

5. Processos de separação físico-mecânica.

5.1. Introdução e classificação das operações de separação físico-mecânica (14.1).

Podem definir-se como separações baseadas em diferenças entre forças físico-mecânicas a que são sujeitas as várias fases em presença, não dependendo no essencial de interacções ao nível molecular, forças químicas ou difusão. Incluem a acção dos campos gravítico e centrífugo bem como acções mecânicas e cinéticas resultantes do movimentos a que os sistemas são forçados (fluxo)

Estas operações têm grande importância industrial, estando presentes em quase todas as unidades industriais.

É costume agrupá-las do seguinte modo:

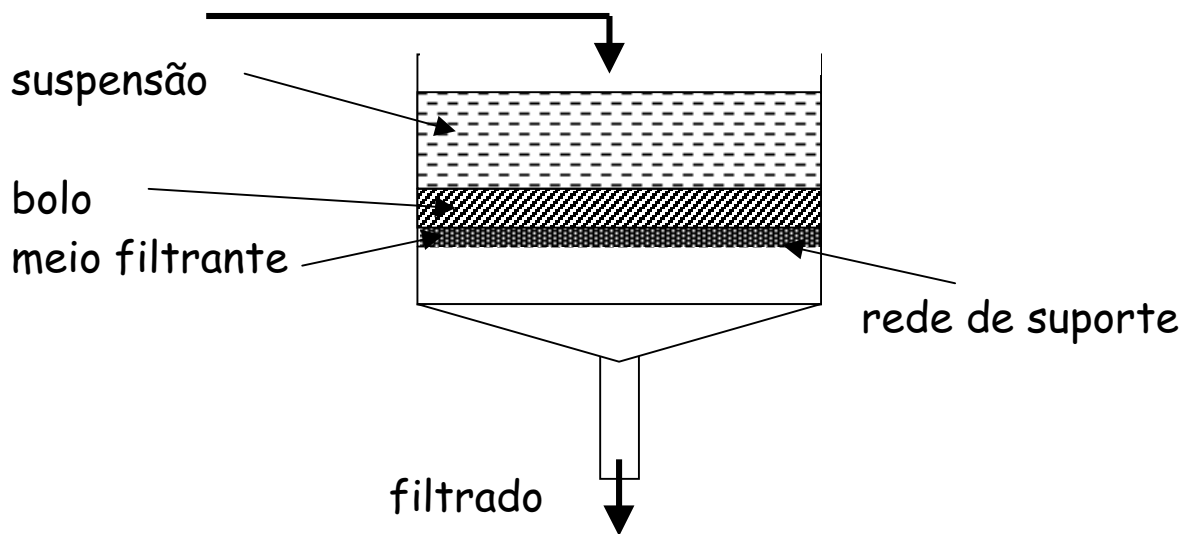
- Filtração - separação sólido-líquido e sólido -gás (14.2).
- Elutriação, decantação e sedimentação - separ. sólido-líquido e líquido-líquido (14.3).
- Separação e sedimentação centrífuga - separ. sólido-líquido e sólido gás (14.4)
- Centrifugação - separ. sólido-líquido e líquido-líquido (14.4).
- Precipitação electrostática - separ. sólido-gás
- Transporte de sólidos, mecânico e pneumático
- Redução mecânica do tamanho (moagem) (14.5).
- Peneiração - separ. sólido-sólido

Apresentam-se a seguir exemplos de equipamentos típicos utilizados industrialmente.

5.2. Separação sólido-líquido por filtração (14.2)

Introdução

- Objectivo da filtração
- Filtração industrial vs. filtração laboratorial
- Filtração sob pressão e filtração centrífuga



Tipos de Filtros

Descontínuos (batch)	Filtro de leito (de areia)
	Filtro prensa (quadros e caixilhos)
	Filtro de folha
Contínuos	Filtro de tambor rotativo c/vácuo
	Filtro de discos rotativos c/vácuo
	Filtro horizontal c/vácuo
	Filtro de tapete rolante c/vácuo

Meio filtrante

- tecidos de fibras naturais, sintéticas, de vidro, filamentos metálicos, e telas não tecidas de fibras sintéticas

