

PROCESSAMENT DE MINERALS



Mina d'or de BISHA MINE SHARE COMPANY/NEVSUN
Approx. Value: US \$ 252 MILLION. Project Period: 2007–2011



UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE CATALUNYA
BARCELONATECH

Departament d'Enginyeria Minera
i Recursos Naturals

Dr. Josep Oliva Moncunill
Octubre 2017



Esperanza copper mine in Chile.



UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE CATALUNYA
BARCELONATECH

**Departament d'Enginyeria Minera
i Recursos Naturals**



Buzwagi. Gold mine. Acacia Mining.



UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE CATALUNYA
BARCELONATECH

**Departament d'Enginyeria Minera
i Recursos Naturals**



Anglo American. Iron Minas Rio in Brazil.



UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE CATALUNYA
BARCELONATECH

**Departament d'Enginyeria Minera
i Recursos Naturals**

TEMA 1. ANÀLISI DE PROCESSOS



UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE CATALUNYA
BARCELONATECH

Departament d'Enginyeria Minera
i Recursos Naturals

Anàlisi de processos de separació

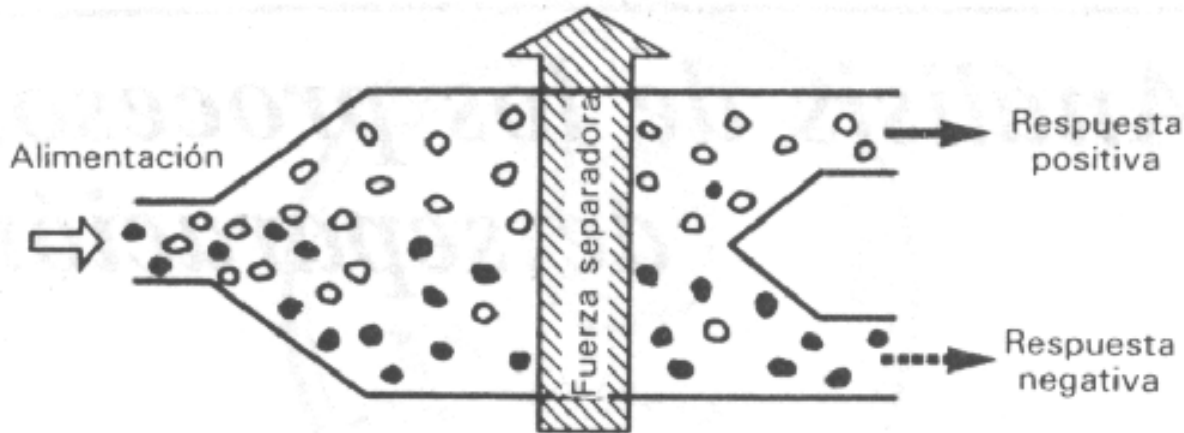


Figura 3.1 Principio básico de un separador.

El processament de minerals s'ocupa de la separació en base a la mida o la mineralogia.

Cal propietat diferencial.



UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE CATALUNYA
BARCELONATECH

Departament d'Enginyeria Minera
i Recursos Naturals

Anàlisi de processos de separació

CORBES DE SEPARABILITAT:

Són les corbes que representen la propietat en front de la massa (diferencial i acumulada). El valor de la propietat és B , i B^* serà l'ajust o tall del separador.

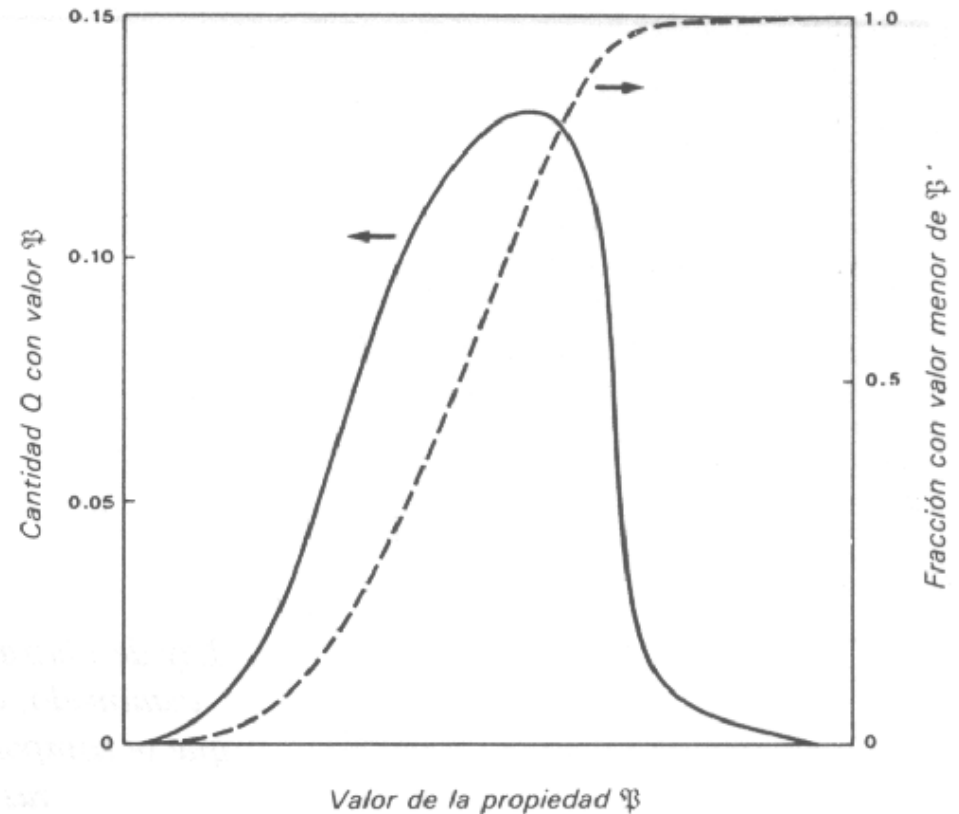


Figura 3.3 Formas acumulativa y de frecuencia de la curva de separabilidad de un conjunto de partículas. (Éstas deben compararse con las curvas de la figura 2.1, la cual es el caso específico en el que el tamaño es la propiedad.)



UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE CATALUNYA
BARCELONATECH

Departament d'Enginyeria Minera
i Recursos Naturals

Anàlisi de processos de separació

Si posem les partícules com a conjunts:

Conjunt I: la partícula te mineral

Conjunt II: la partícula no te mineral.

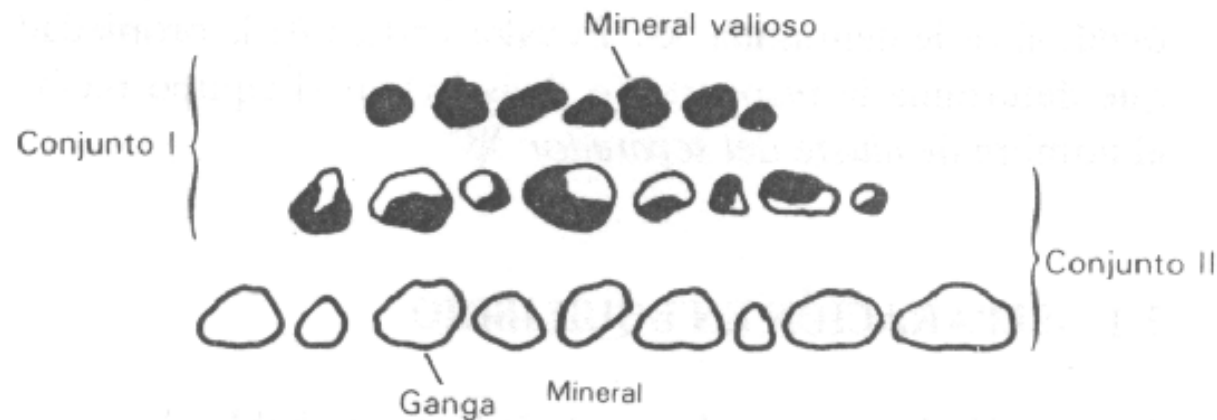


Figura 3.2 Representación de las partículas como conjuntos: el conjunto I está formado por todas las partículas que contienen algún mineral de valor; el conjunto II, de todas las partículas que contienen algún mineral de ganga. Sobre esta base las partículas intermedias son comunes a ambos grupos.

Anàlisi de processos de separació

Les corbes de separabilitat seran:

Conjunt I serà corba A

Conjunt II serà corba B

A i D fàcilment separables, B3* o B4*

B i D fàcilment separables, B4*

La separació de A, B i C és la més típica.

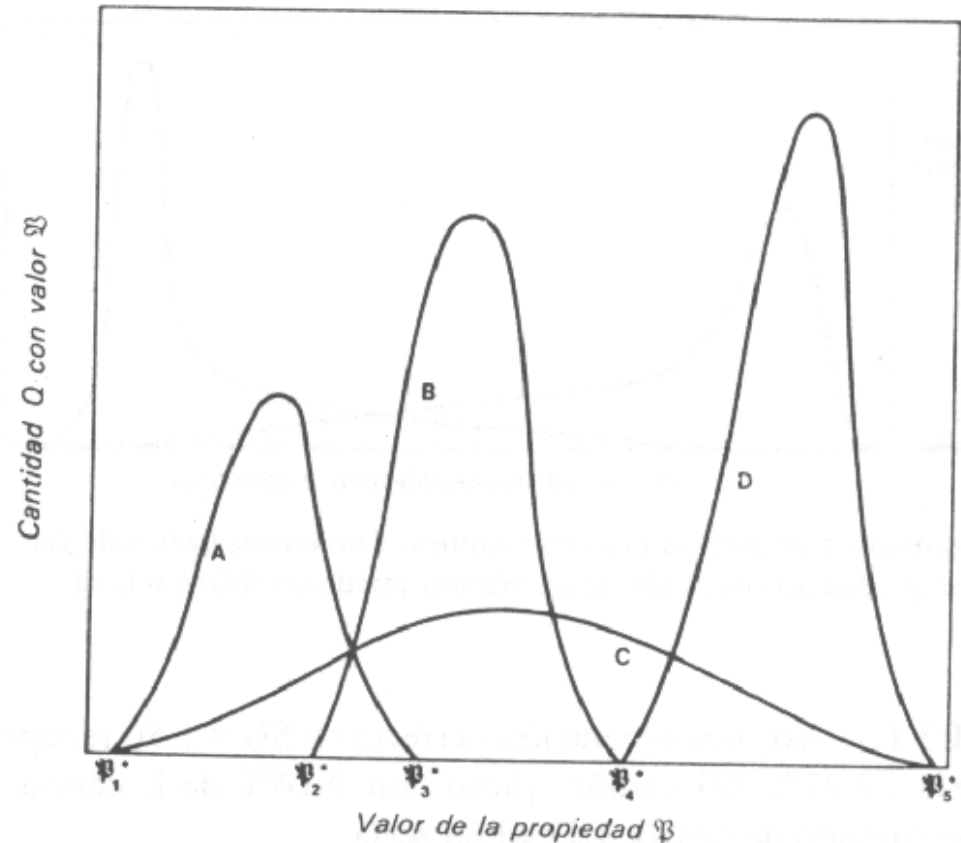


Figura 3.4 Curvas de separabilidad de frecuencia de cuatro conjuntos de partículas. Bajo circunstancias apropiadas, los conjuntos A y B podrían, por ejemplo, representar a los conjuntos I y II de la figura 3.2. \mathfrak{B}_1^* , \mathfrak{B}_2^* , y así sucesivamente son ajustes del separador para diversas separaciones. (Según Prosser.²)

Anàlisi de processos de separació

Segons la propietat la separabilitat pot variar:

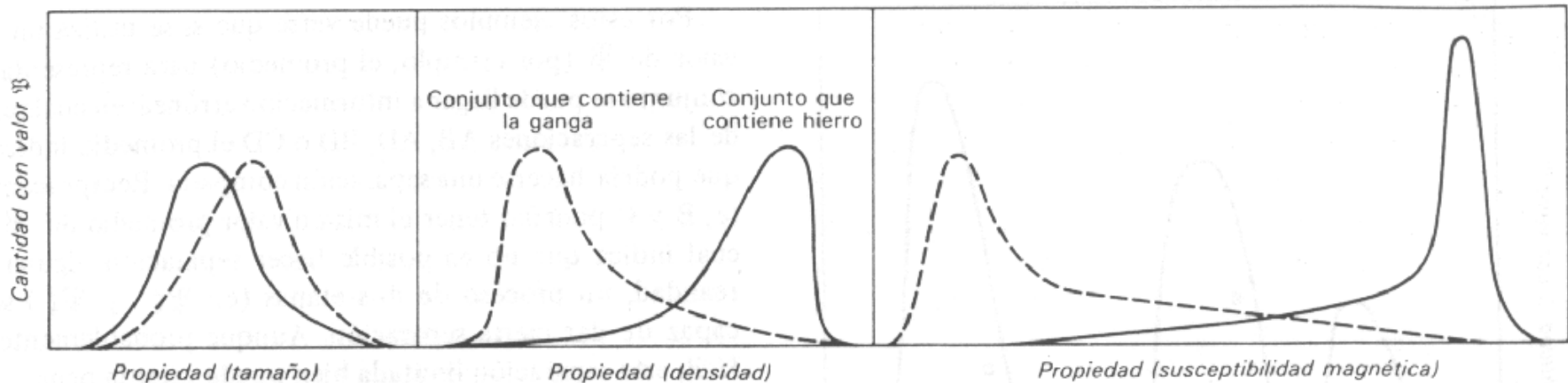


Figura 3.7 Curvas de separabilidad de una arena de playa férrica, compuesta en esencia por dos conjuntos: minerales ligeros de ganga y minerales densos con contenido de hierro. Dependiendo de la propiedad aprovechada, la separación puede ser difícil o fácil.

Anàlisi de processos de separació

Les corbes de separabilitat per a flotació, segons l'addició de col·lector.

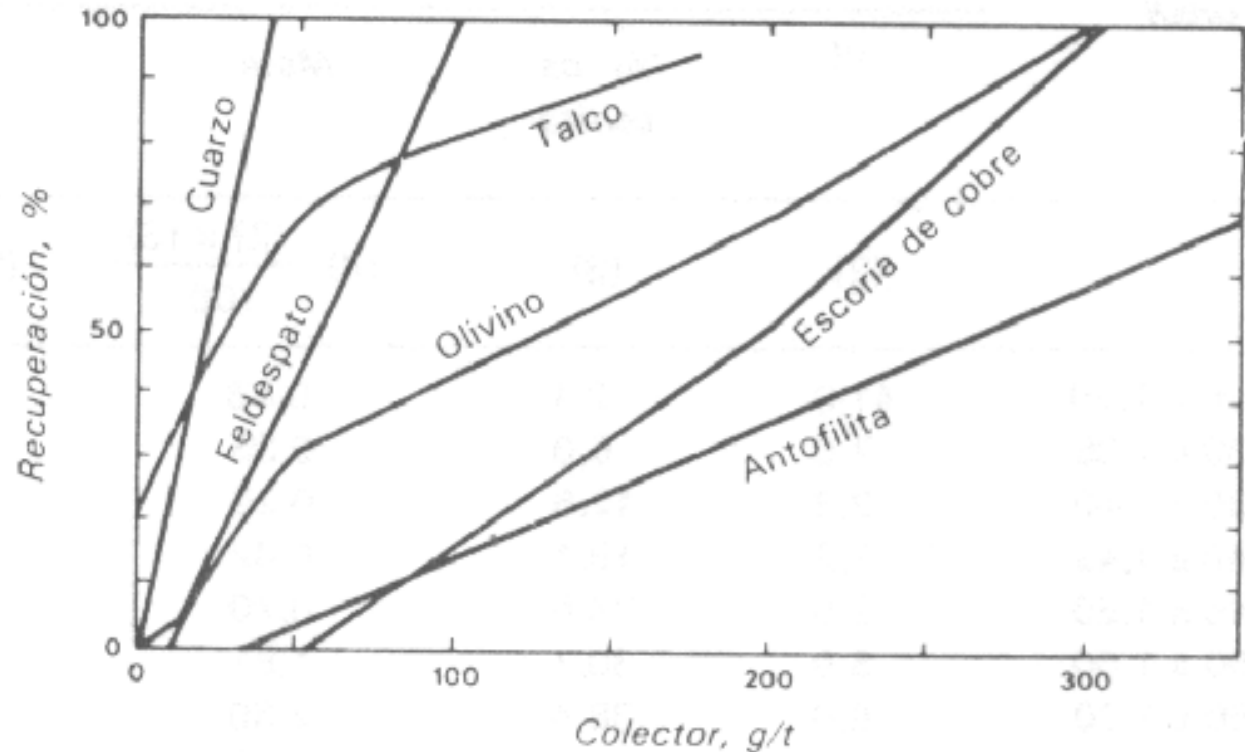


Figura 3.6 Curvas de separabilidad de algunos minerales de silicatos, utilizando la adición de colector como un indicio de la propiedad de "flotabilidad". La separación por flotación entre pares de tales minerales representa la separación A-C en la figura 3.4. (Según Lids-tröm.³)

Cinètica de separació

La separació acostuma a ser en separadors continus.

La cinètica mesura la velocitat de separació de les partícules. Així la variació de massa no separada al separador es pot expressar com una cinètica de primer ordre:

$$\frac{dm}{dt} = -k m$$

On k és la constant cinètica per a cada tipus de partícula.

Integrant:

$$\int_{m_I}^m \frac{dm}{m} = \int_0^t -k dt$$

Per $t=0$, la massa no separada és m_I .

$$\ln\left(\frac{m}{m_I}\right) = -kt$$

Així la massa no separada a temps t serà, m :

$$m = m_I e^{-kt}$$



Cinètica de separació

Algunes operacions són tractades cinèticament com probabilitat de separació:

$$m = m_I(1 - p)^n$$

On p és la probabilitat de separació per a cada partícula i n el número d'intents o etapes de separació.

Hi la relació entre p i k :

$$\begin{aligned}m_I e^{-kt} &= m_I(1 - p)^n \\e^{-kt} &= (1 - p)^n \\-kt &= n \ln(1 - p)\end{aligned}$$

La figura 3.8 mostra la massa separada a temps t , Q_T , amb relació a la total, Q . També podem veure la corba d'eficàcia com a fracció de massa a la descàrrega o corba de Tromp.



