượng hạt rắn thu được 15 m³ nước lọc (trong). Độ ẩm của bã 30%. Tính lượng bã khô.

ĐÁP SỐ: $m_b = 4200 \text{ kg}$.

8.2.13. Thí nghiệm trên thiết bị có bề mặt lọc 900 cm² ở áp suất khác nhau có kết quả như ở bảng 8.7.

Bảng 8.7

Áp suất, kp/cm^2	Thời gian lọc, ph	Thể tích nước lọc, l
1,75	13,3	1,8
1,75	49,1	3,57
3,5	12,2	1,9
3,5	42,6	3,6
5,3	11,7	2,0
5,3	35,5	3,5
7,0	11,3	2,1
7,0	32,8	3,6

Xác định K và V_{td} trong phương trình lọc (K có thứ nguyên [m²/h] và V_{td} [m³/m²]).

ĐÁP SỐ:	$\Delta p, \text{at}$	$K, \text{m}^2/\text{h}$	$V_{td}, \text{m}^3/\text{m}^2$
	1,75	$20,7 \cdot 10^{-4}$	$1,5 \cdot 10^{-3}$
	3,5	$23,4 \cdot 10^{-4}$	$0,687 \cdot 10^{-3}$
	5,3	$25,8 \cdot 10^{-4}$	$0,248 \cdot 10^{-3}$
	7,0	$29,3 \cdot 10^{-4}$	$0,193 \cdot 10^{-3}$

8.2.14. Tính thời gian lọc của huyền phù như bài 8.2.13 ở máy lọc khung bản tại áp suất $\Delta p = 1,75; 3,5; 5,3$ và $7,0 \text{ at}$. Máy lọc có 40 khung bản. Lớp bã dày 25 mm. Bã có độ ẩm ở tâm là 40%. Nồng độ huyền phù 10% hạt rắn, với khối lượng tương đối 3. Kích thước $0,85 \times 0,85 \text{ m}$. Ngoài ra cần xác định thời gian rửa bã với 1 m³ nước.

ĐÁP SỐ:	$\Delta p, \text{at}$	Thời gian lọc, h	$dV/dt \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$	Thời gian rửa, h
	1,75	5,39	$9,8 \cdot 10^{-3}$	7,06
	3,5	4,7	$11,2 \cdot 10^{-3}$	6,18
	5,3	4,2	$12,35 \cdot 10^{-3}$	5,6
	7,0	3,7	$14,0 \cdot 10^{-3}$	4,25

8.2.15. Một máy lọc khung bản có 26 khung bản với kích thước 62×62 cm. Độ dày của bã 25 mm. Thời gian lọc là 2 h. Lượng nước rửa được dùng bằng 10% thể tích nước lọc. Áp suất làm việc trong quá trình lọc và rửa như nhau và không đổi. Tính thời gian rửa. Bã lọc đồng nhất và không bị nén và có thể tích bằng 5% thể tích nước lọc. Khi tính dùng công thức lọc và đặt $V_{td} = 0$.

ĐÁP SỐ: 1 h 36 ph.

8.2.16. Thời gian lọc 20 m^3 huyền phù trong máy lọc khung bản mất 2,5 h. Tính thời gian rửa bã với lượng nước rửa 2 m^3 . Giả sử vận tốc rửa chỉ bằng $1/4$ vận tốc lọc. Bỏ qua trở lực vải lọc. Độ nhớt của nước rửa và nước lọc bằng nhau.

ĐÁP SỐ: 2 h.

8.2.17. Cùng điều kiện của bài 8.2.16, tính thời gian rửa bã khi độ nhớt của nước lọc 1,5 cP và của nước rửa 1 cP.

ĐÁP SỐ: 1 h 20 ph.

8.2.18. Tính thời gian rửa lý thuyết theo điều kiện làm việc của máy lọc: cường độ rửa $6 \text{ l/m}^2\text{ph}$, chiều dày bã 30 mm. Lúc đầu nồng độ muối trong nước lọc của nước rửa 120 g/l đến khi kết thúc 2 g/l. Hằng số K của quá trình rửa được đo qua thực nghiệm là $350 \text{ cm}^3/\text{l}$.

ĐÁP SỐ: 58,5 ph.