Ajudantes de filtração

- materiais inorgânicos pulverizados e incompressíveis, que mantêm uma estrutura porosa adequada como a terra de diatomáceas (restos siliciosos de seres unicelulares) ou "kieselguhr";
- podem ser usados como pré-camadas ou adicionados à suspensão

Teoria básica da filtração

Resistência do bolo

O fluxo de filtrado através do bolo é quase sempre laminar e pode ser descrito pela equação de Carman-Kozeny, semelhante à que vimos já de Blake-Kozeny:

$$\frac{-\Delta p_c}{L} = \frac{k_1 \mu v (1 - \varepsilon)^2 S_0^2}{\varepsilon^3} \quad ; \quad v = \frac{1}{A} \frac{dV}{dt}$$

$$L A (1 - \varepsilon) \rho_p = c_s (V + \varepsilon L A)$$

$$v = \frac{1}{A} \frac{dV}{dt} = \frac{-\Delta p_c}{\alpha \frac{\mu c_s V}{A}} \quad ; \quad \alpha = \frac{k_1 (1 - \varepsilon) S_0^2}{\rho_p \varepsilon^3} \quad \text{resistência}$$

específica do bolo (m/kg)

S_0 - área específica da partícula (m^2/m^3)

Resistência equivalente do meio filtrante

$$v = \frac{1}{A} \frac{dV}{dt} = \frac{-\Delta p_f}{\mu R_m}$$

Resistência total

$$v = \frac{1}{A} \frac{dV}{dt} = \frac{-(\Delta p_c + \Delta p_f)}{\mu \left(\frac{\alpha c_s V}{A} + R_m \right)} = \frac{-\Delta p}{\frac{\mu \alpha c_s}{A} (V + V_e)}$$

Massa do bolo seco

$$W(\text{kg}) = c_s V$$

Compressibilidade do bolo

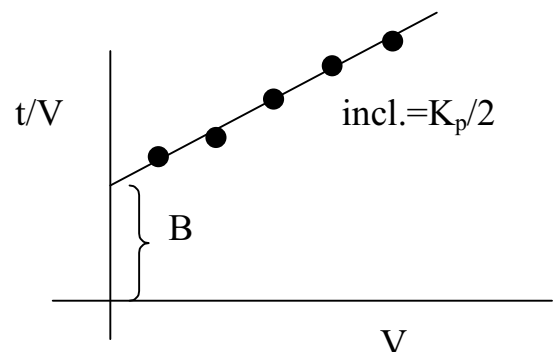
B. incompressível : $\alpha = \text{constante}$

B. compressível : $\alpha = \alpha_0 (-\Delta p)^s$
 $\alpha = \alpha_0 (1 + \beta (-\Delta p)^s)$

Filtração a pressão constante

$$\frac{dt}{dV} = \frac{\mu \alpha c_s (V + V_e)}{A^2 (-\Delta p)} = K_p V + B$$

$$\int_0^t dt = K_p \int_0^V V dV + B \int_0^V dV \quad \rightarrow \quad t = \frac{K_p}{2} V^2 + BV$$



Lavagem do bolo

O caudal de lavagem é igual ao caudal de filtração no final do ciclo (desde que o percurso da água seja o mesmo):

$$\left(\frac{dV}{dt}\right)_{lavagem} = \left(\frac{dV}{dt}\right)_{final} = \frac{1}{K_p V_f + B}$$

No caso dos filtros prensa, normalmente a água de lavagem atravessa uma espessura dupla de bolo sendo a área de fluxo metade, de modo que o caudal teórico é :