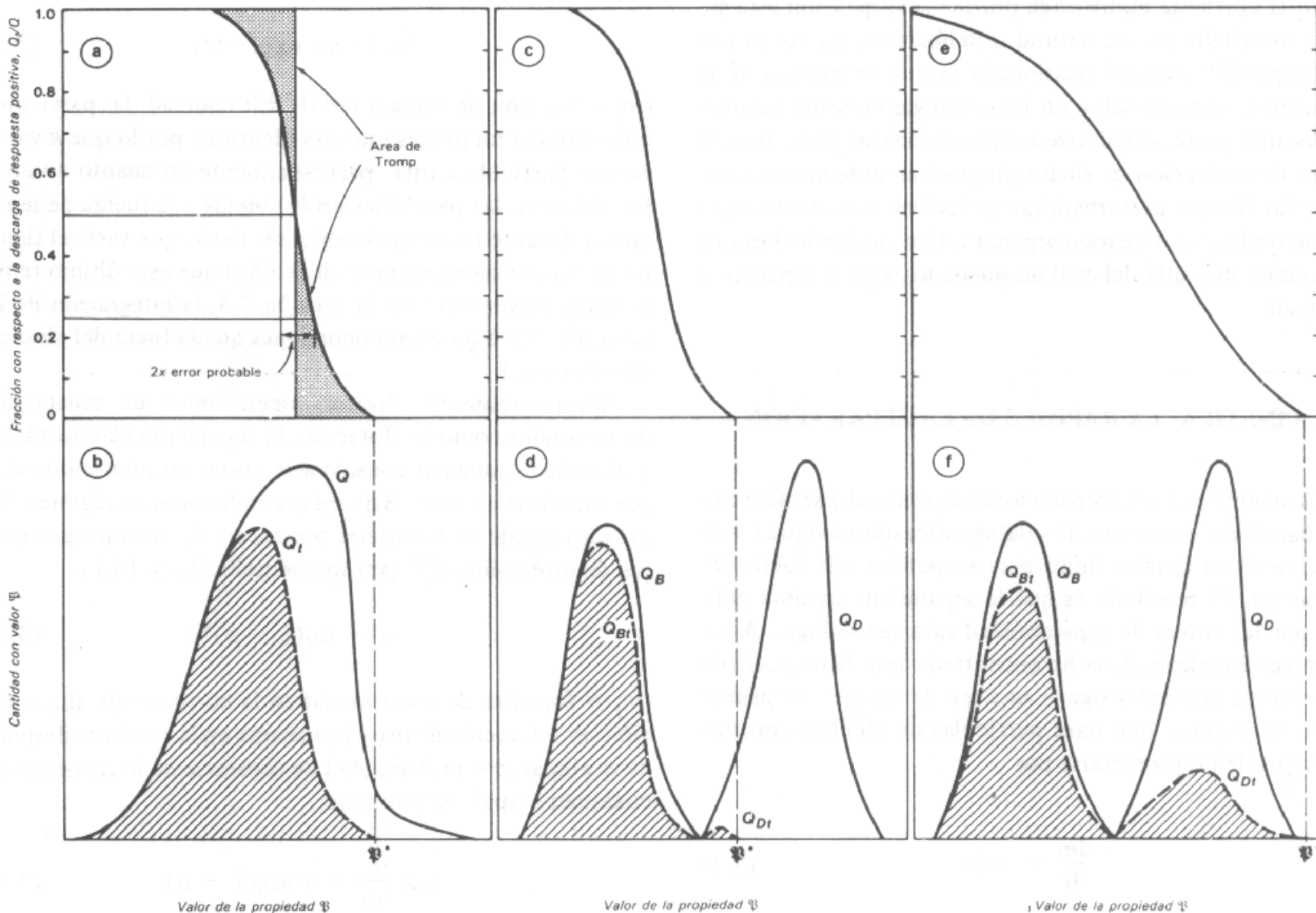


Figura 3.8 b), d) y f) Curvas de separabilidad Q , y porción del conjunto Q_t que responde en el tiempo t . La relación de estas dos cantidades a diversos valores de la propiedad Ψ forma las curvas de rendimiento del separador que aparecen en a), c) y e). Un separador de respuesta rápida d) produce una curva de rendimiento de pendiente fuerte c) y puede considerarse como eficiente, mientras que uno de respuesta lenta f) tiene una curva de rendimiento dispersa e) y es relativamente ineficiente.

Conceptes bàsics

Diagrama de blocs.



Sistema continu versus sistema discontinu.

Corrents o fluxos (F, O, U).

Representa la matèria, en massa o volum, per unitat de temps que entre o surt d'un sistema o operació.

Unitats (kg/s, L/h, ...)

Llei o concentració (f, o, u).

Quantitat relativa d'un element caracteritzat respecte un altre o la totalitat del corrent o flux.

Unitats (kg/kg, kg/L, L/kg, L/L, ...)



UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE CATALUNYA
BARCELONATECH

Departament d'Enginyeria Minera
i Recursos Naturals

Conceptes bàsics

Balanç de matèria en sistemes continus.

És basa en el principi de conservació de la matèria, i és l'aplicació en un sistema o operació.

$$\text{Entrades} + \text{Generació} = \text{Sortides} + \text{Acumulació}$$

En sistemes continus sense generació i acumulació, es simplifica:

$$\text{Entrades} = \text{Sortides}$$

Ex:

$$F = O + U$$
$$F \cdot f = O \cdot o + U \cdot u$$
$$F \cdot (1-f) = O \cdot (1-o) + u \cdot (1-u)$$

Rendiment o eficàcia.

Quantitat relativa d'un mineral (generalment l'útil) que surt d'un sistema o operació, respecte la quantitat que en entre.

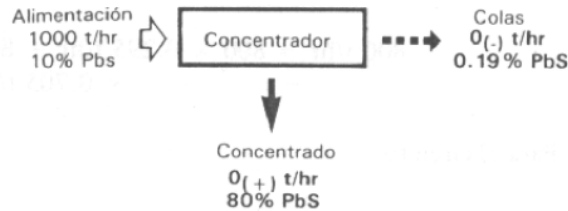
Ex:

$$\text{Eficàcia} = E = \frac{O \cdot o}{F \cdot f}$$



Ejemplo 1.2. Se alimentan a un concentrador 1000 t/hr de mineral que ensaya 10% de PbS. Este produce un concentrado que ensaya 80% de PbS y colas con 0.19% de PbS.

¿Cuáles son los gastos de las corrientes de colas y concentrado?



Base. 1000 t/hr de alimentación

Balances de masa

$$\begin{aligned} \text{Entrada} &= \text{Salida} \\ \text{Alimentación} &= \text{concentrado} + \text{colas} \end{aligned}$$

Gasto total

$$1000 \text{ t/hr} = O_{(+)} \text{ t/hr} + O_{(-)} \text{ t/hr} \quad (\text{E1.2.1})$$

Corriente de PbS

$$\begin{aligned} 1000 \frac{\text{t}}{\text{hr}} \left(\frac{10\%}{100} \right) &= O_{(+)} \frac{\text{t}}{\text{hr}} \left(\frac{80\%}{100} \right) \\ &+ O_{(-)} \frac{\text{t}}{\text{hr}} \left(\frac{0.19\%}{100} \right) \quad (\text{E1.2.2}) \end{aligned}$$

Problema 1

De (E1.2.1):

$$O_{(-)} = 1000 - O_{(+)}$$

Sustituyendo en (E1.2.2):

$$\begin{aligned} 1000 \times \frac{10}{100} &= O_{(+)} \frac{80}{100} + (1000 - O_{(+)}) \frac{0.19}{100} \\ \therefore 10,000 &= 80 O_{(+)} + 190 - 0.19 O_{(+)} \\ \therefore O_{(+)} &= 9810/79.81 \\ &= 122.9 \text{ t/hr} \end{aligned}$$

Sustituyendo en (E1.2.1):

$$\begin{aligned} O_{(-)} &= 1000 - 122.9 \\ &= 877.1 \text{ t/hr} \end{aligned}$$



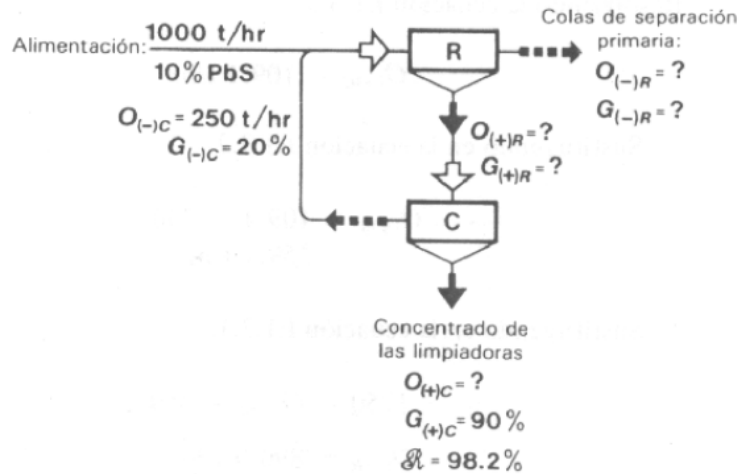
UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE CATALUNYA
BARCELONATECH

Departament d'Enginyeria Minera
i Recursos Naturals

Ejemplo 1.3. En un circuito de flotación primaria-limpiadora se produce un concentrado de PbS. Las colas de la limpiadora ensayan 20% de PbS y se reciclan a las celdas de flotación primaria, y la carga circulante (alimentación reciclada/fresca) es 0.25. La alimentación fresca o nueva ensaya 10% de PbS y se introduce a razón de 1000 t/hr. La recuperación y la ley del concentrado son 98.2% y 90%, respectivamente. ¿Cuáles son los gastos y ensayos de las otras corrientes?

Solución

Problema:



Base. 1000 t/hr de alimentación fresca



UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE CATALUNYA
BARCELONATECH

Departament d'Enginyeria Minera
i Recursos Naturals

Problema 2

$$\text{Entrada} = \text{Salida}$$

Balance total de masa de la flotación primaria:

$$1000 + 250 = O_{(-)R} + O_{(+)R} \quad (\text{E1.3.1})$$

Balance total de masa de la limpiadora:

$$O_{(+)R} = O_{(+)C} + 250 \quad (\text{E1.3.2})$$

Balance de masa de PbS de la flotación primaria:

$$\begin{aligned} 1000 \times 10\% + 250 \times 20\% \\ = O_{(-)R} \times G_{(-)R} + O_{(+)R} \times G_{(+)R} \quad (\text{E1.3.3}) \end{aligned}$$

Balance de masa de PbS de la limpiadora:

$$O_{(+R)} \times G_{(+R)} = O_{(+C)} \times 90\% + 250 \times 20\% \quad (\text{E1.3.4})$$

$$\mathcal{R} = \frac{\text{masa de PbS en el concentrado de la limpiadora}}{\text{masa de PbS en la alimentación fresca}} \times 100$$

es decir,

$$98.2\% = \frac{O_{(+C)} \times 90\%}{1000 \times 10\%} \times 100 \quad (\text{E1.3.5})$$

Resolviendo la ecuación E1.3.5:

$$O_{(+C)} = 109.1 \text{ t/hr}$$

Sustituyendo en la ecuación E1.3.2:

$$\begin{aligned} O_{(+R)} &= 109.1 + 250 \\ &= 359.1 \text{ t/hr} \end{aligned}$$

Sustituyendo en la ecuación E1.3.1:

$$1250 = O_{(-R)} + 359.1$$

$$\therefore O_{(-R)} = 890.9 \text{ t/hr}$$

Sustituyendo en la ecuación E1.3.4:

$$359.1 \times G_{(+R)} = 109.1 \times 90 + 250 \times 20$$

$$\therefore G_{(+R)} = 41.27\%$$

Sustituyendo en la ecuación E1.3.3:

$$1000 \times 10 + 250 \times 20 = 890.9 \times G_{(-R)} + 359.1 \times 41.27$$

$$\begin{aligned} \therefore G_{(-R)} &= \frac{10,000 + 5000 - 14,831}{890.9} \\ &= 0.20\% \end{aligned}$$



GRAU DE PROCESSAMENT

ETAPA	GRADO DE CONCENTRACIÓN	PROCESOS TÍPICOS	EJEMPLOS
1ª	PEQUEÑO	Estrío manual , trituración, clasificación, lavado, corte, pulido, etc.	Rocas, tierras, arcillas, hierros, carbones buenos, áridos, oro y minerales aluvionares.
2ª	MEDIO	Trituración gruesa, clasificación gravimétrica, medios densos, secado, mezclado y homogeneizado	Carbones medios, industriales y metales pesados sueltos.
3ª	NORMAL	Trituración gruesa y fina, molienda, flotación, espesado, filtrado y secado	Sulfuros metálicos diseminados, industriales especiales.
4ª	GRANDE	Trituración gruesa, fina, molienda, disolución química, concentración, electrólisis, precipitación y fusión	Oro, plata y otros metales diseminados, uranio, cobre y sales.



Problemes 1,2 i 3



UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE CATALUNYA
BARCELONATECH

Departament d'Enginyeria Minera
i Recursos Naturals

Tema 2. Caracterització de minerals



ANÀLISIS DE PARTÍCULES

Table 2.2. Important exploitable characteristics used in separation of minerals

Characteristic	Type of separating force	Techniques employed
Colour, lustre	Visual, manual, automated	Hand sorting of graded ore Fluorescent light or impulses triggered by reflected light may be used
Specific gravity	Differential movement in fluids	Jig, sluice, shaking table, spiral heavy media separation
Ferromagnetism	Magnetic	Magnetic separators
Conductivity	Electrostatic charge	Separation by high tension separators based on differences in conductivity
Shape	Frictional	Sliding action to remove slate from coal
Texture	Crushing, screening, classifying	Techniques based on characteristic shapes and surfaces, which are developed during comminution
Radioactivity	α or β rays	Separating or picking devices used on the basis of activation by signals from emissions
Chemical reactivity	Reaction with suitable chemicals	Leaching of ores, separation of dissolved compounds by solvent extraction and ion exchange, precipitation, etc.
Surface reactivity	Differential surface tension in water	Separation of relatively aerophilic mineral as froth from aerated pulp by froth flotation

MÈTODES D'ANÀLISIS DE PARTÍCULES

Tabla 2.8 Caracterización de los métodos de análisis de partículas.

Grupo 1 *Medición directa de partículas*

Métodos microscópicos

Métodos de sedimentación (gravitacionales o centrífugos)

Métodos en corrientes de fluido

Grupo 2 *Fraccionamiento de una muestra de partículas*

Tamizado

Elutriación (gravitacional o centrífugos)

Grupo 3 *Determinación del área superficial por adsorción*

Métodos estáticos

Métodos de flujo de gases

Grupo 4 *Estudios de permeabilidad*

Permeámetros dinámicos

Permeámetros estáticos

Grupo 5 *Análisis composicional*

Análisis químico por vía húmeda

Difracción de rayos X

Análisis por rayos X (EDAX, fluorescencia)

MIDA DIRECTE DE PARTÍCULES

$$d_{AM} = \frac{d_{MAX} + d_{MIN}}{2}$$

$$d_{GM} = (d_1 d_2 d_3 d_4 \dots d_N)^{1/N}$$

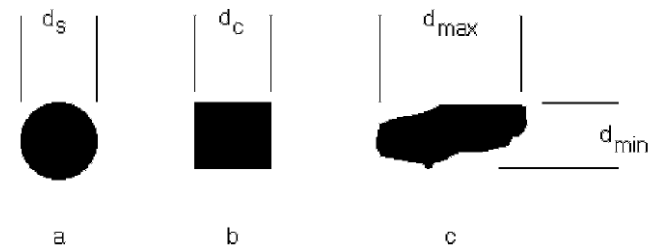


Fig. 2.1. Characterisation of particle size.

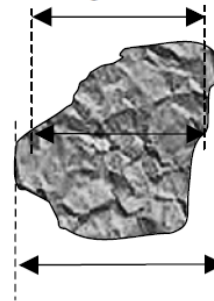
En alguns casos les estimacions de la mitjana dels diàmetres s'expressa com el diàmetre mitjà de **Mellor**:

$$d_{ML} = 0.632 [(d_{MAX} + d_{MIN})(d_{MAX}^2 + d_{MIN}^2)]^{0.33}$$

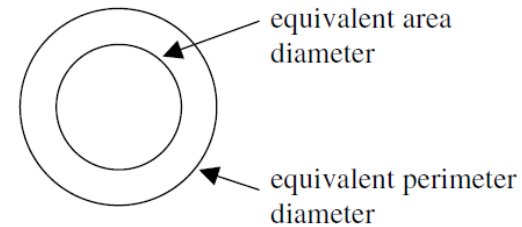
El diàmetre de **Martin** és la longitud de la línia que divideix la imatge de la partícula.

El diàmetre de **Feret** és la distància mitjana entre dos tangents en els costats oposats del contorn aparent de la partícula. Les tangents són perpendiculars a una direcció fixada arbitràriament, independentment de l'orientació de la partícula.

Martin's diameter
(divides profile into 2 equal areas)



Feret's diameter



Fixed direction

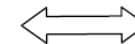


Fig. 2.2. Particle size equivalents.

MIDA DIRECTE DE PARTÍCULES: MÈTODES MICROSCÒPICS

La mesura de les dimensions de la partícula per mètodes òptics està limitada a grandàries majors a 100 micres. Amb un microscopi electrònic fins a 0.001 micres. Amb mètodes de sedimentació per gravetat fins a 1 micra.

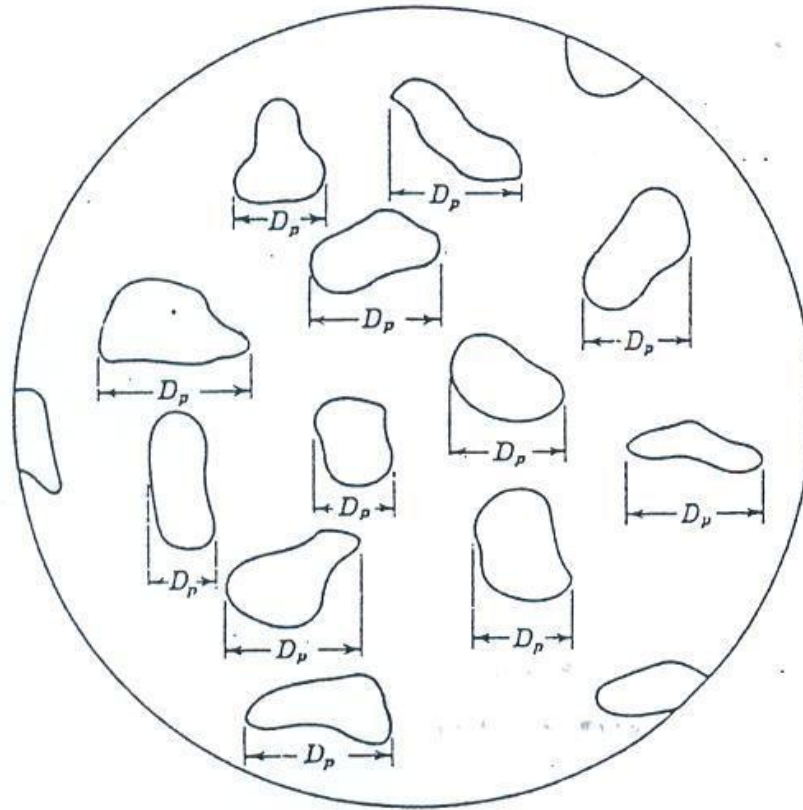


FIG. B-1. Medición de tamaños de partículas usando un micrómetro

MOSTRES DE MINERALS

Mètode de Gy^(1,2)

Determinació de la mida de les mostres, en representació de grans masses, per assajos de laboratori.

Gy presentà un model on la mostra mínima (M_{\min} , en kg) és:

$$M_{\min} = \frac{K \cdot dm_{\max}^3}{\sigma^2}$$

On dm_{\max} és la mida més gran de partícula, que podem agafar com el tamís on passa 90-95% del material, en m; σ^2 és la variància de l'error admissible que volem obtenir en el mostreig, o 2σ com la probabilitat acceptable (95% amb igual valor); K és constant de la mostra, en kg/m^3 .