8.2.19. Xác định hằng số K của quá trình rửa theo điều kiện làm việc sau: Cường độ rửa $10 \text{ l/m}^2\text{ph}$. Bề dày bã 25 mm. Nồng độ đầu của muối trong nước lọc của nước rửa 40 g/l và cuối quá trình rửa 0,5 g/l, thời gian rửa 1 h 40 ph.

ĐÁP SỐ: $110 \text{ cm}^3/\text{l}$.

8.2.20. Dùng máy lọc khung bản có bề mặt lọc $F = 0,1 \text{ m}^2$ để lọc huyền phù thu được số liệu như ở bảng 8.8.

Bảng 8.8

Lượng nước trong, l	Thời gian ở áp suất dư $p = 1$ at, s	Thời gian ở áp suất dư $p = 2$ at, s
4,5	181	98
13,5	1443	788

Trong cả hai trường hợp đều có độ ẩm của bã 32% và nhiệt độ của nước 20°C. Cần xác định trở lực riêng của bã tăng bao nhiêu phần trăm khi áp suất dư tăng từ 1 at lên 2 at.

ĐÁP SỐ: Tăng 8,5%.

8.2.21. Tính áp suất lên mặt thùng của máy ly tâm. Lớp chất lỏng dày 10 cm, đường kính trong của thùng 1 m, số vòng quay 500 vg/ph, và khối lượng riêng của chất lỏng 1100 kg/m³.

ĐÁP SỐ: 1,39 at.

8.2.22. Tính số vòng quay của máy ly tâm, chiều cao thùng $H = 0,5$ m. Áp suất lên thành thùng 5 at. Khối lượng của huyền phù 400 kg.

ĐÁP SỐ: ≈ 600 vg/ph.

8.2.23. Biết rằng vận tốc vòng của máy ly tâm không vượt quá giá trị 85 vg/s, nếu tường thùng có lực kéo $K_z = 900$ kp/cm². Tính đường kính thùng trong trường hợp:

a) số vòng quay của thùng 1100 vg/ph (máy ly tâm);

b) số vòng quay 14000 vg/ph (máy ly tâm cao tốc).

ĐÁP SỐ: Vận tốc vòng $W = 60$ m/s

a) $D_1 = 1,04$ m

b) $D_2 = 0,082$ m.

8.2.24. Với cùng kích thước hạt rắn trong huyền phù, khả năng tách (lắng) trong máy ly tâm lớn hơn bao nhiêu lần trong bể lắng. Thùng ly tâm có đường kính 1 m, số vòng quay 600 vg/ph. Cả hai trường hợp đều lắng ở phạm vi dòng.

ĐÁP SỐ: 200 lần.

8.2.25. Tính thời gian mở máy ly tâm. Biết rằng ma sát ở ổ trục và ma sát giữa thành thùng với không khí bỏ qua. Lượng bã ẩm cần lọc 300 kg. Thùng có đường kính 1 m và nặng 200 kg. Số vòng quay $n = 800$ vg/ph. Công suất động cơ 6 kW. Hiệu suất chung của máy $\eta = 0,8$. Thùng cao 780 mm. Độ đầy của thùng 0,5.

ĐÁP SỐ: 1 ph 20 s.

8.2.26. Như điều kiện của bài 8.2.25, cần xác định công suất của động cơ nếu không bỏ qua ma sát và thời gian mở máy 2,5 ph. Biết đường kính của trục 70 mm quay trong ổ bi. Chiều dày của thành thùng 10 mm.

ĐÁP SỐ: $\approx 4,8 \text{ kW}$.

8.2.27. Dùng máy lắng ly tâm tự động nằm ngang AOG-1800 để lắng huyền phù. Cần xác định năng suất của máy lắng (tính theo sản phẩm), nếu huyền phù có nhiệt độ 40°C , kích thước nhỏ nhất của hạt rắn $2 \mu\text{m}$. Đường kính thùng 1800 mm, chiều dài thùng 700 mm, đường kính thành gờ 1300 mm, số vòng quay $n = 735 \text{ vg/ph}$. Hiệu suất $\eta = 0,45$.

ĐÁP SỐ: $6,53 \text{ m}^3/\text{h}$.