$$\left(\frac{dV}{dt}\right)_{lavagem} = \frac{1}{4} \frac{1}{K_p V_f + B}$$

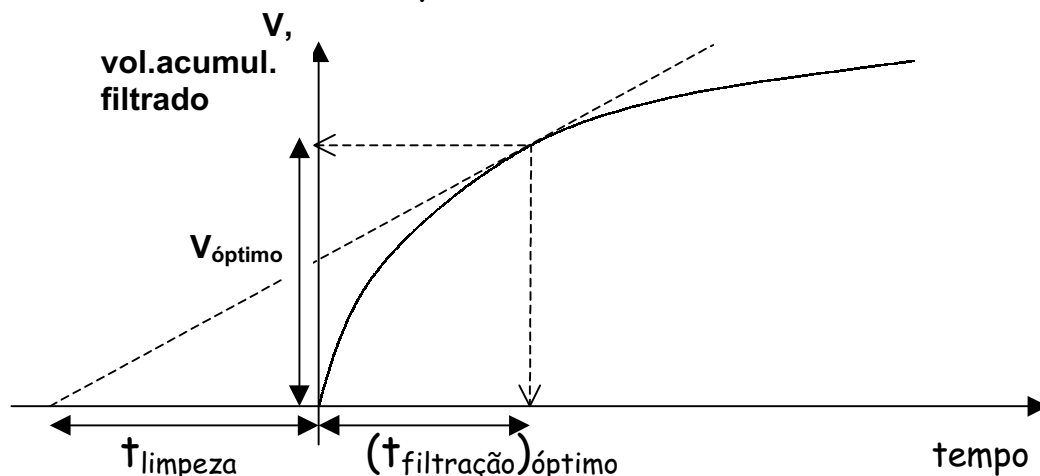
Na prática esse caudal oscila entre 70 a 92% desse valor.

Duração do ciclo de filtração

$$t_{total} = t_{filtração} + t_{lavagem} + t_{abertura, limpeza, montagem}$$

$\underbrace{\hspace{10em}}_{t_{limpeza}}$

Existem métodos para otimizar o ciclo de filtração.



Filtração contínua

Neste caso a resistência do meio filtrante pode frequentemente considerar-se desprezável, resultando:

$$t = K_p \frac{V^2}{2}$$

o tempo necessário à formação do bolo é geralmente uma fracção f da duração do ciclo; no caso de um tambor rotativo corresponde ao tempo durante o qual o tambor está mergulhado da suspensão.

$$t = f \cdot t_{ciclo}$$

$$\text{caudal} = \frac{V}{A t_{ciclo}} = \left(\frac{2 f (-\Delta p)}{t_{ciclo} \mu \alpha c_s} \right)^{1/2}$$

No caso de não ser desprezável a resistência do meio filtrante, a expressão é mais complexa (ver Geankoplis)

Filtração a caudal constante

Pode ser obtida com uma bomba de deslocamento positivo

$$-\Delta p = \left(\frac{\mu \alpha c_s}{A^2} \frac{dV}{dt} \right) \cdot V + \left(\frac{\mu R_m}{A} \frac{dV}{dt} \right) = K_V \cdot V + C$$

a equação anterior pode ser expressa em termos de $-\Delta p$ vs. t , se fizermos $V = t (dV/dt)$.

5.3. Separação de partículas por elutriação, decantação e sedimentação

- a. Forças que actuam sobre uma partícula em movimento livre descendente num fluido em repouso:

Acção da gravidade:

$$F_g = m \cdot g$$

Impulsão:

$$F_b = (m/\rho_p) \cdot \rho \cdot g = V_p \cdot \rho \cdot g$$

Fricção e atrito de forma:

$$F_D = C_D (v^2/2) \rho A$$

A resultante das forças determina o movimento:

$$(m/\rho_p) \cdot \rho \cdot g + C_D (v^2/2) \rho A - m \cdot g = m (dv/dt)$$

após um período inicial de movimento uniformemente acelerado, a partícula atinge a velocidade máxima, passando a deslocar-se a velocidade constante - velocidade terminal no fluido - em movimento uniforme ($dv/dt = 0$). Essa velocidade terminal, v_t , vale então:

$$v_t = \sqrt{\frac{2g(\rho_p - \rho)m}{A\rho_p C_D \rho}}$$

A equação anterior aplica-se à **queda livre** das partículas rígidas. No caso de gotas há desvios.

b. Para partículas esféricas, $m = \rho_p (\pi D_p^3 / 6)$ e $A = \pi D_p^2 / 4$:

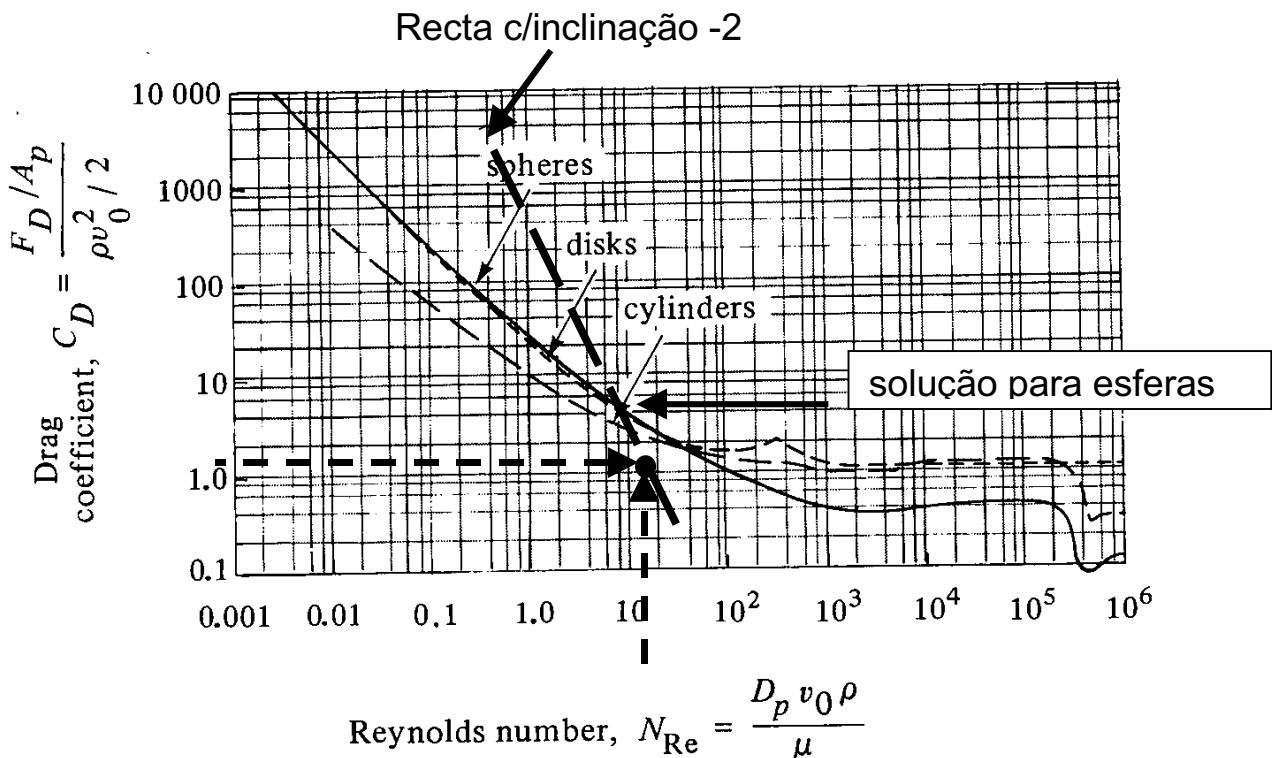
$$v_t = \sqrt{\frac{4g(\rho_p - \rho)D_p}{3C_D\rho}} \quad ; \quad C_D = \frac{4g(\rho_p - \rho)D_p}{3v_t^2\rho}$$

Em regime laminar: $C_D = \frac{24}{N_{Re,p}}$ e portanto:

$$v_t = \frac{(\rho_p - \rho)gD_p^2}{18\mu}$$

c. Em regime turbulento ($10^3 < N_{Re,p} < 10^5$) : $C_D = 0.44$

d. Em regime de transição, usa-se o diagrama $C_D = f(N_{Re,p})$; se a incógnita é v_t o problema resolve-se por tentativas (tanto C_D como $N_{Re,p}$ dependem de v_t ; pode fazer-se uma tentativa e traçar uma recta de inclinação -2)



e. Queda (ou assentamento) impedido de partículas.