Aquesta K , es pot calcular com:

$$K = P_S \cdot P_D \cdot P_L \cdot m$$

On P_S és el factor de forma (normalment agafem 0.5 per partícules esfèriques i 0.2 per minerals d'or); P_D és el factor de distribució (rang de 0.25 a 0.75, valors alts per rang de mides petits, normalment s'agafa 0.25, i 0.50 pel rang de mides més estret).

(1) Pierre M. Gy, The sampling of particulate materials - A general theory, International Journal of Mineral Processing, 3 (4), 1976, 289-312.

(2) Pierre M. Gy, Sampling of Particulate Material: Theory and Practice, Elsevier Scientific Publishing Co., Amsterdam. (1979).

MOSTRES DE MINERALS

P_L és el factor d'alliberament (agafem 0.0 per no alliberats, i 10.0 pels alliberats, els valors mitjos són a la taula següent).

Top Size/Liberation Size, (d_{MAX}/d_L)	<1	1-4	4-10	10-40	40-100	100-400	>400
Lib. Factor (P_L)	1.0	0.8	0.4	0.2	0.1	0.05	0.02

m és el factor mineralògic (kg/m^3), i es calcula com:

$$m = \left[\frac{1 - \alpha}{\alpha} \right] [(1 - \alpha)\rho_M + \alpha \rho_G]$$

On α és la fracció de mineral a la mostra; ρ_M i ρ_G és la densitat de mineral i ganga respectivament, en kg/m^3 .



Exercici 1.3:

Volem un mostreig en una planta de processament de coure, amb un contingut del 9% de coure. El nivell de confiança desitjat és del 0,1% de coure com 2σ la desviació estàndard. La mida màxima de partícula és 2,5 cm. El mineral és calcopirita i la mida d'alliberament és 75 micres. Les densitats són per a la calcopirita 5600 kg/m³ i la ganga 2500 kg/m³.

Solució:

1. Càlcul desviació estàndard σ :

Es vol com a màxim un error de 0,1% sobre 9% de coure, i això és:

$$2\sigma = \frac{0,1}{9}$$

$$\sigma = \frac{0,1}{2 \cdot 9} = 0,00555$$

2. Càlcul P_L ;

$$\frac{d_{m\grave{a}x}}{d_L} = \frac{25 \text{ mm}}{0,075 \text{ mm}} = 333,33 \text{ mirar taula 1,3 } P_L = 0,05$$

3. Càlcul llei calcopirita (Cu_2S), α :

Massa atòmica Cu = 63,56 g/mol

Massa atòmica $Cu_2S = (2 \times 63,56) + 32,1 = 159,2 \text{ g/mol}$

$$9 \frac{g \text{ Cu}}{100 \text{ g sample}} \frac{159,2 \text{ g } Cu_2S}{(2 \times 63,56) \text{ g Cu}} = 11,3\% \text{ } Cu_2S$$

$$\alpha = 0,113$$

$$m = \left[\frac{1 - \alpha}{\alpha} \right] [(1 - \alpha)\rho_M + \alpha\rho_G] = \left[\frac{1 - 0,113}{0,113} \right] [(1 - 0,113)5600 + 0,113 \times 2500]$$

$$= 41207,8 \text{ kg/m}^3$$

4. Càlcul P_S i P_D ;

P_S és el factor de forma = 0.5 per partícules esfèriques

P_D és el factor de distribució = 0,25

5. Podem calcular K;

$$K = P_S \cdot P_D \cdot P_L \cdot m = 0,5 \times 0,25 \times 0,05 \times 41207,8 = 257,5 \text{ kg/m}^3$$

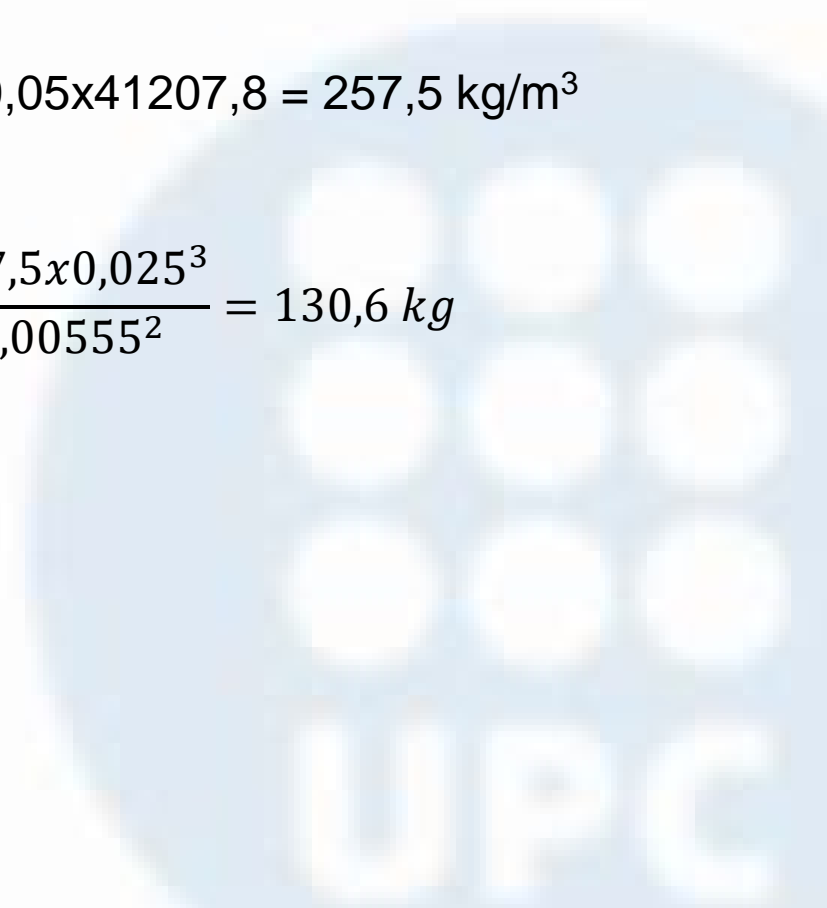
6. Calculem $M_{\text{mín}}$;

$$M_{\text{mín}} = \frac{K \cdot d_{\text{màx}}^3}{\sigma^2} = \frac{257,5 \times 0,025^3}{0,00555^2} = 130,6 \text{ kg}$$

La mostra mínima hauria de ser 131 kg.

Si $\sigma = 0,00550$ aleshores sortiria 133 kg

Si $\sigma = 0,00556$ aleshores sortiria 128 kg



FORMA DE PARTÍCULA

MODEL GENERAL:

Cub: $V = D_p^3$
 $S = 6 D_p^2$

Esfera: $V = \frac{\pi}{6} D_p^3$
 $S = \pi D_p^2$

General: $V = a D_p^3$
 $S = 6b D_p^2$

Relació per esferes i cubs:

$$\frac{S}{V} = \frac{6}{D_p}$$

En general:

$$\frac{S}{V} = \frac{6b}{a D_p}$$

com $\lambda = \frac{b}{a}$ (factor de forma)

$$\frac{S}{V} = \frac{6 \lambda}{D_p}$$

Material	Factor de Forma, λ	Material	Factor de Forma, λ
Esferas, cubos, cilindros (L=Dp)	1.0	Arena de Cantos vivos	1.5
Arena de cantos lisos	1.2	Vidrio Triturado	1.5
Polvo de Carbón	1.4	Escamas de Mica	3.6

FORMA DE PARTÍCULA

MODEL DE HEYWOOD:

Definim relació d'elongació, R_E , com:

$$R_E = \frac{\text{llarg}}{\text{ample}} = \frac{L}{A}$$

Definim relació planar, R_F , com:

$$R_F = \frac{\text{ample}}{\text{fons}} = \frac{A}{P}$$

També defineix dos factors de forma, de volum i de superfície:

$$V_p = \lambda_v d_p^3$$

$$S_p = \lambda_s d_p^2$$

El càlcul de d'aquests factors de forma és

$$\lambda_v = \frac{\lambda_{vae}}{R_F \sqrt{R_E}}$$

$$\lambda_s = 1,57 + kg \left(\frac{\lambda_{vae}}{R_F} \right)^{\frac{4}{3}}$$

On; kg, λ_{vae} són a la taula 2,6.

Tabla 2.6 Datos para la ecuación 2.17.

Grupo de forma	λ_{vae}	Kg
<i>Formas geométricas:</i>		
Tetraédrica	0.328	4.36
Cúbica	0.696	2.55
Esférica	0.524	1.86
<i>Formas aproximadas:</i>		
Angular: Tetraédrica	0.38	3.3
Prismoidal	0.47	3.0
Subangular	0.51	2.6
Redondeada	0.54	2.1

FORMA DE PARTÍCULA

ESFERICITAT (φ):

Definim:

$$\varphi = \frac{\text{\textit{àrea superficial de l'esfera del mateix volum que la partícula}}}{\text{\textit{àrea superficial de la partícula}}}$$

Aleshores:

$$V_p = \lambda_v d_p^3 = \frac{\pi}{6} d_v^3$$

$$S_p = \lambda_s d_p^2 = \pi d_s^2$$

Aïllant d_v i d_s a les dues expressions;

$$d_v = \frac{\lambda_v^{\frac{1}{3}} d_p}{\left(\frac{\pi}{6}\right)^{\frac{1}{3}}}$$

$$d_s = \frac{\lambda_s^{\frac{1}{2}} d_p}{(\pi)^{\frac{1}{2}}}$$

On d_p , d_v i d_s són diàmetre partícula, esfera igual volum i esfera igual superfície.

FORMA DE PARTÍCULA

Substituint:

$$\varphi = \frac{\pi d_v^2}{\lambda_s d_p^2} = \frac{\pi d_v^2}{\pi d_s^2} = \frac{d_v^2}{d_s^2} = \frac{\left(\frac{\lambda_v^{\frac{1}{3}} d_p}{\left(\frac{\pi}{6}\right)^{\frac{1}{3}}} \right)^2}{\left(\frac{\lambda_s^{\frac{1}{2}} d_p}{(\pi)^{\frac{1}{2}}} \right)^2}$$

$$= \frac{\pi \lambda_v^{\frac{2}{3}}}{\left(\frac{\pi}{6}\right)^{\frac{2}{3}} \lambda_s} = 4,84 \frac{\lambda_v^{\frac{2}{3}}}{\lambda_s}$$

Els valors de λ_v , λ_s i φ són a la taula 2,7.

Tabla 2.7 Valores típicos de los factores de forma.

Tipo de material	λ_{va}	λ_{sa}	ψ
Partícules redondeadas: arenas desgastadas por agua, polvo de chimenea fundido, metales atomizados.	0.32-0.41	2.7-3.4	0.817
Partícules angulares de minerales pulverizados: carbón mineral, caliza, arena.	0.2-0.28	2.5-3.2	0.655
Partícules de hojuela: plúmbago, talco, yeso.	0.12-0.16	2.0-2.8	0.543
Hojuelas muy delgadas: mica, grafito, aluminio.	0.01-0.03	1.6-1.7	0.216

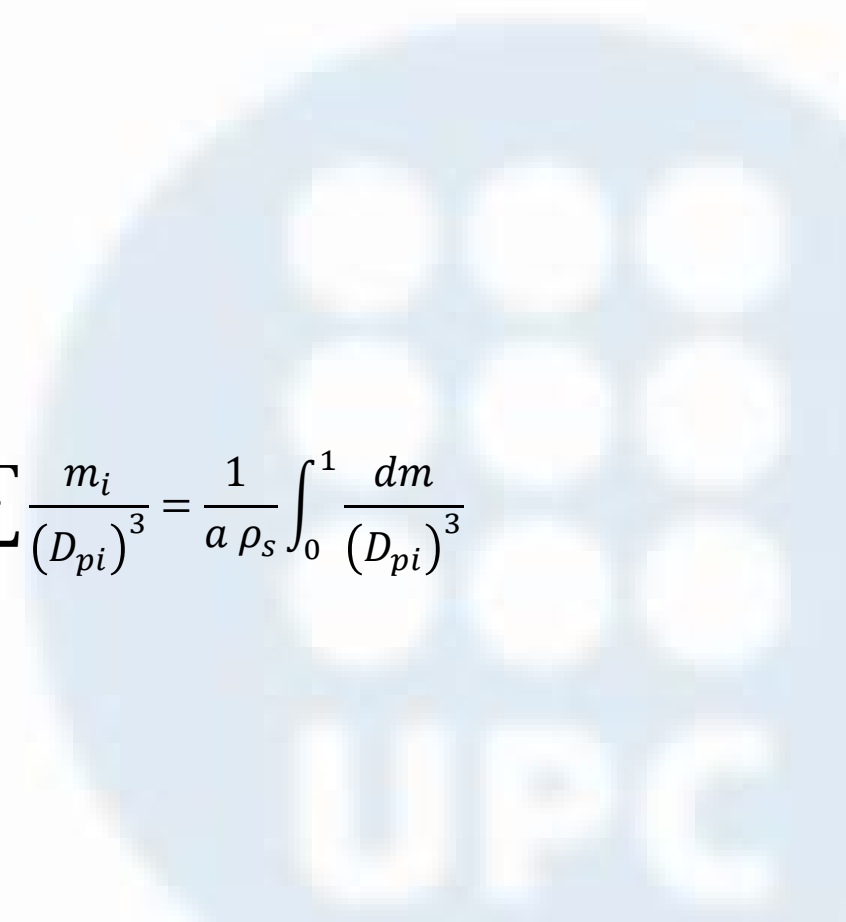
ÀREA I VOLUM DE PARTÍCULA

Àrea de partícula:

$$A = N A_p = \frac{M_T}{m_p} (6b D_p^2) = \frac{M_T}{\rho_s a D_p^3} (6b D_p^2) = \frac{6 \lambda M_T}{\rho_s D_p} = \frac{6 \lambda}{\rho_s} \sum \frac{m_i}{D_{pi}} = \frac{6 \lambda}{\rho_s} \int_0^1 \frac{dm}{D_p}$$

Número de partícules:

$$N = \frac{M_T}{m_p} = \frac{M_T}{\rho_s a D_p^3} = \frac{1}{a \rho_s} \sum \frac{m_i}{(D_{pi})^3} = \frac{1}{a \rho_s} \int_0^1 \frac{dm}{(D_{pi})^3}$$



ASSAIG GRANULOMÈTRIC: MÈTODES I EQUIPS

CARACTERITZACIÓ DE MINERALS



Figura 9.1 Principio del tamizado de laboratorio con un apilamiento de tamices. (Cortesía de Tyler Industrial Products.)

Escales normalitzades de tamisos

Tabla de comparación de series de cribas estándar U.S.A., Tyler, Canadiense, Británica, Francesa y Alemana

U.S.A. (1)		TYLER (2)	CANADIENSE (3)		BRITÁNICA (4)		FRANCESA (5)		ALEMANA (6)
Estándar	Alternativa	Designación de malla	Estándar	Alternativa	Abertura nominal	N. nominal de malla	Abertura mm	No.	Abertura
125 mm 106 mm 100 mm 90 mm 75 mm	5" 4.24" 4" 3½" 3"		125 mm 106 mm 100 mm 90 mm 75 mm	5" 4.24" 4" 3½" 3"					
63 mm 53 mm 50 mm 45 mm 37,5 mm	2½" 2.12" 2" 1¾" 1½"		63 mm 53 mm 50 mm 45 mm 37,5 mm	2½" 2.12" 2" 1¾" 1½"					
31.5 mm 26.5 mm 25.0 mm 22.4 mm 19.0 mm	1¼" 1.06" 1" ¾" ¾"	1.05" .883" .742"	31.5 mm 26.5 mm 25.0 mm 22.4 mm 19.0 mm	1¼" 1.06" 1" ¾" ¾"					25.0 mm 20.0 mm
16.0 mm 13.2 mm 12.5 mm 11.2 mm	¾" .530" ½" 7/16"	.624" .525" .441"	16.0 mm 13.2 mm 12.5 mm 11.2 mm	¾" .530" ½" 7/16"					18.0 mm 16.0 mm 12.5 mm
9.5 mm 8.0 mm 6.7 mm 6.3 mm	¾" 5/16" .265" ¼"	.371" 2½ 3	9.5 mm 8.0 mm 6.7 mm 6.3 mm	¾" 5/16" .265" ¼"					10.0 mm 8.0 mm 6.3 mm
5.6 mm 4.75 mm 4.00 mm 3.35 mm	No. 3½ 4 5 6	3½ 4 5 6	5.6 mm 4.75 mm 4.00 mm 3.35 mm	No. 3½ 4 5 6	3.35 mm	5	5.000 4.000	38 37	5.0 mm 4.0 mm
2.80 mm 2.36 mm 2.00 mm 1.70 mm	7 8 10 12	7 8 9 10	2.80 mm 2.36 mm 2.00 mm 1.70 mm	7 8 10 12	2.80 mm 2.40 mm 2.00 mm 1.68 mm	6 7 8 10	3.150 2.500 2.000 1.600	36 35 35 33	3.15 mm 2.5 mm 2.0 mm 1.6 mm
1.40 mm 1.18 mm 1.00 mm 850 µm	14 16 18 20	12 14 16 20	1.40 mm 1.18 mm 1.00 mm 850 µm	14 16 18 20	1.40 mm 1.20 mm 1.00 mm 850 µm	12 14 16 18	1.250 1.000	32 31	1.25 mm 1.0 mm
710 µm 600 µm 500 µm	25 30 35	24 28 32	710 µm 600 µm 500 µm	25 30 35	710 µm 600 µm 500 µm	22 25 30	.800 .630 .500	30 29 28	800 µm 630 µm 500 µm
445 µm 355 µm 300 µm	40 45 50	35 42 48	445 µm 355 µm 300 µm	40 45 50	420 µm 355 µm 300 µm	36 44 52	.400 .315	27 26	400 µm 315 µm
250 µm 212 µm 180 µm	60 70 80	60 65 80	250 µm 212 µm 180 µm	60 70 80	250 µm 210 µm 180 µm	60 72 85	.250 .200 .160	25 24 23	250 µm 200 µm 160 µm
150 µm 125 µm 106 µm 90 µm	100 120 140 170	100 115 150 170	150 µm 125 µm 106 µm 90 µm	100 120 140 170	150 µm 125 µm 105 µm 90 µm	100 120 150 170	.125 .100	22 21	125 µm 100 µm 90 µm
75 µm 63 µm	200 230	200 250	75 µm 63 µm	200 230	75 µm 63 µm	200 240	.080 .063	20 19	80 µm 71 µm 63 µm 56 µm
53 µm 45 µm 38 µm	270 325 400	270 325 400	53 µm 45 µm 38 µm	270 325 400	53 µm 45 µm	300 350	.050 .040	18 17	50 µm 45 µm 40 µm

(1) Serie de mallas U.S.A. — Especificación ASTM E-11-70

(2) Serie de cribas estándar Tyler.

(3) Serie de cribas estándar canadienses B-GP-4.

(4) British Standards Institution, Londres BS-410-62.

(5) Especificaciones de normas francesas, AFNOR X-11-501.

(6) Especificación de normas alemanas DIN 4188.

* Estas cribas corresponden a las recomendadas por la ISO (International Standards Organization) como norma internacional y debe usarse esta designación al indicar análisis de cribas que sean para publicación internacional.