8.2.28. Năng suất của máy lọc ly tâm công nghiệp loại AG – đồng dạng với thiết bị thí nghiệm tăng bao nhiêu lần, nếu kích thước của máy công nghiệp lớn gấp ba lần thiết bị thí nghiệm. Điều kiện làm việc giống nhau (cùng loại huyền phù, cùng số vòng quay và cùng thời gian).

ĐÁP SỐ: 27 lần.

8.2.29. Xác định năng suất của máy ly tâm loại vít xoắn NOGSCH 600, để lọc huyền phù ở 50°C . Kích thước hạt rắn nhỏ nhất $2 \mu\text{m}$. Đường kính của gờ tràn 480 mm. Chiều dài vùng lắng 350 mm. Số vòng quay của thùng 1400 vg/ph.

ĐÁP SỐ: $4,55 \text{ m}^3/\text{h}$.

8.2.30. Tính đường kính của hạt rắn trong huyền phù được lắng trong máy ly tâm NOGSCH – 230, nếu huyền phù có năng suất $3 \text{ m}^3/\text{h}$ ở nhiệt độ 35°C . Đường kính thùng 180 mm, chiều dài thùng 164 mm, số vòng quay 1600 vg/ph.

ĐÁP SỐ: $6,5 \mu\text{m}$.

8.2.31. Xác định kích thước hạt rắn khi lắng trong nước ở nhiệt độ 20°C theo phương trình Stockes. Biết khối lượng riêng của hạt rắn 2650 kg/m^3 .

ĐÁP SỐ: $d = 60,6 \text{ }\mu\text{m}$.

8.2.32. Tính vận tốc lắng của hạt vữa dạng cầu có đường kính $0,9 \text{ mm}$ trong nước. Khối lượng riêng của hạt vữa $\rho = 2650 \text{ kg/m}^3$. Nhiệt độ của nước 20°C .

ĐÁP SỐ: $w_1 = 0,16 \text{ m/s}$.

8.2.33. Xác định vận tốc lắng của hạt bụi có đường kính 1 mm và khối lượng riêng $\rho = 2500 \text{ kg/m}^3$, trong nước ở nhiệt độ 10°C và 60°C .

ĐÁP SỐ: Ở 10°C có $w_1 = 0,128 \text{ m/s}$

Ở 60°C có $w_1 = 0,2 \text{ m/s}$.

8.2.34. Tính diện tích và chiều cao của bể lắng để lắng bã trong huyền phù loãng theo số liệu thực nghiệm nhận được ở bể lắng trụ tiêu chuẩn: Tỷ lệ huyền phù $10 \text{ m}^3 \text{ H}_2\text{O/tấn bã}$ (lúc đầu) và $1,25 \text{ m}^3 \text{ H}_2\text{O/tấn bã}$ (sau khi lắng).

Biết vận tốc lắng lúc đầu $w_1 = 0,5 \text{ m/h}$, thời gian lắng $t_1 = 1 \text{ h}$, và thời gian nén bã cao nhất $t_n = 2,4 \text{ h}$. Tỷ lệ bã trong nước khi bắt đầu vùng nén bã là: $2 \text{ m}^3 \text{ H}_2\text{O/tấn bã}$. Cần đạt 16 tấn bã trong 24 h , khối lượng riêng của bã 2620 kg/m^3 .

ĐÁP SỐ: $F = 11,66 \text{ m}^2$

$H = 2 \text{ m}$ (kể cả chiều cao cho tác dụng cánh khuấy $0,6 \text{ m}$, vùng nạp liệu $0,7 \text{ m}$ và góc nghiêng $0,5 \text{ m}$).

8.2.35. Tính kích thước lớn nhất của hạt bụi dạng cầu bị dòng nước cuốn theo khi chảy từ dưới lên với vận tốc $0,5 \text{ m/s}$. Nhiệt độ của nước 10°C , khối lượng riêng hạt bụi rắn 2710 kg/m^3 .

ĐÁP SỐ: $d = 4,55 \text{ mm}$.

8.2.36. Xác định vận tốc lắng của hạt bụi chì có đường kính tương đương $d_{td} = 1 \text{ mm}$ trong nước ở 20°C . Khối lượng riêng của hạt bụi rắn 7560 kg/m^3 .

ĐÁP SỐ: $w_l = 0,272 \text{ m/s}$.