Neste caso há que considerar uma viscosidade efectiva:

$$\mu_m = \frac{\mu}{\psi_p}; \quad \psi_p = \frac{1}{10^{1.82(1-\varepsilon)}}$$

E a densidade efectiva:

$$\rho_m = \varepsilon \cdot \rho + (1 - \varepsilon) \cdot \rho_p \rightarrow \rho_p - \rho_m = \varepsilon(\rho_p - \rho)$$

Substituindo na equação da velocidade terminal, em regime laminar:

$$v_t = \frac{(\rho_p - \rho)gD_p^2}{18\mu} \cdot (\varepsilon^2 \cdot \psi_p)$$

O N_{Re} deve ser calculado considerando os valores efectivos μ_m e ρ_m :

- se $Re < 1.0$, o regime é laminar
- se $Re > 1.0$, ver Perry

f. Efeito de parede na queda livre de partículas ($D_p/D_w < 0.05$)

$$(v_t)_w = k_w \cdot (v_t)_{livre}$$

$$k_w = \frac{1}{1 + 2.1(D_p/D_w)} \quad \text{regime laminar}$$

$$k_w = \frac{1 - (D_p/D_w)^2}{\sqrt{1 + (D_p/D_w)^4}} \quad \text{regime completamente turbulento}$$

g. Classificação de sólidos baseada em diferentes velocidades de queda das partículas

É uma separação mecânica realizada em equipamentos designados genericamente por classificadores; pode haver assentamento (sedimentação) ou arrastamento (elutriação) das partículas.

A separação de dois materiais pode realizar-se por simples diferença de densidade, utilizando um fluido de densidade intermédia ou ser uma separação em fracções baseada nas diferenças entre as velocidades de queda ou assentamento - método de assentamento diferencial.

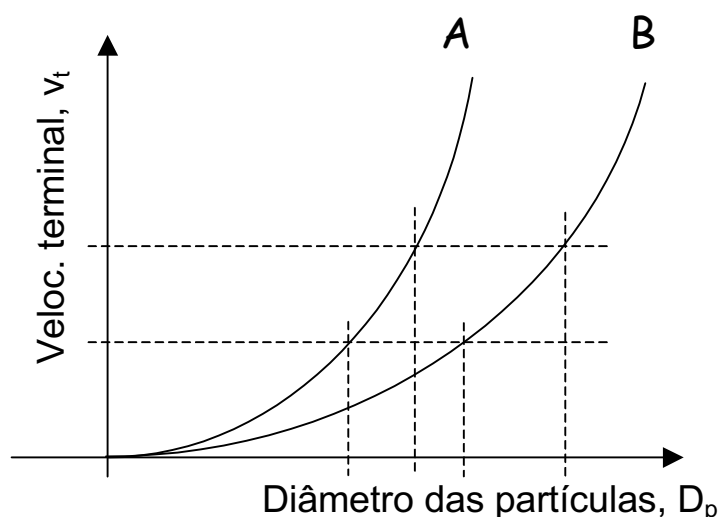
Com base na expressão da velocidade terminal:

$$\frac{D_{pA}}{D_{pB}} = \left(\frac{\rho_{pB} - \rho}{\rho_{pA} - \rho} \right) \left(\frac{C_{DA}}{C_{DB}} \right) = \left(\frac{\rho_{pB} - \rho}{\rho_{pA} - \rho} \right)^n$$