MIDA DE PARTÍCULA – ANÀLISI GRANULOMÈTRIC

Tabla B-1. RESULTADOS DE UN ANÁLISIS POR TAMIZADO TÍPICO

Gama de tamaños (Mallas Tyler)	Diámetro promedio de partícula (D_p), plg	Fracción masa retenida, por ciento en peso
-10 + 14	0.0555	2
-14 + 20	0.0394	5
-20 + 28	0.0280	10
-28 + 35	0.0198	18
-35 + 48	0.0140	25
-48 + 65	0.0099	25
-65	0.0041	15

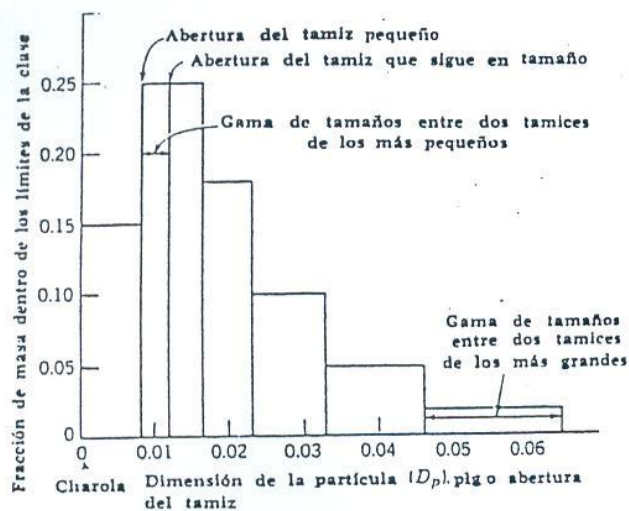


FIG. B-3. Representación gráfica usando un "histograma", del análisis por tamizado indicado en la Tabla B-1

Tabla 2.2 Análisis representativo de tamices.

Abertura* mm	Abertura promedio** μm	Porcentaje retenido	Porcentaje acumulativo que pasa
(mm) +9.50	11.55 mm	0.03	
-9.50 +6.80	8.15	0.43	99.97
-6.80 +4.75	5.78	2.03	99.54
-4.75 +3.40	4.08	4.17	97.51
-3.40 +2.36	2.88	6.97	93.34
-2.36 +1.70	2.03	9.59	86.37
-1.70 +1.18	1.44	10.94	76.78
-1.18 +850	1.02	10.80	65.84
-850 +600	725 μm	9.91	55.04
-600 +425	512	8.42	45.13
-425 +300	362	7.12	36.71
-300 +212	257	6.10	29.59
-212 +150	181	5.23	23.49
-150 +106	128	4.38	18.26
-106 +75	90	3.85	13.88
-75 +53	64	2.91	10.03
-53 +38	45	2.14	7.12
-38 μm	19	4.98	4.98

MIDA DE PARTÍCULA – ANÀLISI GRANULOMÈTRIC

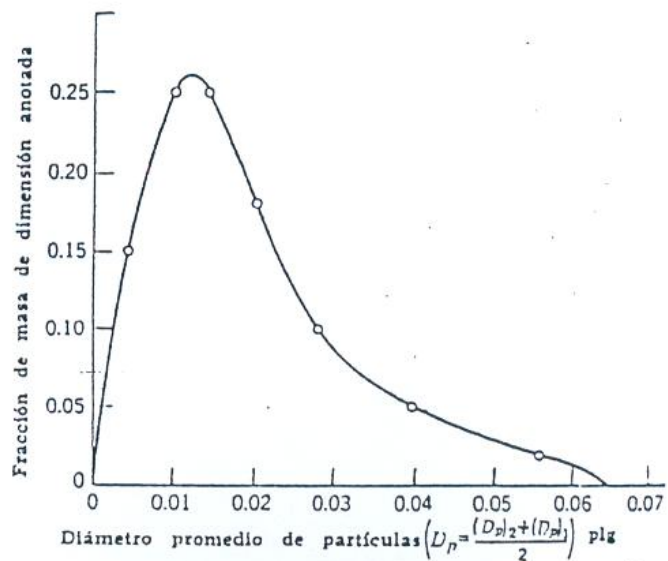
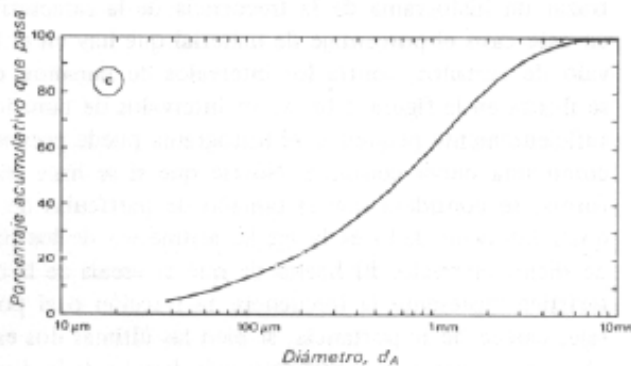
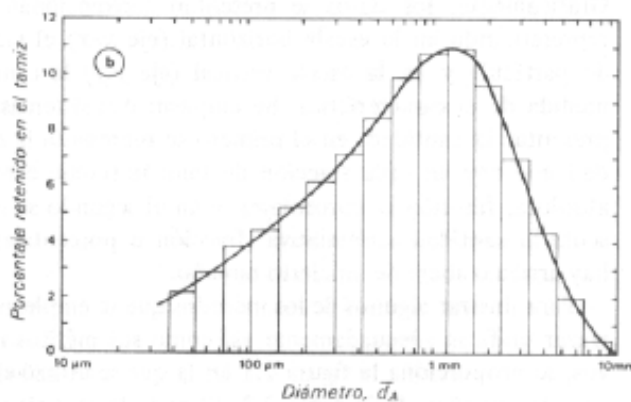
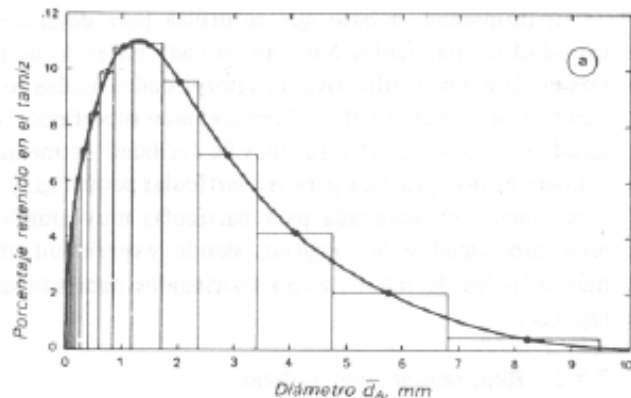
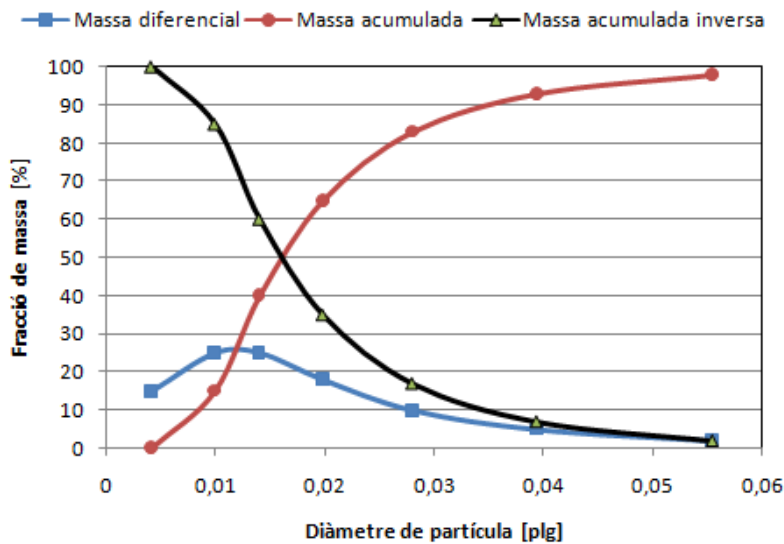


FIG. B-4. Gráfica de distribución fraccional para el análisis por tamizado en la Tabla B-1



DIÀMETRES NOMINALS

Tabla 2.1 Diámetros nominales.

Símbolo	Nombre adecuado	Base
d_o		Diámetro de una esfera
d_A	Diámetro del tamiz	El ancho de la abertura cuadrada mínima por la que pasa la partícula.
d_s	Diámetro de superficie	$(S/\pi)^{1/2}$ El diámetro de una esfera que tiene la misma área de superficie que la partícula ($\sim 1.28 d_A$)*.
d_v	Diámetro de volumen	$(6V/\pi)^{1/3}$ El diámetro de una esfera que tiene el mismo volumen que la partícula ($\sim 1.10 d_A$)*.
d_B	Diámetro del área proyectada	$(4A_p/\pi)^{1/2}$ El diámetro de una esfera que tiene la misma área proyectada que la partícula, vista en dirección perpendicular a un plano de estabilidad ($\sim 1.41 d_A$)*.
d_d	Diámetro de arrastre	El diámetro de una esfera que tiene la misma resistencia al movimiento que la partícula, en un fluido de la misma viscosidad y a la misma velocidad ($\sim d_s$ cuando Re_p es pequeño).

Tabla 2.1 (Continuación).

d_t	Diámetro de caída libre		El diámetro de una esfera que tiene la misma densidad y la misma velocidad en caída libre que la partícula, en un fluido de la misma densidad y viscosidad.
d_{St}	Diámetro de Stokes	$= \frac{18 \nu_w}{(\rho_s - \rho)g}$ $= (d^3 \nu / d_p)^{1/2}$	El diámetro de caída libre en la región de flujo laminar ($Re_p < 0.2$) ($\sim 0.97 d_A$)*.
d_{vs}	Diámetro de superficie específica	$d^3 \nu / d_s^2$	El diámetro de una esfera que tiene la misma relación de área de superficie a volumen que la partícula.
d_F	Diámetro de Feret		El valor medio de la distancia comprendida entre pares de tangentes paralelas al contorno proyectado de la partícula.
d_M	Diámetro de Martin		La longitud de la cuerda media del contorno proyectado de la partícula.

* Valores típicos solamente: el valor real depende de la forma de la partícula.

DISTRIBUCIONS DE MIDES

Tabla 2.3 Fórmulas de distribución de tamaños.

Nombres comúnmente usados	Ref.	Fracción de masa acum. que pasa d , Y^-	Ec. No.	Significado de d^*
Probabilidad logarítmica	4	$\text{erf} \left[\frac{\ln (d/d^*)}{\sigma} \right]$	2.1a	Tamaño mediano de partícula
Rosin-Rammler o Weibull	6,7	$1 - \exp \left[-(d/d^*)^s \right]$	2.1b	Tamaño al cual $Y^- = 0.632$
Schuhmann o Gaudin-Schuhmann o Gates-Gaudin-Schuhmann	8-10	$\left[d/d^* \right]^n$	2.1c	Tamaño máximo de partícula
Broadbent-Callcott	11	$\frac{1 - \exp \left[-(d/d^*) \right]}{1 - \exp (-1)}$	2.1d	Tamaño máximo de partícula
Gaudin-Meloy	12	$1 - \left[1 - (d/d^*) \right]^n$	2.1e	Tamaño máximo de partícula
Ecuación de 3 parámetros de Harris	13	$1 - \left[1 - (d/d^*)^s \right]^n$	2.1f	Tamaño máximo de partícula

Swrebec distribution function:
Fine grinding.

$$Y = \frac{1}{1 + \left[\frac{\ln \left(\frac{x_{m\grave{a}x}}{x} \right)}{\ln \left(\frac{x_{m\grave{a}x}}{x_{50}} \right)} \right]^b}$$

Equació general empírica de distribució de mines

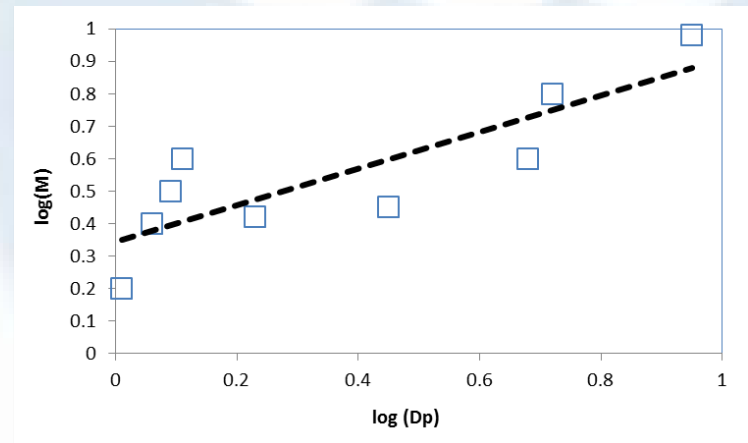
$$\frac{dP}{dD_p} = -BD_p^k$$

On: P és la massa acumulada i D_p la mida de partícula, K i B són constants.

$$\int_0^P dP = \int_0^{D_p} -BD_p^k dD_p$$

$$P = \frac{-B}{k+1} D_p^{K+1}$$

$$\log(P) = (k+1) \log(D_p) + \log\left(\frac{-B}{k+1}\right)$$



DISTRIBUCIONS DE MIDES

Cas Tyler: Equació general empírica de distribució de mines

$$\frac{dP}{dD_p} = -BD_p^k$$

$$\int_{P_2}^{P_1} dP = \int_{D_{p2}}^{D_{p1}} -BD_p^k dD_p$$

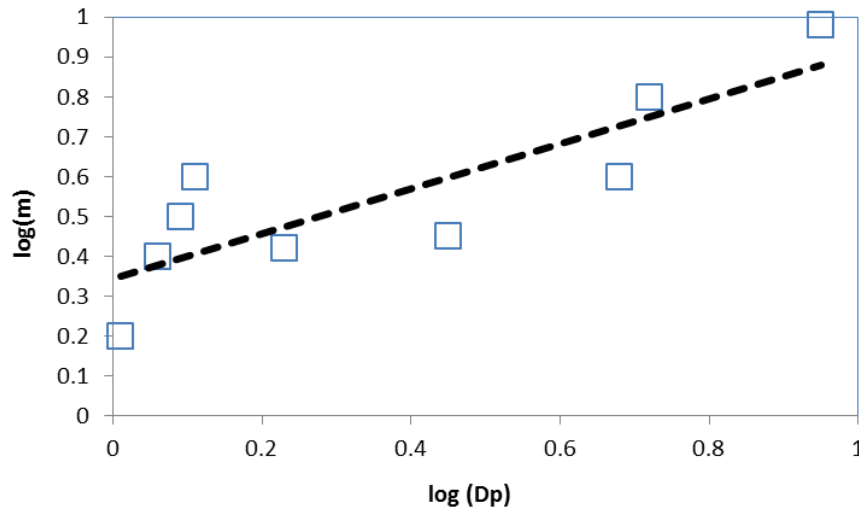
$$P_1 - P_2 = \frac{B}{k+1} [D_{p2}^{k+1} - D_{p1}^{k+1}]$$

n	d _n , mm
1	0.5
2	1.5
3	3.0
4	6.0
5	12.0
6	24.0

Per Tyler: $D_{p1} = \sqrt{2} D_{p2} = r D_{p2}$, aleshores generalitzant: $D_{pn-1} = r D_{pn}$

$$P_1 - P_2 = m = \frac{B(r^{k+1} - 1)}{k+1} [D_{pn}^{k+1}] = B' D_{pn}^{k+1}$$

$$\log(p) = (k+1) \log(D_p) + \log(B')$$



Escala Tyler

Escala de tamices normalizados Tyler†

Esta escala de tamices está basada en una abertura de 0,0029 in (0,074 mm) que es la abertura del tamiz patrón de 200 mallas y 0,0021 in (0,0053 cm) de diámetro del hilo, tal como ha sido adoptada por la National Bureau of Standards.

Mallas	Abertura de malla, mm	Abertura aprox. in.	Diámetro del hilo, cm
	26,67	1	0,3759
†	22,43	7/8	0,3429
	18,85	3/4	0,3429
†	15,85	5/8	0,3048
	13,33	1/2	0,2867
†	11,20	7/16	0,2867
	9,423	3/8	0,2336
2 1/2 †	7,925	5/16	0,2235
3	6,680	1/4	0,1778
3 1/2 †	5,813	7/32	0,1651
4	4,899	3/16	0,1851
5 †	3,962	5/32	0,1117
6	3,327	1/8	0,0914
7 †	2,794	7/64	0,0833
8	2,362	3/32	0,0812
9 †	1,981	5/64	0,0838
10	1,651	1/16	0,0889
12 †	1,397		0,0711
14	1,168	3/64	0,0635
16 †	0,991		0,0596
20	0,833	1/32	0,0436
24 †	0,701		0,0358
28	0,589		0,0317
32 †	0,495	1/64	0,0299
35	0,417		0,0309
42 †	0,351		0,0254
48	0,295		0,0233
60 †	0,246		0,0177
65	0,208		0,0182
80 †	0,176		0,0142
100 †	0,147		0,0106
115 †	0,124		0,0096
150	0,104		0,0066
170 †	0,088		0,0060
200	0,074		0,0053

Para tamaños mayores (de 3 a 1 1/2 in. de abertura)

3	0,526
2	0,488
1 1/2	0,376

† Estos tamices se incluyen cuando se desea un intervalo de tamizado más estrecho, completando la serie normalizada utilizada habitualmente. Con esta inclusión, la relación de los diámetros de las aberturas entre dos tamices sucesivos es de $1 : \sqrt[4]{2}$ en lugar de $1 : \sqrt{2}$.