8.2.37. Xác định chiều cao thùng lắng để hình thành lớp bã sau 16 h. Khối lượng tương đối của bã 2,6. Mức độ khuấy loãng trung bình trong vùng nén theo tỷ lệ rắn/lỏng là 1/1,5. Thùng lắng có đường kính 10 m. Năng suất lắng đạt được 24,2 tấn trong 24 h. Môi trường lắng là nước.

ĐÁP SỐ: $H = 1,72 \text{ m}$ (có tính chiều cao vùng loãng chọn 0,6 m và vùng khuấy chọn 0,73 m).

8.2.38. Xác định trở lực thủy lực trong xyclôn để tách bụi trong khí thải có đường kính bé nhất $80 \mu\text{m}$. Biết lưu lượng khí 2000 kg/h , nhiệt độ 100°C . Loại xyclôn NIOGAS ZN-15, nên $\Delta p/\rho_k = 735,75 \text{ N.m/kg}$.

ĐÁP SỐ: $\Delta p = 71 \text{ mmH}_2\text{O}$.

8.2.39. Tính thời gian lọc để có 10 lít nước trong cho mỗi mét vuông bề mặt lọc. Qua thực nghiệm cho thấy, theo 1 m^2 lọc đạt được 1 lít mất 2,25 ph và 3 lít mất 14,5 ph.

ĐÁP SỐ: $\tau = 140 \text{ ph}$.

8.2.40. Một hỗn hợp axit có khối lượng tương đối 1,6 và độ nhớt $20 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m.s}$ được hòa trộn trong bình khuấy có đường kính 1200 mm, cao 1500 mm. Thể tích chứa đầy bằng 0,75 thể tích bình. Cánh khuấy loại chân vịt có số vòng quay 210 vg/ph. Cần xác định công suất động cơ, nếu hiệu suất $\eta = 0,90$ và dự trữ 20%.

ĐÁP SỐ: $N = 0,46 \text{ kW}$.

8.2.41. Dưới tác dụng của cánh khuấy trong thiết bị phản ứng có đường kính 1000 mm, cao 1000 mm, hạt xúc tác có đường kính (hoặc kích thước cạnh lớn nhất) 1,3 mm và khối lượng riêng 2450 kg/m^3 được

khuấy đều trong hỗn hợp phản ứng có độ nhớt 150 cP và khối lượng riêng 1200 kg/m^3 . Tỷ lệ rắn/lỏng bằng $1/4$ (theo khối lượng).

Tính công suất của cánh khuấy:

a) chân vịt

b) tuabin.

ĐÁP SỐ: a) $N = 24,9 \text{ kp.m/s}$

b) $N = 25,5 \text{ kp.m/s}$.

8.2.42. Một bể khuấy có đường kính 900 mm và cao 1100 mm. Dầu được chứa $3/4$ bể (có khối lượng riêng 930 kg/m^3 , độ nhớt 180 P). Tính công suất của động cơ, nếu dùng cánh khuấy chân vịt có ba cánh và số vòng quay 180 vg/ph.

ĐÁP SỐ: 0,25 kW.

8.2.43. Để pha loãng dung dịch muối bằng nước ở 64°C trong bình khuấy, ta dùng cánh khuấy mái chèo. Tính số vòng quay của cánh khuấy, nếu cánh khuấy có đường kính 0,5 m và công suất động cơ 0,8 kW. Các đại lượng vật lý của dung dịch loãng tương tự như nước.

ĐÁP SỐ: $\approx 240 \text{ vg/ph}$.

8.2.44. Một cánh khuấy mái chèo có đường kính $d_1 = D/3$ được thay bằng cánh khuấy nhỏ hơn có đường kính $d_2 = D/4$. Cả hai đều khuấy trộn ở chế độ dòng. Sự thay đổi số vòng quay của cánh khuấy ở cùng công suất cánh khuấy cần được tính.

ĐÁP SỐ: Số vòng quay tăng gấp 1,4 lần.

8.2.45. Tính đường kính cánh khuấy chân vịt để trộn dung dịch glycerin (khối lượng riêng 1200 kg/m^3 , độ nhớt 16 P) trong bình khuấy có đường kính 1750 mm ở số vòng quay $n = 500 \text{ vg/ph}$ và công suất cánh khuấy 17 kW.