r.turbulento: $n = 1$

r.transição: $0.5 < n < 1$

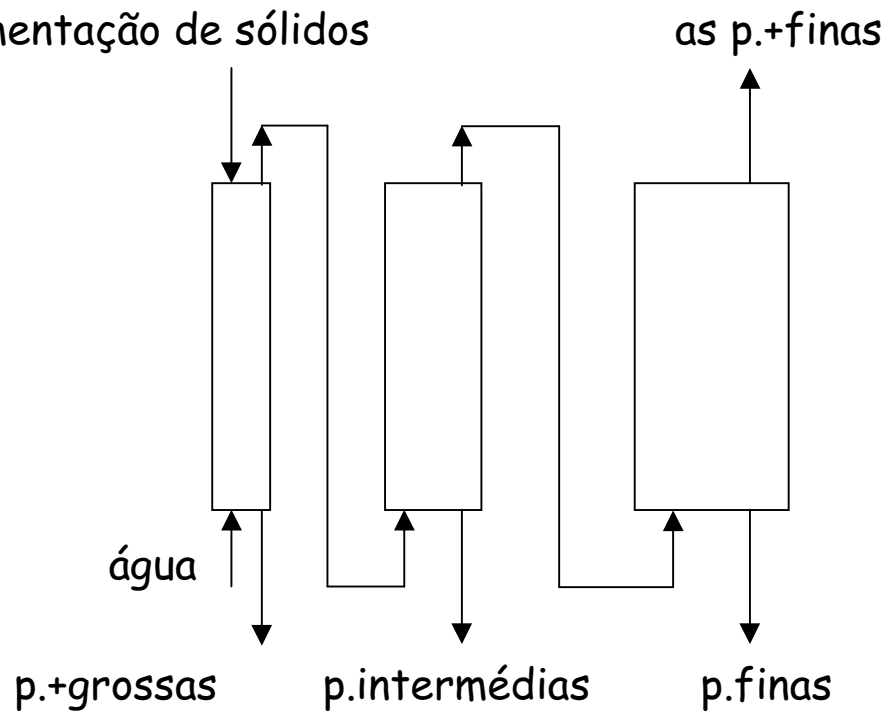
r.laminar: $n=0.5$



h. Equipamento de classificação e sedimentação

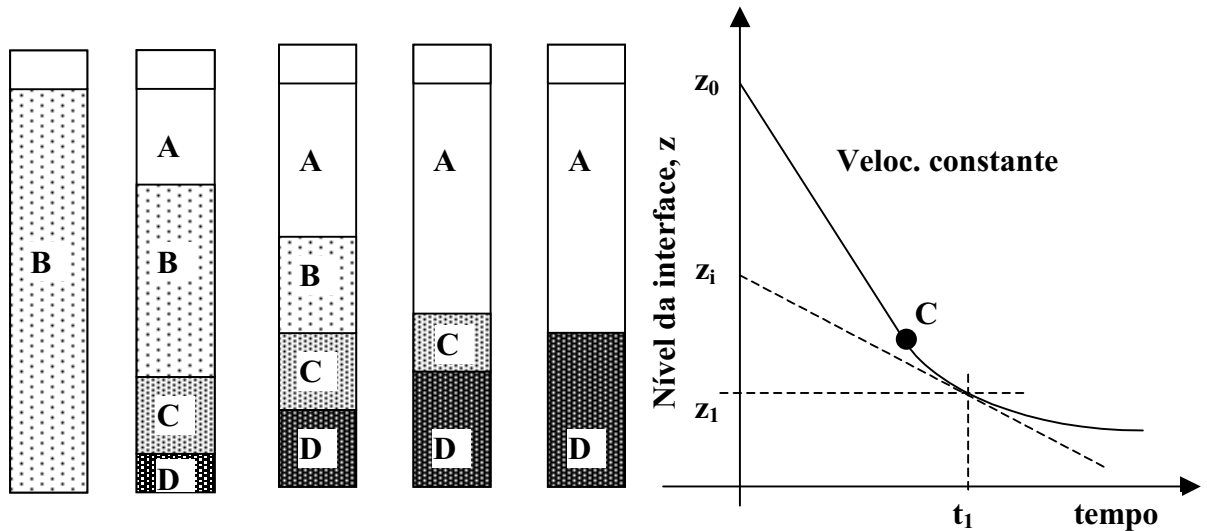
Sistemas de colunas de elutriação

Alimentação de sólidos



i. Sedimentação ou espessamento (de suspensões)

mecanismos da sedimentação



Verifica-se que existe uma camada limitante do caudal mássico de descida dos sólidos cuja concentração C_L é dada por:

$$C_L = \frac{z_0}{z_i} \cdot C_0$$

que corresponde a uma velocidade de assentamento que é a inclinação da recta tangente à curva z vs. t :

$$v_1 = \frac{z_i - z_1}{t_1}$$

A partir de uma curva de v_1 vs C_L é possível calcular a área mínima necessária do sedimentador capaz de garantir um caudal desejado de eliminação de sólidos.