CARACTERITZACIÓ DE MINERALS

Table 17.3. Results of microscopical examination of copper concentrate⁴⁵

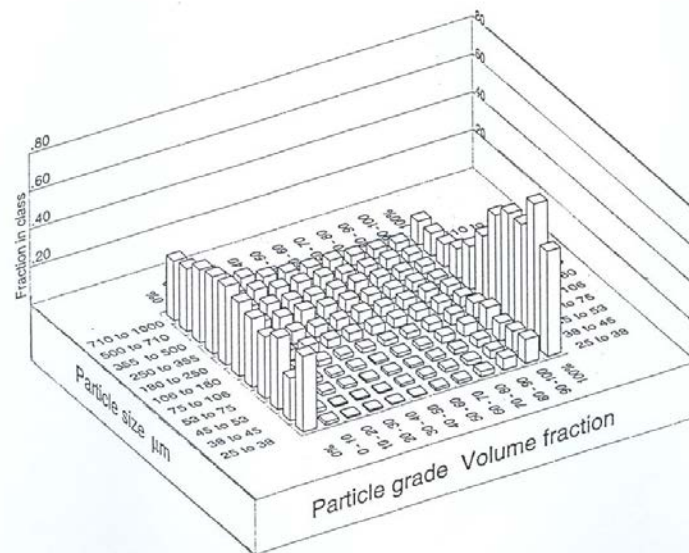
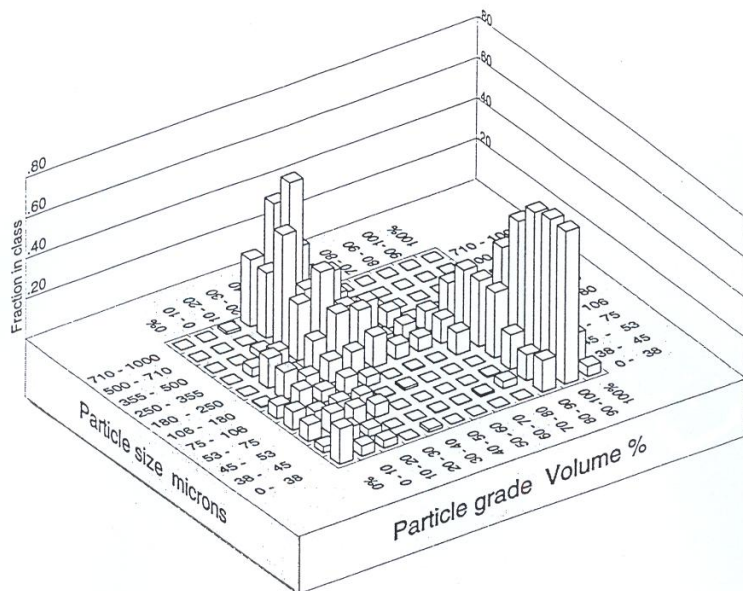
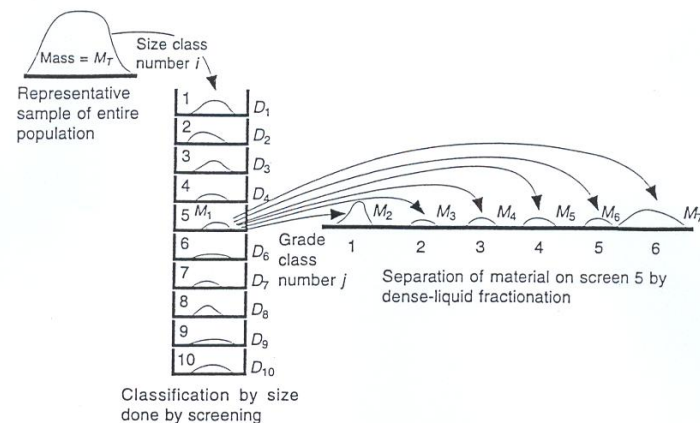
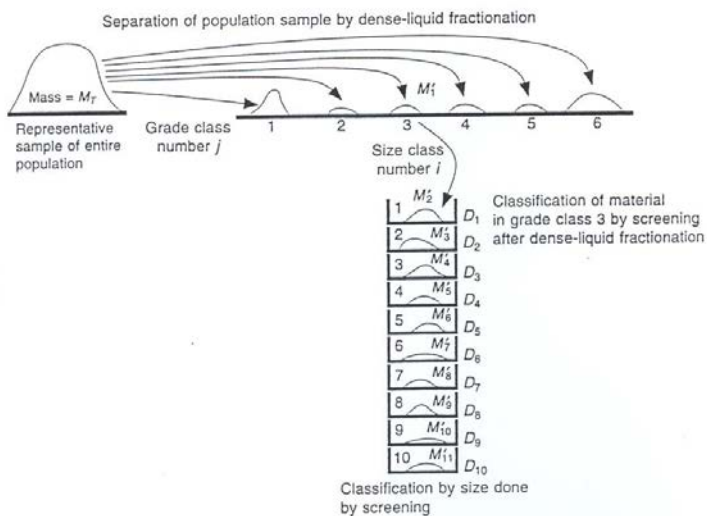
Grain fractions in microns	Wt. %	Cu Assay %	Mineral content present (%)			
			Chalcopyrite	Pyrite	Pyrrhotite	Magnetite
+ 147	0.99	21.6	62.61	10.99	5.07	1.38
-147 to + 104	2.44	28.6	82.90	5.92	2.72	2.01
-104 to + 74	8.04	25.5	73.92	11.46	6.50	1.77
- 74 to + 52	13.63	20.0	57.98	21.52	18.70	1.67
- 52 to + 37	12.51	18.1	52.47	13.74	28.75	0.74
- 37 to + 26	8.03	17.2	49.86	7.13	27.32	1.88
- 26	54.36	16.0	46.40	Chalcopyrite calculated by chemical analysis		

Table 17.4. Results of microscopical examination of copper tailing⁴⁵

Grain fraction in micron	Wt. %	Cu assay %	Free chalcopyrite %	Chalcopyrite associated with in %			Chalcopyrite associated with gangue in %	Total chalcopyrite
				Pyrite	Pyrrhotite	Magnetite		
+ 147	8.32	0.374	0.644	0.053	0.038	0.008	0.342	1.085
-147 to + 104	8.94	0.300	0.435	0.030	0.142	0.016	0.246	0.869
-104 to + 74	9.04	0.226	0.381	0.049	0.056	0.015	0.155	0.856
- 74 to + 52	11.64	0.186	0.370	0.045	0.089	0.006	0.029	0.536
- 52 to + 37	8.82	0.124	0.250	0.010	0.020	0.005	0.074	0.359
- 37 to + 26	7.18	0.107	0.244	0.0	0.0	0.014	0,053	0.311
- 26	37.24	0.109	0.306	Chalcopyrite calculated by chemical analysis				

CARACTERITZACIÓ DE MINERALS

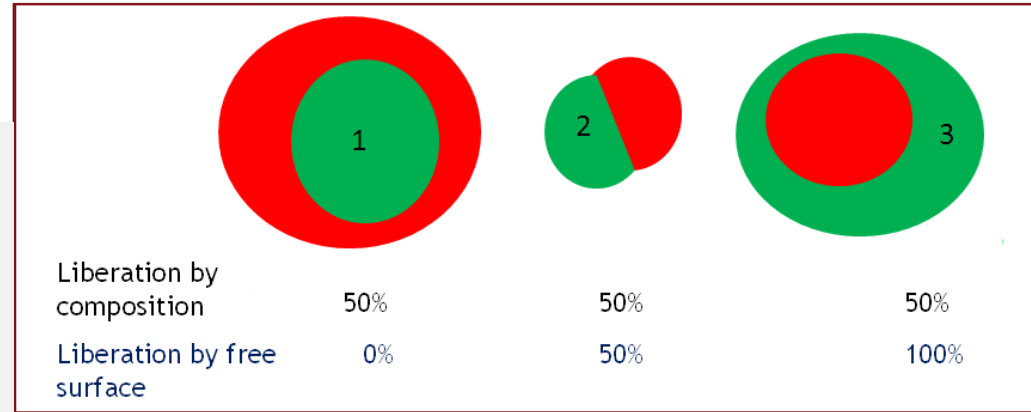
CARACTERITZACIÓ DE MINERALS



ALLIBERAMENT (MINERAL LIBERATION ANALYSIS)

Liberation: Particle composition VS Free surface

- For all of the particles shown below the liberation 'by particle composition' of the green mineral is approx 50%. However, the liberation 'by free surface', for the green mineral, is 0% (not exposed) in particle 1, approximately 50% in particle 2 and 100% in particle 3.
- Liberation by particle composition is concerned only with the composition of the particle whereas the other is concerned with the surface exposure of the mineral of interest - which is important if you want to get a sense for the flotability or leachability of that mineral.



Note:

Particle Definition: A particle is a piece of material, and can contain one or more minerals.

Grain Definition: A grain is a piece of mineral matter contained within a particle.

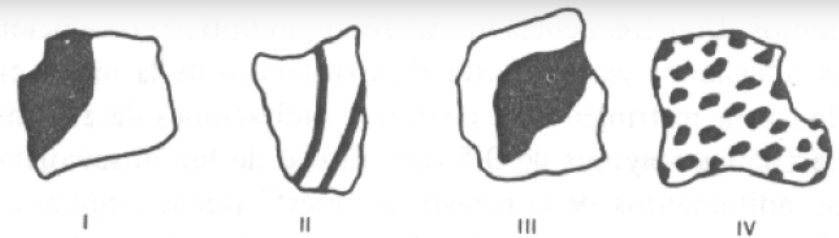
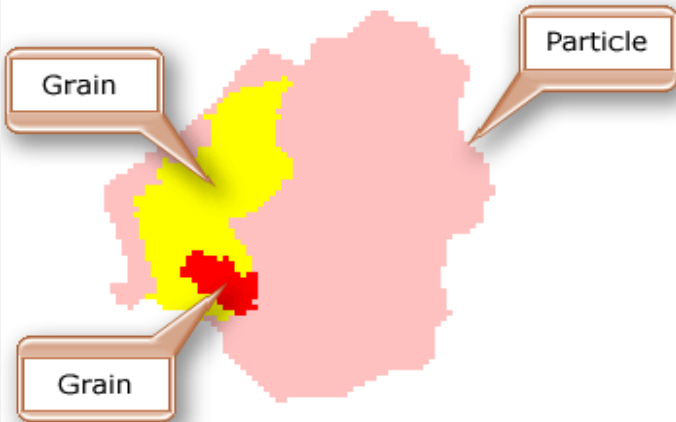


Figura 2.10 Los cuatro tipos básicos de partícula intermedia o no liberada: I, de contornos rectilíneos; II, vetas; III, de corteza; IV, oclusiones.

ALLIBERAMENT TRANSGRANULAR (MÈTODE DE GAUDIN I WIEGEL)

Suposicions:

1. L'agregat està format per dos minerals
2. Tots dos minerals tenen la mateixa mida de gra cúbic (d_G).
3. Els grans estan alineats a l'agregat de manera que les superfícies formen plans continus.
4. Els grans de les dues espècies estan situats aleatòriament.
5. L'agregat es fractura en partícules de mida uniforme d , amb una retícula de fractura cúbica situada aleatòriament a l'agregat, i paral·lela a la retícula dels grans.

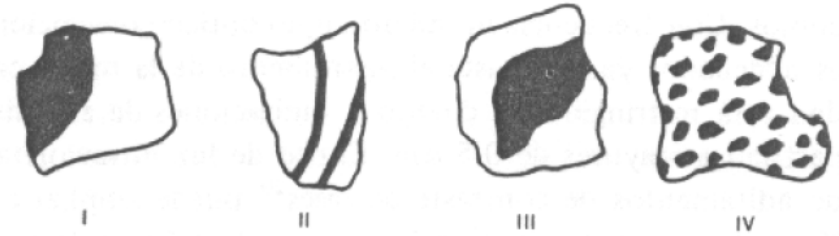


Figura 2.10 Los cuatro tipos básicos de partícula intermedia o no liberada: I, de contornos rectilíneos; II, vetas; III, de corteza; IV, oclusiones.

Sota aquesta base l'alliberament es pot expressar com a \mathcal{L} , en funció de la relació de mida de gra R_L i la fracció volumètrica de cada component:

$$\text{Si } R_L > 1: \quad \mathcal{L} = \frac{[(R_L - 1)^3 F_V] + [3(R_L - 1)^2 F_V^2] + [3(R_L - 1) F_V^4] + [F_V^8]}{[R_L^3]}$$

$$\text{Si } R_L < 1: \quad \mathcal{L} = 10 \left[\left(\frac{1}{R_L} + 1 \right)^3 \log F_V \right]$$

Aleshores:
$$L = \frac{\mathcal{L}}{F_V} \quad \left[\frac{\text{kg mineral alliberat}}{\text{kg mineral}} \right]$$

On:
$$R_L = \frac{d_G}{d}$$

Per un sistema binari de dos minerals A i B;

$$F_{VA} = \frac{\frac{llei A}{densitat A}}{\frac{llei A}{densitat A} + \frac{1 - llei A}{densitat B}} \quad \left[\frac{m^3 A}{m^3 (A + B)} \right]$$

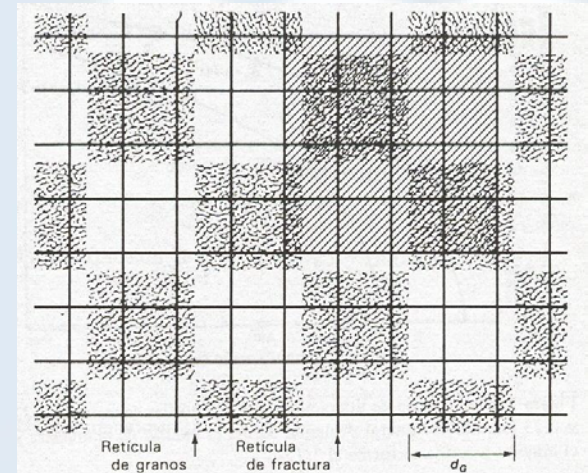


Figura 2.5 Superposició de una retícula de fractura sobre una retícula de grano que serve para ilustrar la liberación.

ALLIBERAMENT TRANSGRANULAR (MÈTODE DE GAUDIN I WIEGEL)

Mineral:	$d_M =$	7600	kg/m ³
Ganga:	$d_E =$	2650	kg/m ³
Mida del gra:	$d_G =$	1	mm
Llei:	Llei =	0.1	kg mineral/kg

d_A		m_i	Llei	d_G	Relació	V_M	V_E
[mm]	[m]		[massa/massa]	[mm]	$R_L = d_G/d_A$	m ³ mineral/m ³	m ³ ganga/m ³
4.567		0.39	0.1	1	0.21896212	0.037297678	0.96270232
3.692		0.32	0.1	1	0.2708559	0.037297678	0.96270232
2.574		0.15	0.1	1	0.38850039	0.037297678	0.96270232
1.193		0.14	0.1	1	0.83822297	0.037297678	0.96270232

1

ALLIBERAMENT MINERAL			
Alliberament	Mineral	Lliberat	No lliberat
L_M/V_M	$Llei \cdot m_i$	$Llei \cdot m_i \cdot L_M/V_M$	$Llei \cdot m_i \cdot (1 - L_M/V_M)$
1.0026E-245	0.039	3.9101E-247	0.039
7.798E-147	0.032	2.4954E-148	0.032
1.66786E-64	0.015	2.50179E-66	0.015
2.31366E-14	0.014	3.23912E-16	0.014
	0.1	3.23912E-16	0.1

ALLIBERAMENT TRANSGRANULAR (MÈTODE DE GAUDIN I WIEGEL)

ALLIBERAMENT GANGA			
Alliberament	Ganga	Lliberat	No lliberat
L_G/V_G	$(1-Llei)*m_i$	$(1-Llei)*m_i*L_G/V_G$	$(1-Llei*m_i)*(1-L_G/V_G)$
0.00147364	0.351	0.000517249	0.350482751
0.02048033	0.288	0.005898334	0.282101666
0.1831804	0.135	0.024729354	0.110270646
0.69567043	0.126	0.087654474	0.038345526
	0.9	0.118799411	0.781200589

Llei del no alliberat
0.100132804
0.101877842
0.119740741
0.267453611
0.11348154

GALENA	10.00	t/h		
Alliberada	0.00	t/h	Galena Alliberada =	0.00%
No alliberada	10.00	t/h	Clacàrea Alliberada =	11.88%
			No Alliberat =	88.12%
CALCÀREA	90.00			
Alliberada	11.88	t/h		
No alliberada	78.12	t/h		



Problemes 4, 5 i 6.



UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE CATALUNYA

Apunts d'Energia i Mida

Processament de Minerals

Dr. Josep Oliva Moncunill

Maig de 2017

INTRODUCCIÓ

A la natura, els minerals estan en combinacions físiques i químiques. Per separar els minerals d'interès comercial de la roca hoste calen mètodes físics i químics. La majoria dels minerals s'extrauen en forma de grans roques. Altres, com la ilmenita, rútil, zircó, minerals pesats o els dipòsits al·luvials d'or al·luvial es troben entre sorra a les platges o en els llits dels rius. Per accedir als minerals dins les roques d'acollida, han de ser triturats. Separar el màxim de mineral de la roca mare on està, és generalment conegut com la mida d'alliberament. L'objectiu de la trituració és maximitzar l'alliberament dels minerals de la roca hoste. En general, la concentració de minerals útils en les roques d'acollida són baixos, per tant grans quantitats de roques d'acollida han de ser triturades per recuperar les quantitats suficients dels minerals útils per fer l'operació comercialment viable. El primer pas en el procés de recuperació de minerals de les roques d'acollida és reduir la mida de la roca per la trituració i mòlta.

DISSENY DE PROCESSOS DE REDUCCIÓ DE MIDA

El procés de reducció de mida es dissenya en circuit obert, en circuit tancat o una combinació d'aquests mètodes. En una sola etapa en circuit obert poques vegades s'arriba al grau desitjat de l'alliberament. Per tant calen més etapes de reducció de mida per reduir progressivament la mida de les partícules restants i alliberar partícules de mineral a un nivell acceptable (Figura 1).

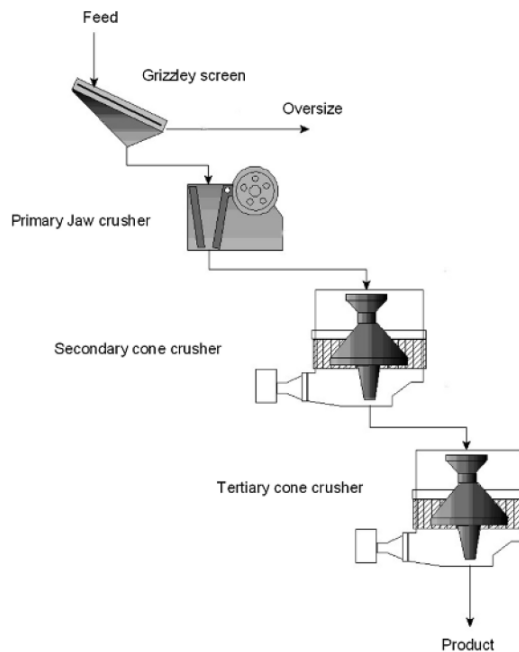


Figura 1. Circuit obert de trituració.

En circuit tancat, el producte de l'etapa de reducció de mida es divideix en fins i gruixuts. La fracció gruixuda es recull i retritura en la mateixa unitat com es veu a la figura 2. D'aquesta manera la càrrega sobre l'equip de trituració és més gran i una càrrega circulants s'estableix, però el nombre total d'unitats necessàries per obtenir el mateix grau de reducció de la mida és menor.

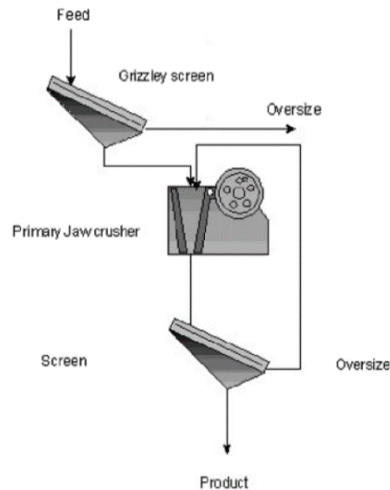


Figura 2. Circuit tancat.

Els tipus d'equips més utilitzats per a la reducció de mida són les matxucadores, trituradores i molins. Les matxucadores són normalment alimentats amb pedres, fins al voltant de 1 metre de grandària, mentre que els molins són generalment alimentats amb roques triturades fins una mida màxima d'uns 50 mm. Les roques més grans són separats per garbells Grizzly, trencades per martells i llavors són alimentades a les matxucadores. Aquestes operacions es defineixen:

- MATXUCAR: Operació de desintegració de sòlids realitzada en matxucadores, en la que s'obté un producte final de 70 a 100 mm de diàmetre. Exemples de matxucadores: matxucadora de mandíbules i matxucadora giratòria.
- TRITURAR: Operació de desintegració de sòlids realitzada en trituradores, en la que s'obté un producte final de 1 a 50 mm de diàmetre. Exemples de trituradors: trituradora de martells, trituradora d'impactes i trituradora de cilindres.
- MOLDRE: Operació de desintegració de sòlids realitzada en molins, en la que s'obté un producte final de 1 mm fins a pols impalpable. Exemples de molins: molins de boles, barres i autògens.