ĐÁP SỐ: $d = 0,54 \text{ m}$.

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. *K. F. Pawlow, P. G. Romankow, A. A. Noskow.* Beispiele and Uebungsaufgaben zur chemischen Verfahrenstechnik. VEB. Deutscher Verlag fur Grundstoffindustrie, Leipzig, 1966.
2. *H. Robel, Chr. Kuechler.* Mechanische Verfahrenstechnik. Technische Hochschule Otto von Guericke Magdeburg, Lehrbriefe. Band 1, 2, 3, 4, 6, 7, 8, 9 và 10, 1964 – 1966.
3. *H. Robel.* Grundlagen zur Funktionellen Berechnung zur Apparaten und Maschinen zur mechanischen Stofftrennung und – Vereinigung. VEB Verlag Technik Berlin, Band 3, 6, 1976.
4. *Autorenkollektiv.* Verfahrenstechnische Berechnungsmethode. Band 2, 3. VEB Deutscher Verlag fuer Grundstoffindustrie. Leipzig, 1981.
5. *Autorenkollektiv.* Verfahrenstechnik. VEB. Deutscher Verlag fuer Grundstoffindustrie. Leipzig, 1978.
6. *A. G. Kassakin.* Chemische Verfahrenstechnik, Band 1. VEB Deutscher Verlag fuer Grundstoffindustrie. Leipzig, 1961.
7. *Perry, J. H.* Chemical Engineers Handbook, Mc. Graw-Hill Book Company. Inc., New York, Toronto, London, 1950.
8. *J. Y. Oldshue, N. R. Herbst.* Hướng dẫn khuấy trộn chất lỏng (sách dịch) NXB Khoa học và Kỹ thuật, Hà Nội, 1995.
9. *Tập thể tác giả.* Sổ tay quá trình và thiết bị công nghệ hóa chất, Tập 1. NXB Khoa học và Kỹ thuật, Hà Nội, 1992.
10. *Nguyễn Bin.* Tính toán quá trình, thiết bị trong công nghệ hóa chất và thực phẩm, Tập 1. NXB Khoa học và Kỹ thuật, Hà Nội, 2001.
11. *Tập thể tác giả.* Cơ sở các quá trình và thiết bị công nghệ hóa học, Tập 1, 2, NXB Đại học và Trung học chuyên nghiệp, Hà Nội, 1970.

MỤC LỤC

Trang

CHƯƠNG 5. PHÂN RIÊNG HỆ KHÔNG ĐỒNG NHẤT (PHÂN RIÊNG BẰNG CƠ HỌC)	3
A. PHÂN RIÊNG HỆ KHÍ KHÔNG ĐỒNG NHẤT	4
5.1. LẮNG DƯỚI TÁC DỤNG CỦA TRỌNG LỰC	5
5.1.1. Vận tốc lắng	5
5.1.2. Năng suất lắng	10
5.1.3. Thiết bị lắng	11
5.2. LẮNG DƯỚI TÁC DỤNG CỦA LỰC LY TÂM (XYCLÔN)	12
5.2.1. Nguyên tắc phân ly ly tâm	13
5.2.2. Lực ly tâm và yếu tố phân ly	13
5.2.3. Vận tốc lắng ly tâm	14
5.2.4. Kích thước của xyclôn và hiệu suất tách	15
5.2.5. Cấu tạo của xyclôn	18
5.3. LÀM SẠCH KHÍ BẰNG PHƯƠNG PHÁP UỐT	22
5.3.1. Cấu tạo thiết bị làm sạch khí bằng phương pháp uốt	22
5.3.2. Tính toán thiết bị sủi bọt	26
5.4. LÀM SẠCH KHÍ BẰNG PHƯƠNG PHÁP LỌC	28
5.4.1. Nguyên lý làm việc	28
5.4.2. Cấu tạo thiết bị lọc khí	28
5.5. LÀM SẠCH KHÍ BẰNG ĐIỆN TRƯỜNG	32
5.5.1. Cơ sở vật lý của quá trình lọc điện	32
5.5.2. Cơ sở tính toán	35
5.5.3. Thiết bị lọc điện	37
B. PHÂN RIÊNG HỆ LỎNG KHÔNG ĐỒNG NHẤT	43
5.6. LẮNG GẠN	45
5.6.1. Những thông số đặc trưng của huyền phù	45

5.6.2. Lắng dưới tác dụng của trọng lực	46
5.6.3. Kích thước cơ bản của thiết bị lắng	55
5.6.4. Trọt lắng.....	60
5.6.5. Quá trình rửa bã	62
5.6.6. Lắng nghiêng	67
5.6.7. Thiết bị lắng	68
5.7. LỌC	71
5.7.1. Khái niệm	71
5.7.2. Cơ sở vật lý của quá trình lọc.....	72
5.7.3. Phương trình Hagen - Poiseuille và Darcy	81
5.7.4. Phương trình lọc	82
5.7.5. Tính toán năng suất lọc.....	96
5.7.6. Năng suất lọc trung bình theo mô hình bã lọc	102
5.7.7. Xác định lượng nước còn lại trong bã	108
5.7.8. Vách lọc.....	117
5.7.9. Thiết bị lọc.....	123
5.7.10. Quá trình rửa bã	142
5.8. LY TÂM.....	143
5.8.1. Khái niệm cơ bản	143
5.8.2. Máy lắng ly tâm	144
5.8.3. Máy lọc ly tâm.....	160
5.8.4. Những biện pháp tăng sức tải của máy ly tâm.....	163
5.8.5. Cấu tạo máy ly tâm.....	164
5.8.6. Xyclôn lỏng	172
CHƯƠNG 6. KHUẤY TRỘN CHẤT LỎNG	195
6.1. KHÁI NIỆM	195
6.2. NHỮNG KẾT CẤU CHỐNG TẠO LỖM	198
6.3. PHƯƠNG PHÁP CHỌN DẠNG CÁNH KHUẤY	201
6.4. CÔNG SUẤT TIÊU THU	203
6.4.1. Công suất làm việc.....	203
6.4.2. Công suất cánh khuấy với chất lỏng phi Newton.....	217
6.5. CHỌN SỐ VÒNG QUAY.....	218

6.6. HÒA TAN VẬT RẮN TRONG CHẤT LỎNG	222
6.6.1. Khuấy trộn gián đoạn trong thùng khuấy	222
6.6.2. Hòa tan liên tục bằng vít xoắn.....	232
6.7. TRỘN HAI CHẤT LỎNG	233
6.8. TRỘN KHÍ VÀ LỎNG	234
6.9. NHỮNG SỐ LIỆU THỰC TẾ VÀ PHẠM VI ỨNG DỤNG CỦA MỘT SỐ LOẠI CÁN KHUẤY	237
CHƯƠNG 7. ĐẬP - NGHIỀN - SÀNG	244
7.1. KHÁI NIỆM	244
7.2. PHƯƠNG THỨC ĐẬP - NGHIỀN	245
7.2.1. Tác dụng của hai bề mặt vật cứng	245
7.2.2. Tác dụng chèn khi vật chuyển động tự do trên bề mặt nghiền	246
7.2.3. Tác dụng đập của sóng do môi trường lỏng hoặc khí	246
7.3. CÁC ĐỊNH LUẬT CỦA ĐẬP - NGHIỀN	247
7.4. HIỆU SUẤT CỦA MÁY ĐẬP NGHIỀN	251
7.5. ĐỘ NGHIỀN	252
7.6. MÁY ĐẬP NGHIỀN.....	252
7.6.1. Máy nghiền thô	254
7.6.2. Máy nghiền trung bình và nhỏ	263
7.6.3. Máy nghiền mịn	270
7.7. SÀNG - PHÂN LOẠI VẬT LIỆU	274
7.7.1. Khái niệm	274
7.7.2. Lực tác dụng, gia tốc sàng	275
7.7.3. Hiệu suất sàng	278
7.7.4. Các dạng kết cấu tạo rung	279
7.7.5. Cấu tạo máy sàng.....	280
CHƯƠNG 8. VÍ DỤ VÀ BÀI TẬP	283
8.1. VÍ DỤ	283
8.2. BÀI TẬP	307
TÀI LIỆU THAM KHẢO	317

Các qu. thiết bị 12 trong en hoá

1 004102 700763
43.000 VNĐ

8 935048 942109

Giá: 43 .000đ