R.T. Hukki (1961) va proposar la següent classificació bàsica per a les etapes de reducció:

- Arrencada amb explosius: de l'infinit a 1 m
- Matxucar o trituració primària: de 1 m a 100 mm
- Trituració o trituració secundària: de 100 mm a 10 mm
- Molta basta: de 10 mm a 1 mm
- Molta fina: de 1 mm a 100 micres
- Molta molt fina: de 100 micres a 10 micres
- Molta superfina: de 10 micres a 1 micra

Els mecanismes de reducció de mida són:

- Compressió. Esclafament entre dos òrgans mòbils, o bé un de fixa i un de mòbil.
- Rodament. La trituració dels grans es fent rodar un cilindre sobre una superfície dura.
- Impacte o percussió. El trencament es produeix per un cop sec.
- Flexió. L'esforç actua al mig d'una partícula mineral que no està fixa en aquest punt.

- Desgast o fregament. El trencament es produeix fent lliscar uns trossos sobre els altres.

Segons la màquina predomina una o altra acció, en general les operacions de reducció de mida són més per compressió i impacte, i menys pel desgast. Les operacions de mòlta la figura 3 il·lustren són aquestes.

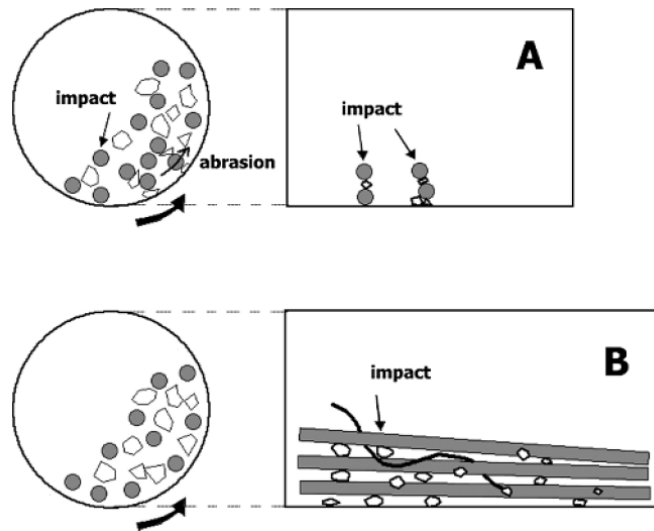


Figura 3. (A) molí de boles, l'abrasió i impacte, (B) molí de barres, les barres molen preferentment les partícules grans.

Les boles esfèriques o les barres cilíndriques s'utilitzen com els mitjans de mòlta. Aquests mitjans en cascada dins d'un molí incideixen en el mineral proporcionant així una acció de trituració. Quant les boles i les barres cauen dins dels molins tubulars proporcionen una acció de mòlta, a més a més generen forces de desgast, que dona com a resultat una major reducció de la mida de les partícules. El trencament per impacte es produeix amb la caiguda de les boles o les barres sobre la càrrega, i l'abrasió quant són sobre el revestiment del molí.

En el disseny d'una planta per a la reducció de mida les dues característiques principals són:

1. La potència requerida per a la reducció de mida.
2. L'elecció dels equips.

L'energia que es requereix és la suma del treball necessari per matxucar, triturar i moldre, així com l'energia per moure la màquina. L'energia requerida depèn de la duresa de la roca, la mida inicial i del producte final requerit, per aconseguir l'alliberament dels minerals.

TEORIA DE LA FRAGMENTACIÓ DELS SÒLIDS

Els processos de fragmentació o desintegració comprenen les fases de matxucatge, trituració i mòlta, i han estat explicats per mitjà de lleis i expressats per mitjà de fórmules matemàtiques.

Les teories més conegudes són les de Rittinger, Kick i Bond.

TEORIA DE RITTINGER

Segons P.R. von Rittinger (1857), el treball necessari serà proporcional a la nova superfície produïda per la fragmentació.

Considerem un bloc A de forma qualsevol, caracteritzat per la mida D, figura 4.

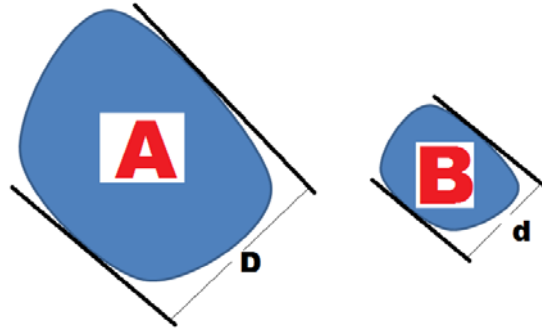


Figura 4. Caracterització blocs: A bloc origen i bloc B bloc fragmentat.

La superfície i el volum seran:

$$\begin{aligned} S_A &= 6 b D^2 \\ V_A &= a D^3 \end{aligned}$$

On a i b són els coeficients de forma de la partícula.

Suposem que és possible trencar aquest bloc en N fragments idèntics de forma B i amb la dimensió d. La superfície i el volum seran:

$$\begin{aligned} S_B &= 6 b d^2 \\ V_B &= a d^3 \end{aligned}$$

Aleshores el número de partícules B iguals serà:

$$N = \frac{V_A}{V_B} = \frac{a D^3}{a d^3} = \frac{D^3}{d^3}$$

La superfície total del producte trencat serà:

$$\sum S_B = N 6 b d^2 = \frac{D^3}{d^3} 6 b d^2 = 6 b \frac{D^3}{d}$$

Aleshores la superfície nova produïda:

$$\left(\sum S_B \right) - S_A = 6 b \frac{D^3}{d} - 6 b D^2 = 6 b D^2 \left(\frac{D}{d} - 1 \right)$$

Per tant, el treball consumit per unitat de volum (W_V) és:

$$W_V = \frac{K_V 6 b D^2}{a D^3} \left(\frac{D}{d} - 1 \right)$$

On K_V és una constant.

I per unitat de massa (W) és:

$$W = \frac{K_V 6 b D^2}{\rho a D^3} \left(\frac{D}{d} - 1 \right) = \frac{K_V 6 b}{\rho a} \left(\frac{1}{d} - \frac{1}{D} \right)$$

On ρ és la densitat.

Agrupant totes les constant en una de sola K , l'equació final de Rittinger serà:

$$W = K \left(\frac{1}{d} - \frac{1}{D} \right)$$

TEORIA DE KICK

Segons F. Kick (1885), "el treball necessari per produir canvis anàlegs en la configuració dels cossos geomètricament semblants i del mateix estat tecnològic seria proporcional als volums i a les masses d'aquests cossos". Per tant aquest treball no dependria més que de la relació de reducció (n) i seria independent de la dimensió de partida (D).

Considerem de nou el trencament representat a la figura 5; on W_1 és el treball consumit per trencar el bloc de mida d_0 en N_1 fragments de mida d_1 , W_2 és el treball consumit per trencar el bloc de mida d_1 en N_2 fragments de mida d_2 , ...

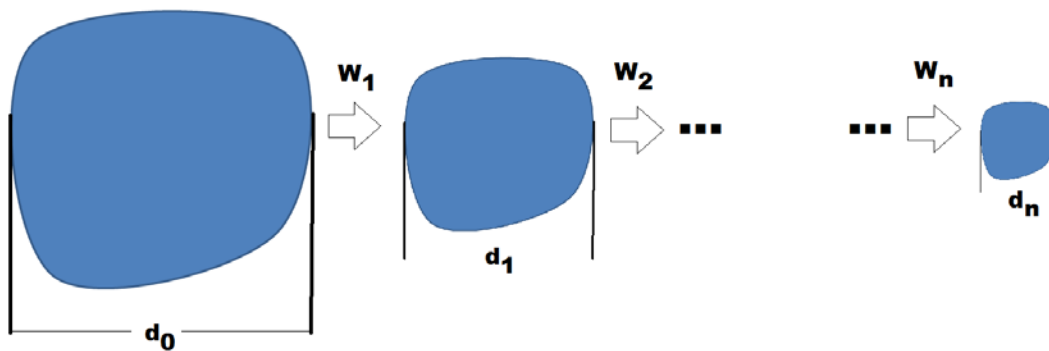


Figura 5. Reduccions de mida.

La condició que s'ha de complir és que totes les reduccions són iguals:

$$p = \frac{d_0}{d_1} = \frac{d_1}{d_2} = \dots = \frac{d_{n-1}}{d_n}$$

Les reducció global del sistema (m) serà:

$$m = \frac{d_0}{d_1} \frac{d_1}{d_2} \dots \frac{d_{n-1}}{d_n} = p^n$$

$$n = \frac{\ln(m)}{\ln(p)}$$

Aleshores, a igual reducció igual energia consumida ($W_1 = W_2 = \dots = W_n = W$).

Com la reducció global és m , l'energia global serà W_T ; aleshores:

$$W_T = n W$$

Substituint (n):

$$W_T = \frac{\ln(m)}{\ln(p)} W$$

$$\frac{W_T}{\ln(m)} = \frac{W}{\ln(p)} = K$$

Quedant demostrar que l'energia és proporcional al logaritme de la reducció. Generalitzant:

$$K = \frac{W}{\ln(p)} = \frac{W}{\ln\left(\frac{D}{d}\right)}$$

$$W = K \ln\left(\frac{D}{d}\right)$$

On W és el treball consumit per unitat de volum o massa segons la constant K .

TEORIA DE BOND

F.C. Bond (1952 i 1961) ha arribat a la conclusió que generalment l'energia requerida per a una desintegració donada és intermèdia entre les donades respectivament per les fórmules de Rittinger i de Kick, i ha proposat expressar el treball consumit per unitat de volum amb la fórmula:

$$W = K \left(\frac{1}{\sqrt{d}} - \frac{1}{\sqrt{D}} \right) = K \frac{\sqrt{n} - 1}{\sqrt{D}}$$

Aquestes fórmules s'apliquen prenent per a D i d les obertures de les malles dels tamisos a través dels quals passen respectivament el 80% de la massa de l'alimentació i del producte fragmentat.

La relació de reducció (n) és igual a la relació de les dimensions d'aquestes mateixes malles.

F.C. Bond caracteritza l'aptitud a la desintegració de cada substància per un índex, que ell ha anomenat índex de treball (*work index*) i que podem designar el nom d'*índex de Bond*. Aquest és el treball necessari, en kWh, per reduir 1 tona de mineral d'una dimensió teòricament infinita a una dimensió de 100 micres, és a dir, tal que el 80% del producte passa pel tamís de 100 micres d'obertura de malla.

Si W_i és aquest índex, l'aplicació de la fórmula anterior dóna:

$$W_i = \frac{K}{\rho} \left(\frac{1}{\sqrt{100}} - \frac{1}{\infty} \right) = \frac{K}{10 \rho}$$

On ρ és la densitat i les unitats del treball per unitat de massa són el kWh/t (x3600 en Joules/t) i dels tamisos en micres.

El treball W consumit per unitat de massa s'expressa doncs per les fórmules:

$$W = 10 W_i \left(\frac{1}{\sqrt{d_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{80}}} \right)$$

Bond aplica aquestes fórmules al treball efectivament consumit en una operació de fragmentació industrial, o sigui que té en compte el rendiment dels aparells. Procedint així, l'índex de Bond per a una matèria donada depèn també del rendiment de la màquina que hagi servit per determinar-lo.

Utilitzada d'aquesta manera senzilla, aquesta fórmula ret un gran servei ja que permet determinar l'energia que s'haurà de gastar per efectuar una desintegració si se sap, per a la matèria

considerada, quanta energia s'ha consumit per a una altra desintegració efectuada en un aparell del mateix tipus.

AVERAGE WORK INDEX OF SELECTED MINERALS

(Source. Chem Eng. Handbook, R.O.Perry & C.H.Chilton, Int Student's ed, McGraw Hill, p 8-11, and SME Mineral Processing Handbook, Weiss (ed), 1985 p 3A-27)

MINERAL	Sp. Gr	Bond Work Index	MINERAL	Sp.Gr	Bond Work Index
Barite	4.28	6.24	Phosphate Rock	2.66	10.13
Basalt	2.89	20.41	Pyrite Ore	3.48	8.9
Bauxite	2.38	9.45	Pyrrhotite Ore	4.04	9.57
Cement Clinker	3.09	13.49	Quartzite	2.71	12.18
Chrome Ore	4.06	9.6	Rutile	2.84	12.12
Coal	1.63	11.37	Sandstone`	2.68	11.53
Coke	1.51	20.70	Silica	2.71	13.53
Copper Ore	3.02	13.13	Silicon Carbide	2.73	26.17
Diorite	2.78	19.4	Silver Ore	2.72	17.30
Dolomite	2.82	11.31	Spodumene	2.75	13.70
Feldspar	2.59	11.67	Tin Ore	3.94	10.81
Flint	2.65	26.16	Titanium Ore	4.23	11.88
Fluorspar	2.98	9.76	Uranium Ore	2.70	17.93
Galena	5.39	10.19	Zinc Ore	3.68	12.42
Garnet	3.30	12.37			
Gold Ore	2.86	14.83			
Granite	2.68	14.39			
Graphite	1.75	45.03			
Gypsum Rock	2.69	8.16			
Ilmenite	4.27	13.11			
Iron Ore (Hematite)	3.76	12.68			
Iron Ore(Specular Hematite)	3.29	15.4			
Iron Ore(Magnetite)	3.88	10.21			
Iron Ore (Tachonite)	3.52	14.87			
Kyanite	3.23	18.87			
Lead Ore	3.44	11.40			
Lead-Zinc Ore`	3.37	11.35			
Limestone	2.69	11.61			
Manganese Ore	3.74	12.46			
Mica	2.89	134.5			
Nickel Ore	3.32	11.88			

No s'ha donat cap interpretació física satisfactòria d'aquestes diferents fórmules, de les quals simplement es pot dir que l'última és en general la més ben adaptada a les maneres i als camps de les desintegracions que ens interessin.

RELACIONS ENTRE ENERGIA I REDUCCIÓ DE MIDA

Una relació empírica entre l'energia i la reducció de mida que s'ha proposat (Hukki 1961) i generalment s'ha acceptat és:

$$dW = -K \frac{dD}{D^{f(D)}}$$

On dW és la variació d'energia necessària a subministrar per aconseguir una disminució de mida dD, partint d'una mida D, K és una constant i f(D) és una funció que depenent de la mida de la

partícula. Aquesta equació també s'ha emprat reemplaçant $f(D)$ per una constant (n) (Walker et al 1937), és a dir:

$$dW = -K \frac{dD}{D^n}$$

La forma general de la relació entre l'energia i la reducció de mida, es veu clarament que "n" no és constant en tota la gamma de mides de partícules. Tanmateix, dins d'interval·ls limitats de mides pot usar-se un valor constant per determinat. Aquesta equació empírica és llavors la forma generalitzada de les equacions teòriques i empíriques d'energia-reducció de mida de Rittinger, Kick, Bond, Holmes, Charles, Svensson i Murkes, i altres.

Així doncs per $n=1$:

$$dW = -K \frac{dD}{D}$$

$$\int_0^W dW = \int_D^d -K \frac{dD}{D} = W = -K \ln[D]_D^d = K \ln \frac{D}{d}$$

Equació de Kick

Per $n=1.5$:

$$dW = -K \frac{dD}{D^{1.5}}$$

$$\int_0^W dW = \int_D^d -K \frac{dD}{D^{\frac{3}{2}}} = W = -K \left[\frac{2}{\frac{1}{D^{\frac{1}{2}}}} \right]_D^d = 2K \left(\frac{1}{\sqrt{d}} - \frac{1}{\sqrt{D}} \right)$$

Equació de Bond

Per $n= 2$:

$$dW = -K \frac{dD}{D^2}$$

$$\int_0^W dW = \int_D^d -K \frac{dD}{D^2} = W = -K \left[\frac{-1}{D} \right]_D^d = K \left(\frac{1}{d} - \frac{1}{D} \right)$$

Equació de Rittinger

Queda clar que les constants estan relacionades:

$$K = K_{\text{Rittinger}} = K_{\text{Kick}} = 0.5 K_{\text{Bond}}$$

$$10 W_i = K_{\text{Bond}}$$

Les equacions de Rittinger, Kick i Bond s'han citat com a lleis. Encara que les dues primeres tenen certa base teòrica, no són aplicables generalment sobre una àmplia gamma de materials o mides de partícules. La tercera, la llei de Bond, és una relació purament empírica obtinguda per molta de lots d'un gran nombre de minerals.

L'equació obtinguda per Oka i Majima (1970) per a la fractura d'una partícula en forma individual pot adaptar-se per a la fractura de diverses partícules per donar:

$$dW = -K \frac{dD}{D^{1+\frac{6}{s}}}$$

Quan $s = \infty$, l'equació quan s'integra es transforma en l'equació de Kick, per $s = 6$ l'equació es converteix en l'equació de Rittinger, i per $s = 12$ es converteix en l'equació de Bond.

MECANISMES DE FRACTURA

Perquè es fracturi una partícula es requereix un esforç d'una magnitud suficient per depassar la resistència a la fractura de la partícula. La manera en què es fractura la partícula depèn de la seva naturalesa i de la manera en què s'aplica la força a la partícula. La força que obra sobre la partícula pot ser una força de compressió, que ocasioni que la partícula es fracturi per tensió. Aquesta força pot aplicar-se amb més o menys rapidesa, la qual cosa afecta la naturalesa de la fractura. A més, en comptes d'una força de compressió, la partícula podria sotmetre's a una força tallant, com la que s'exerceix quan dues partícules es freguen una amb l'altra.

S'han utilitzat molts termes per descriure els diferents mecanismes de fractura d'una partícula aïllada, i hi ha poca consistència en el seu ús. Els termes que s'empren en aquesta obra són els que s'il·lustren a la figura 6: abracció, de creuer i d'esclat, que s'interpreten d'aquesta manera: la fractura per abracció (figura 6a) ocorre quan s'aplica una energia insuficient per causar la fractura generalitzada de la partícula. Més aviat tenen lloc esforços localitzats i es fractura una àrea petita per donar una distribució de partícules molt fines (fractura d'esclat localitzada efectivament). La fractura de creuer (figura 6b) ocorre quan l'energia aplicada és precisament la suficient per carregar comparativament poques regions de la partícula fins al punt de fractura, i només en resulten unes quantes partícules. La seva mida és relativament propera a la mida de la partícula original. Aquesta situació sol passar sota condicions de compressió lenta en què la fractura alleugereix immediatament la càrrega que obra sobre la partícula. La fractura d'esclat (figura 6c) ocorre quan l'energia aplicada és molt superior a la necessària per efectuar la fractura; sota aquestes condicions, moltes àrees de la partícula estan sobrecarregades i el resultat és un nombre relativament gran de partícules amb un ampli espectre de mides. Això passa sota condicions de càrrega ràpida, com en un impacte de velocitat.

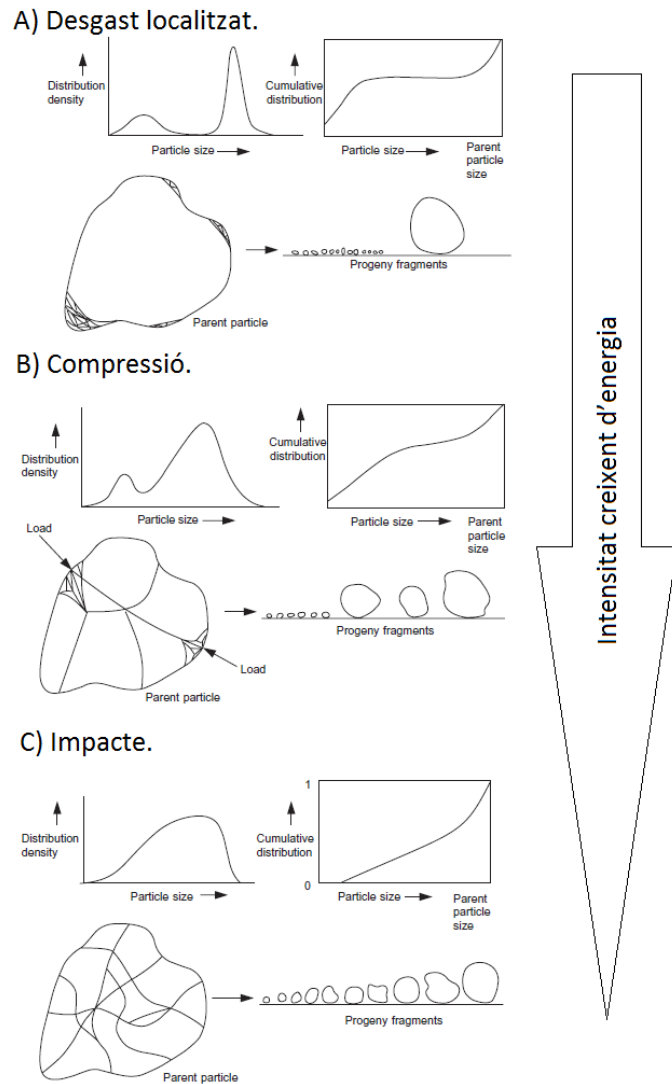


Figura 6. Energia de fractura.

A la pràctica, sens dubte, aquests tipus de fractures no s'esdevenen aïlladament. En el cas d'una fractura deguda a un impacte a alta velocitat en què l'energia és insuficient per ocasionar la fragmentació parcial de la superfície de la partícula, la fractura resultant és essencialment d'abrasió.

Si es desprenen fraccions molt petites d'una partícula a causa d'una força tallant aplicada a la superfície, l'efecte acumulatiu és d'abrasió. Estrictament parlant, sens dubte, aquest no és el cas d'una fractura individual.

PRODUCTES DE FRACTURA

Gilvarry (1961) va utilitzar el plantejament de la teoria de l'esquerda de Griffith per demostrar que:

$$Y^- = 1 - \exp \left[- \left(\frac{d}{K_1} \right) - \left(\frac{d}{K_2} \right)^2 - \left(\frac{d}{K_3} \right)^3 \right]$$

(Y^- = fracció acumulativa de massa de la mida d ; K_1, K_2, K_3 = constants que depenen de les densitats de falla activades d'aresta, àrea i volum, respectivament).

Quan es fa la suposició que les falles d'aresta són les que predominen, per a partícules petites l'equació es redueix a l'equació de Rosin-Rammler:

$$Y^- = 1 - \exp\left[-\left(\frac{d}{d^*}\right)^3\right]$$

(d^* = una mida de referència; s = índex de la funció de distribució de Weibull o Rosin-Rammler).

Mitjançant l'aplicació d'un enfocament estadístic, Gaudin i Meloy (1962) van derivar l'equació:

$$Y^- = 1 - \left(1 - \frac{d}{d^*}\right)^n$$

(d^* = una mida de referència, en aquest cas la mida inicial de la partícula; n = mòdul de distribució), que és aplicable als fragments més grans d'un cas individual de fractura. Klimpel i Austin (1965) van derivar una equació general combinant l'enfocament del Gilvarry i l'enfocament estadístic. Aquesta equació és:

$$Y^- = 1 - \left[1 - \left(\frac{d}{d^*}\right)\right]^{n_1} \left[1 - \left(\frac{d}{d^*}\right)^2\right]^{n_2} \left[1 - \left(\frac{d}{d^*}\right)^3\right]^{n_3}$$

(n_1, n_2, n_3 = constants que depenen de les densitats de falla en aresta, àrea i volum, respectivament), la qual, per a distribucions de mides grans en què es produeixen unes quantes partícules grans, es redueix a:

$$Y^- = 1 - \left[1 - \left(\frac{d}{d^*}\right)^3\right]^{n_4}$$

Per a partícules fines i un pendent proper a la unitat, les equacions s'aproximen totes a l'equació de Gaudin-Schuhmann:

$$Y^- = \left(\frac{d}{d^*}\right)^n$$

(d^* = mòdul de mida; n = mòdul de distribució)

Broadbent i Callcott (1956) van usar una altra distribució de mides del producte:

$$Y^- = \frac{1 - \exp\left[-(d/d^*)^n\right]}{1 - \exp(-1)}$$

Aquesta distribució serveix per calcular els valors de Y^- en una sèrie geomètrica de mides de partícules. Si bé la distribució no té base teòrica aparent (excepte com una modificació de l'equació Rosin-Rammler), la seva forma de valor discret (és a dir, una matriu de valors) s'ha usat àmpliament en l'anàlisi matemàtica de les operacions de reducció de mida.

Assaig del pèndol de Bond

En aquesta prova determina l'energia necessària per aixafar una partícula de mineral sec per l'impacte de dos martells en balanceig. El mètode estàndard adoptat per Bond és el següent:

Dos martells iguals, 13.6 kg cada un (Fig. 7), al voltant de 0.7 m de longitud i la superfície d'impacte de 50 x 50 mm es suspenen a partir de dues llantes (bicicleta). Els martells són elevats a una alçada coneguda i quan s'alliberen donen cops simultanis en els costats oposats d'una proveta seca (76-50 mm). La peça d'assaig s'ha suspès o recolzat amb la seva dimensió més petita entre els martells. Els martells són inicialment aixecats fins fer un angle de 10° amb la vertical, i després es posen en llibertat. Després de l'impacte a la peça d'assaig, s'examina la fractura i el nombre de trossos trencats es registra. Si la peça no està completament trencada, els martells s'eleven 5° i el procés es repeteix fins que la peça es trenca completament. Les altures dels martells es registren cada vegada. Com a mínim 10 mostres de roca s'han d'utilitzar per prova, però millor si són 20.

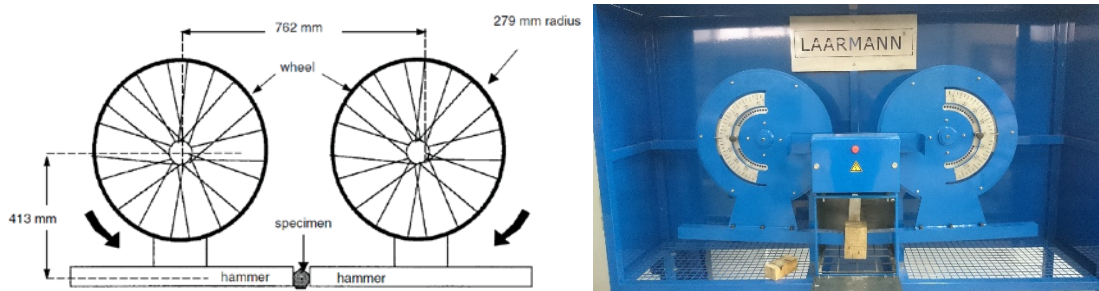


Figura 7. Prova d'impacte de Bond en el punt d'impacte amb la mostra

La resistència a l'impacte d'aixafament (I), es calcula després de cada operació amb l'expressió:

$$I = \frac{2 \times M \times H}{d} \left[\frac{\text{kg m}}{\text{mm}} \right]$$

On: I és la resistència a l'aixafament, en kg m/mm;
 M és la massa d'un martell, en kg;
 H és l'alçada d'on cau el martell, en m, $[0.413 \times (1 - \cos \alpha)]$;
 d és el gruix de la mostra, en mm.

El valor de I és en general una mitjana dels deu a vint resultats de les proves. La resistència a l'impacte de les roques així determinat s'utilitza per calcular l'índex de treball de Bond de trituració mitjançant la fórmula següent:

$$W_i = \frac{C \times I}{\rho} \left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}} \right]$$

On: W_i és l'índex de treball de Bond de trituració, en kWh/t;
 C és una constant que converteix la força d'impacte de trituració, numèrica i dimensionalment amb l'índex de treball. $C = 53.49$ per I en J/mm i W_i en kWh/t.
 ρ és la densitat relativa de la mostra.

La prova d'impacte de Bond es considera que és inexacta, ja que sempre subestima la triturabilitat comparat amb el funcionament real de la majoria dels materials estudiats.

Cal assenyalar que l'índex de mòlta de Bond i l'índex de trituració de Bond no són els mateixos encara que en la literatura tots dos es coneixen com W_i .

Exercici:

El mètode de Bond del pèndol es va utilitzar per determinar la resistència a la compressió d'una mostra seca de guix de 76 x 24 x 24 mm. La massa de cada martell va ser de 13.6 kg cadascun. Van ser posats en llibertat al mateix temps d'una posició el 15° amb la vertical. La densitat relativa de guix és de 2.32.

Determina:

1. Resistència a l'impacte de la mostra de guix.
2. Índex de trituració de Bond pel guix.

$$I = \frac{2 \times M \times H}{d} = \frac{2 \times 13.6 \text{ kg} \times (0.413[1 - \cos 15^\circ]) \text{ m}}{24 \text{ mm}} = 0.016 \text{ kg m/mm} \cdot \frac{9.81 \text{ N}}{1 \text{ kp}} = 0.16 \text{ J/mm}$$

$$W_i = \frac{C \times I}{\rho} = \frac{53.49 \times 0.16 \text{ J/mm}}{2.32} = 3.61 \text{ kWh/t}$$

Assaig de Narayanan i Whitten

En aquesta prova, la mostra es impactada contra un pèndol suspès per un pèndol d'impacte (Fig. 8). En efecte, part de l'energia és absorbida en el trencament de la mostra, i part es transmet al pèndol suspès, que és desplaçat per la força de l'impacte i comença a oscil·lar. L'energia restant es dissipa en forma de so, calor, etc.

Dues mides de pèndols s'utilitzen depenent de la grandària de la mostra. Les característiques dels pèndol ambdós tipus es resumeixen a la taula 1.

Taula 1. Alternativa de masses per l'assaig de Narayanan i Whitem

Mides de la mostra [micres]	Massa del pèndol suspès [kg]	Massa del pèndol d'impacte [kg]
-3150+1120	40.35	19.86
-1120+475	6.364	4.441

L'oscil·lació del pèndol es registrada per un ordinador. De la geometria simple que es pot veure, el desplaçament D , del pèndol d'impacte ve donada per:

$$D = L \sin \alpha$$

on L és la longitud del cable de suspensió i α és l'angle amb la vertical de la posició inicial del pèndol d'impacte.

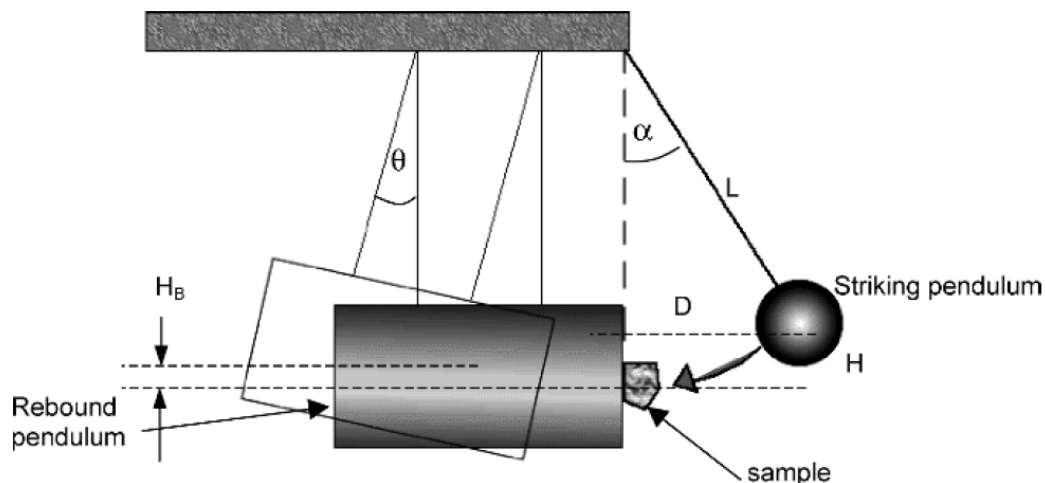


Figura 8. Equip d'assaig.

De la mateixa manera, el desplaçament horitzontal del pèndol suspès o de rebot després de l'impacte es dona:

$$L \sin \theta$$

on θ és l'angle des de la vertical de la posició de repòs del pèndol suspès o de rebot. L'angle θ es determina a partir del període d'oscil·lació, P_{os} , amb l'expressió:

$$P_{os} = A + B \theta^2$$

Per determinar el valor de θ , cal determinar primer A i B . Això es fa mitjançant assajos amb el pèndol almenys a tres altures, i la P_{os} pel primer cop del pèndol determinada. L'alçada, H , a la qual el pèndol d'impacte s'aixeca, es dona per la relació:

$$H = L (1 - \cos \alpha)$$

La velocitat a la que impacte el pèndol, v_s^0 , es pot determinar igualant les energies cinètica en el moment d'impacte i potencial a la posició elevada:

$$0.5 M_s (v_s^0)^2 = M_s g H$$

$$v_s^0 = (2 g H)^{0.5} = [2 g L (1 - \cos \alpha)]^{0.5}$$

L'energia del pèndol d'impacte en el punt d'impacte serà:

$$E_s = M_s g H = M_s g L (1 - \cos \alpha)$$

On M_s és la massa del pèndol d'impacte.

Després de l'impacte el pèndol suspès rebota i la velocitat dependrà de l'alçada que agafi amb el rebot:

$$0.5 (v_B^1)^2 = g H_B$$

$$v_B^1 = (2 g H_B)^{0.5}$$

On: H_B és l'alçada vertical màxima que agafa el pèndol de repòs, i;
 v_B^1 és la velocitat del pèndol suspès o de rebot després de l'impacte.

Aleshores l'energia que corresponent serà:

$$E_B = M_B g H_B$$

On M_B és la massa del pèndol suspès o de rebot.

Després de l'impacte la velocitat del pèndol d'impacte decreix. Aplicant la llei de Newton de conservació de l'energia podem escriure:

$$v_s^0 - v_B^0 = - \frac{(v_s^1 - v_B^1)}{\epsilon}$$

On: ϵ és el coeficient de restitució;
 v_B^0 és la velocitat del pèndol suspès o de rebot abans de l'impacte, és zero;
 v_s^1 és la velocitat del pèndol d'impacte després de l'impacte.

Aïllant ϵ ;

$$\epsilon = \frac{(v_B^1 - v_s^1)}{v_s^0}$$

L'energia per a la trituració, E , és la diferència entre l'energia del pèndol d'impacte i l'energia del pèndol suspès o de rebot abans i després de l'impacte, i es calcula de la següent expressió:

$$E = E_s (1 - \epsilon^2) \frac{M_s}{M_B + M_s}$$

Unitats: E en kWh/t = 3600 kJ/t
 Massa en kg
 ϵ agafa valors entre 0-0.2

Amb els resultats obtinguts amb el pèndol en repòs més gran s'ha trobat una bona concordança amb l'energia que es consumeix en un molí autogen i semi-autogen (SAG), mentre que els resultats amb el més petit estan més d'acord amb els sistemes de molins de boles i barres. L'estimació de l'energia per a etapes de trituració amb aquest mètode porta a valors poc ajustats.

JKMRC – Test de caiguda de massa

Els intents d'un mètode molt més simple i directa de l'estimació de l'energia necessària per a la trituració de roques s'han intentat per diversos autors. El mètode desenvolupat per Brown [1992] resta acceptat.

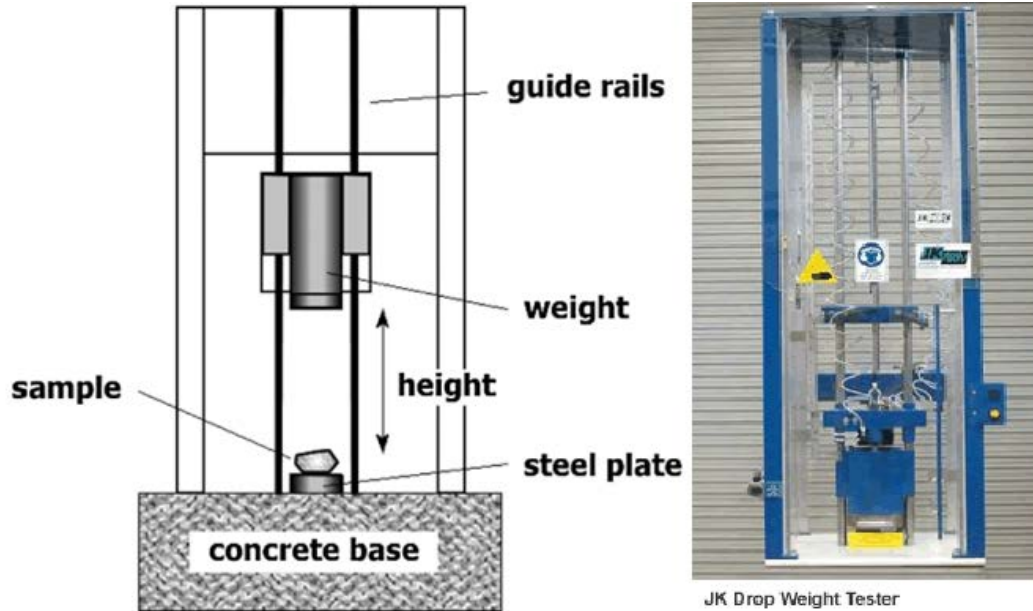


Figura 9. Test de caiguda de massa.

La figura 9 mostra esquemàticament l'aparell desenvolupat per Brown. La mostra es col·loca sobre una base rígida i es aixafa per la massa que cau des d'una altura predeterminada. La caiguda es canalitza pels carrils guia. Les condicions de la prova són:

- Rang de massa: 20-50 kg
- Alçada de caiguda: 0.5-1.0 m

La densitat de les roques ha d'estar entre 2800 i 4000 kg/m³. L'energia d'aixafar va de 0.01-50 kWh/t, en mides de partícula de 10-50 mm.

La mostra de roca sol ser seleccionats entre els rangs de mida amb la massa mitjana del conjunt de les partícules. L'energia de trencament per unitat de massa es calcula mitjançant l'expressió:

$$E = 0.0272 \frac{H \times M_c}{\bar{M}} \quad \left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}} \right]$$

$$E = 97.9 \frac{H \times M_c}{\bar{M}} \quad \left[\frac{\text{J}}{\text{t}} \right]$$

On: E és l'energia per tona;
H és l'alçada de caiguda, en cm;
M_c és la massa impactant, en kg;
M̄ és la massa mitja de la mostra, en g.

Després de l'operació de trituració, la massa caiguda queda sobre les partícules trencades. Així, la distància real recorreguda per la massa és menys que l'altura mesura, una correcció en la distància real recorreguda per la massa s'ha de fer mitjançant la substitució d'H per l'alçada real recorreguda.

L'energia de rebot després de l'impacte, si existeix, s'ha vist que és molt petita comparada amb l'energia d'entrada i per tant no es considera.

La pràctica habitual recomana utilitzar la massa de 20 kg per a l'assaig. El nombre de les partícules varia entre 20 a 50 per cada combinació d'energia i mida, i un número més elevat per masses de 50 kg. Si la massa és insuficient, s'incrementa. L'energia de trencament es regeix per la relació entre la massa del bloc i l'alçada des de la qual ha caigut. L'energia de trencament determinada per aquest mètode concorde bé amb l'energia requerida per les trituradores comercials i molins autògens i semi-autògens.

Exercici:

JK - test de caiguda de massa

H =	50	cm
Mc =	20	kg
d =	3000	kg/m ³
Size =	15	mm

V =	1.767E-06	m ³
M =	5.3014376	g

E =	5.131	kWh/t
-----	-------	-------

Test estàndard en molí de boles de Bond

El mètode per determinar els consums d'energia per molí ha estat normalitzat per proves de laboratori i adoptat després de Bond.

Les condicions de les proves són:

Mida del molí: Diàmetre intern: 305 mm
Allargada interna: 305 mm



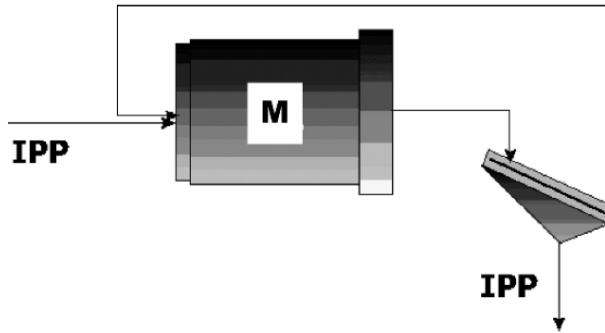
Figura 10. Molí de boles pel test de Bond

Material: Mineral sec
Mida: 100% <math>< 3.35\text{ mm}</math> (6 malles) i 80% <math>< 2\text{ mm}</math>
Quantitat: 700 cm³

Càrrega de boles d'acer del molí: Massa total: 20125 g
Número: 285
Diàmetres:
43x1.75 polzada; 9094 g
67x1.17 polzada; 7444 g
10x1 polzada 694 g
71x0.75 polzada; 2078 g
94x0.61 polzada; 815 g

Velocitat de rotació: 70 rpm

El circuit a simular es mostra a continuació;



Una descripció detallada del procediment de prova és la següent:

1. L'aliment sec és triturat fins a tot < 3.36 mm (malla Tyler 6), amb etapes de trituració.
2. Cal posar el mineral triturat, a < 3.36 mm, en una proveta de 1000 ml amb la marca a 700 ml, lleugerament empaquetat però no massa consolidat. Després cal pesar la massa resultant de mineral, M. La massa M representa la càrrega del molí per a cada cicle.
3. Calcular el producte ideal (IPP), suposant una càrrega circulat del 250% (la massa de material que recircula és de 2.5 vegades l'aliment nou al circuit tancat, en l'estat estacionari). Si la massa de l'aliment nou és 1 i el massa de la càrrega que recircula és de 2.5, la massa que hi ha dins el molí és de 3.5:

$$IPP = M/3.5$$

4. Determinar l'anàlisi granulomètric de l'alimentació. Assegureu-vos que la mida objecte del test (normalment 100-150 malles) està entre els tamisos de l'assaig.
5. Si l'anàlisi mostra que al tamís objecte del test hi ha més del 28% passant, cal prendre el nombre de revolucions per al primer període igual a zero i passar la càrrega d'alimentació directament sobre el tamís del test per eliminar la mida inferior. La carga per a la propera etapa serà els grossos del tamisat més la quantitat eliminada però amb material nou.
6. Col·locar la càrrega d'alimentació, M_1 , en el molí ($M=M_1$).
7. Engegar el molí per a N_1 voltes, entre 50 a 100 o més pels materials de duresa mitjana.
8. Al final de la rutina, cal buidar la càrrega en un tamís d'alta resistència per a separar les boles del mineral, inspeccionar els revestiments del molí i les boles. Retorn de les boles al molí.
9. Tamisar el material separat al pas 8. El tamís ha de ser de la mida del tamís de la prova.
10. Pesat i registrar la massa no passant en el tamís del test, R_1 .
11. Calcular i registrar la massa passant al tamís de prova, IPP_1 . S'ha de complir:

$$IPP_1 = M_1 - R_1$$

12. Cal afegir una quantitat IPP_1 però d'aliment nou de la següent etapa a la massa de grossos R_1 . Calcular la quantitat de material passant al tamís del test en l'alimentació nova de la següent etapa:

$$\text{Fracció de fins a l'aliment nou} = P_2 = (1 - r_0)IPP_1$$

on r_0 és la fracció no passant de material d'alimentació en el tamís de test.

13. Calcular la massa neta de fins produïts, que és la massa del producte menys la massa de material de la mida del producte en l'alimentació:

$$\text{Massa neta de fins produïts} = IPP_1 - (1 - r_0)M_1$$

14. Calcular la massa neta de fins produïda per volta, G_1 en g/volta, dividint la massa neta de fins del producte pel nombre de voltes en el període.

$$G_1 = [IPP_1 - (1 - r_0)M_1]/N_1$$

15. Iniciar una nova etapa 2, afegint la quantitat necessària de nou aliment als no passants de la prova anterior, per tal que la massa sigui $M_2=M_1=M$.
16. Calcular la massa que ha de ser mòlta en el proper període per tal d'obtenir la càrrega circulant desitjada (250%). Aquesta quantitat és el producte ideal del període (pas 3), menys la quantitat de material de mida passant a la malla del test en l'alimentació de l'etapa (pas 12).

$$\text{Massa que ha de ser mòlta en el proper període} = \frac{M}{3.5} - P_2$$

On:

P_2 és la massa de fins en l'alimentació de l'etapa, en g;

$$P_2 = IPP_1 (1-r_0);$$

17. Calcular el nombre de voltes N_2 , per al proper període. És la quantitat de material que ha de ser mòlt (pas 16) dividit per la massa neta per cada volta del període anterior (pas 14).

$$N_2 = \frac{\frac{M}{3.5} - P_2}{G_1}$$

On: M és la massa inicial, en g;

P_2 és la massa de fins en l'aliment de cada etapa, en g;

G_1 és el quocient entre els fins formats i les voltes que els han format, però de l'etapa anterior, en g/volta.

18. Tornar a iniciar una nova etapa, carregar el molí i repetir els passos 6 a 17. Almenys cinc períodes de mòlta han de ser completats.
19. La massa neta de fins per volta ha d'apropar-se a un valor d'equilibri, on arribi a ser constant durant almenys tres períodes, o bé mostri una reversió en la tendència.
20. S'agafa la mitjana de la massa per volta dels darrers dos o tres períodes, G .
21. Determinar la distribució de la mides dels producte.
22. Determinar el 80% passant al tamís del test del producte, P_{80} , i de l'aliment, F_{80} , (valor obtingut al pas 4).
23. Calcular l'Índex de treball de laboratori amb la següent equació:

$$W_i = \frac{48.95}{D^{0.23} \times G^{0.82} \times 10 \times \left[\frac{1}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{F_{80}}} \right]} \quad [\text{kWh/t}]$$

On D és la mida del tamís del test, en micres;

G és la massa neta de fins produïda per volta (mitjana de la fase estable), en g/volta;

P_{80} és el tamís on el 80% de la massa passa del producte del circuit, en micres;

F_{80} és el tamís on el 80% de la massa passa de l'aliment del circuit, en micres.

El valor de l'índex de Bond calculat per aquesta metodologia s'aplica específicament:

1. Via humida.
2. Circuit tancat (250% de recirculació).
3. Molí de boles de diàmetre interior de 2.44 m.
4. Mida de partícula de menys 3.35 mm.

Per tal que els càlculs es refereixen a altres processos calen una sèrie de factors d'eficiència empírica.

En lloc de 80% passant, en alguns llocs utilitzen el 75%. Per tant, és imperatiu que la mida del tamís s'indiqui al donar la dada de l'índex de treball.

Per distingir el valor de l'índex de treball determinat en condicions de laboratori de la exigida a la planta de molta, hi ha la relació dels índexs de treball és igual a la proporció d'energies necessàries en la prova de laboratori i els molins de la planta:

$$\frac{W_{oi}}{W_i} = \frac{\text{Energia requerida a la planta de molta}}{\text{Energia en el test de molta}}$$

Per calcular l'índex de treball a la planta de molta, cal el valor operatiu de treball en l'eix del pinyó del molí. És a dir, si el motor s'acobla directament a l'eix del pinyó, aleshores la potència de sortida del motor és la potència a l'eix del pinyó del molí. El treball s'obté dividint la potència del molí (kW) pel material processat (t/h):

$$W_{oi} = \frac{\text{Potència del molí [kW]}}{\text{Material processat [t/h]} \left(10 \left\{ \frac{1}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{F_{80}}} \right\} \right)}$$

En aquesta equació de Bond, l'aliment F és l'alimentació al circuit de mòlta i el producte P, és el producte del circuit de mòlta. En un circuit obert és senzill, però en un molí de circuit tancat, on s'ha instal·lat un classificador per tornar la fracció de grossos al molí, l'índex de treball es basa en el treball realitzat en la reducció de la mida del nou aliment més la fracció gruixuda del producte separat en el classificador que torna a l'alimentació del molí.

L'índex de treball d'operació s'utilitza per:

1. Enregistrament de rendiment dels molins de forma regular.
2. Comparar el rendiment actual amb les dades històriques
3. Comparació de circuits en diferents plantes.

L'índex de treball d'operació no és directament comparable amb l'índex de treball obtingut de les proves de mòlta de laboratori. Si disposem de les pèrdues del motor i la unitat, llavors l'índex d'operació dividit pel del test de laboratori pot ser utilitzat com una mesura de l'eficiència de mòlta a la planta.

$$\text{Eficiència de molta} = 100 \frac{W_{oic}}{W_{i \text{ test}}}$$

On: W_{oic} és l'índex de treball d'operació, corregit per les condicions d'operació;
 $W_{i \text{ test}}$ és el valor del test de laboratori.

Exercici

ASSAIG BOND PER A MOLÍ DE BOLES

Malla de test= 150 0.106 mm

Dades granulomètriques aliment:

Malla Tyler número	Obertura mm		Massa acumulada fracció
-5+6	4	3.35	1
-6+8	3.35	2.36	0.86
-8+10	2.36	1.7	0.76
-10+20	1.7	0.85	0.51
-20+28	0.85	0.6	0.39
-28+35	0.6	0.445	0.31
-35+48	0.445	0.3	0.22
-48+65	0.3	0.212	0.16
-65+100	0.212	0.15	0.12
-100+115	0.15	0.125	0.10
-115+150	0.125	0.106	0.08
-150+200	0.106	0.075	0

Passant a 150 malles: 0.08
 $F_{80} = 1.93$ mm
 Volum = 700.00 cm³
 Densitat aparent = 1.53 g/cm³
 Massa = 1072.10 g

Etap	Massa afegida g	Massa total	Aliment		Voltes	Producte retirat		G Formades/velocitat g/volta	Recirculació	
			Passant a 150 malles A la carga g	Material a moldre A la carga g		Passant a 150 malles Formades g	Totals g		real (nova/total) %	Càrrega circulat (retorn/nova) %
1	1072.1	1072.1	90.6	215.7	100	201.3	291.9	2.013	27.2%	
2	291.9	1072.1	24.7	281.6	140	240.4	265.1	1.718	24.7%	267%
3	265.1	1072.1	22.4	283.9	165	280.2	302.6	1.696	28.2%	304%
4	302.6	1072.1	25.6	280.7	166	281.0	306.6	1.698	28.6%	254%
5	306.6	1072.1	25.9	280.4	165	280.2	306.1	1.696	28.6%	250%
6	306.1	1072.1	25.9	280.4	165	282.1	308.0	1.706	28.7%	250%
7	308.0	1072.1	26.0	280.3	164	280.3	306.3	1.707	28.6%	248%
8	306.3	1072.1	25.9	280.4	164	281.4	307.3	1.713	28.7%	250%
9	307.3	1072.1	26.0	280.3	164	280.4	306.4	1.713	28.6%	249%

$G_{mitjana} = 1.710$ g/volta

Dades granulomètriques producte (<150malles):

Malla Tyler número	Obertura mm		Massa acumulada fracció
-115+150	0.125	0.106	1.00
-150+170	0.106	0.088	0.99
-170+200	0.088	0.075	0.99
-200+250	0.075	0.063	0.98
-250+270	0.063	0.053	0.96
-270+325	0.053	0.044	0.92
-325	0.044		0.000

Passant a 150 malles: 1.00
 $F_{80} = 0.0274$ mm

índex energètic de Bond per a molí de boles:

$W_i = 6.406$ kWh/t

Test estàndard en molí de barres de Bond

Les condicions estàndard per a la determinació de l'índex de treball dels molins de barres en condicions de laboratori són:

Molí Mida: 305 mm (diàmetre interior) x 610 mm (longitud interna)

Material: Minerals: Sec
 Mida: Reduït al 100% <13.2 mm
 Quantitat: 1250 cm³ (per donar una densitat aparent reproducible)

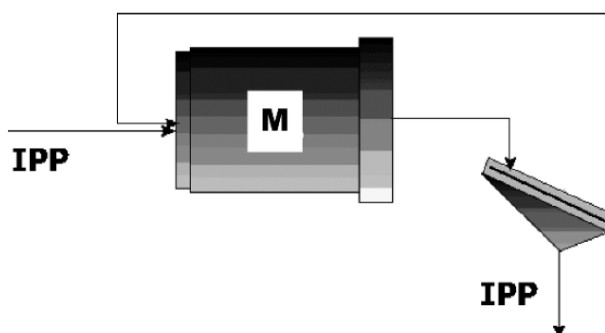
Càrrega del molí: Barres d'acer: 6x38.1 mm de diàmetre x 0.53 m de llarg
 2x44.5 mm de diàmetre x 0.53 m de llarg
 Massa total = 33.38 kg

Velocitat de rotació: 46 rpm en posició horitzontal, 100% de recirculació de càrrega.



Figura 11. Molí de barres pel test de Bond

El circuit simulat és el següent:



Una descripció detallada del procediment és:

1. L'aliment sec és triturat a <13.2 mm, amb etapes de trituració.
2. Afegir el mineral triturat, <13.2 mm, en una proveta graduada 2000 ml amb la marca de 1250 ml, empaquetat però sense consolidació. Pesat la massa resultant de mineral, M; La massa M representa la càrrega del molí per a cada rutina.
3. Calcular el producte ideal (IPP), suposant una càrrega circulant del 100% (la massa de material que recircula és de 1 vegades l'aliment nou al circuit tancat, en l'estat estacionari). Si la massa de l'aliment nou és 1 i el massa de la càrrega que recircula és de 1, la massa que hi ha dins el molí és de 2:

$$IPP = M/2$$
4. Determinar l'anàlisi granulomètric de l'alimentació. Assegureu-vos que la mida de la mida objecte del test està entre els tamisos de l'assaig.
5. Si l'anàlisi mostra que al tamís objecte del test hi ha més del 50% passant, cal prendre el nombre de revolucions per al primer període igual a zero i passar la càrrega d'alimentació directament sobre el tamís del test per eliminar la mida inferior. La carga per a la propera etapa serà els grossos del tamisat més la quantitat eliminada però amb material nou.
6. Col·locar la càrrega d'alimentació, M_1 , en el molí ($M=M_1$).
7. Engagar el molí per a N_1 voltes, inicialment 30 voltes. El molí ha d'operar horitzontal per al 8 voltes, inclinat cap baix 5° una volta, inclinat cap a dalt 5° per una volta, i anar repetint.
8. Al final de la rutina, per buidatge de la càrrega cal la inclinació del molí a 45° cap avall i fer girar 30 voltes. Les barres es conserven a l'interior.
9. Tamisar el material separat al pas 8. El tamís ha de ser de la mida del tamís de la prova.
10. Pesat i registrar la massa no passant en el tamís del test, R_1 .
11. Calcular i registrar la massa passant al tamís de prova, IPP_1 . S'ha de complir:

$$IPP_1 = M_1 - R_1$$

12. Cal afegir una quantitat IPP_1 però d'aliment nou de la següent etapa a la massa de grossos R_1 . Calcular la quantitat de material passant al tamís del test en l'alimentació nova de la següent etapa:

$$\text{Fracció de fins a l'aliment nou} = P_2 = (1 - r_0)IPP_1$$

on r_0 és la fracció no passant de material d'alimentació en el matís de test.

13. Calcular la massa neta de fins produïts, que és la massa del producte menys la massa de material de la mida del producte en l'alimentació:

$$\text{Massa neta de fins produïts} = IPP_1 - (1 - r_0)M_1$$

14. Calcular la massa neta de fins produïda per volta, G_1 en g/volta, dividint la massa neta de fins del producte pel nombre de voltes en el període.

$$G_1 = [IPP_1 - (1 - r_0)M_1]/N_1$$

15. Iniciar una nova etapa 2, afegint la quantitat necessària de nou aliment als no passants de la prova anterior, per tal que la massa sigui $M_2=M_1=M$.
16. Calcular la massa que ha de ser mòlta en el proper període per tal d'obtenir la càrrega circulant desitjada (100%). Aquesta quantitat és el producte ideal període (pas 3) menys la quantitat de material de mida passant a la malla del test en l'alimentació de l'etapa (pas 12).

$$\text{Massa que ha de ser mòlta en el proper període} = \frac{M}{2} - P_2$$

On:

P_2 és la massa de fins en l'alimentació de l'etapa, en g:

$$P_2 = IPP_1 (1-r_0);$$

17. Calcular el nombre de voltes N_2 , per al proper període. És la quantitat de material que ha de ser mòlt (pas 16) dividit per la massa neta per cada volta del període anterior (pas 14).

$$N_2 = \frac{\frac{M}{2} - P_2}{G_1}$$

On: M és la massa inicial, en g;

P_2 és la massa de fins en l'aliment de cada etapa, en g;

G_1 és el quocient entre els fins formats i les voltes que els han format, però de l'etapa anterior, en g/volta.

18. Tornar a iniciar una nova etapa, carregar el molí i repetir els passos 6 a 17. Almenys cinc períodes de mòlta han de ser completats.
19. La massa neta de fins per volta ha d'apropar-se a un valor d'equilibri, on arribi a ser constant durant almenys tres períodes, o bé mostri una reversió en la tendència.
20. S'agafa la mitjana de la massa per volta dels darrers dos o tres períodes, G.
21. Determinar la distribució de la mides dels producte.
22. Determinar el 80% passant al tamís del test del producte, P_{80} , i de l'aliment, F_{80} , (valor obtingut al pas 4).
23. Calcular l'Índex de treball de laboratori amb la següent equació:

$$W_i = \frac{68.2}{D^{0.23} \times G^{0.625} \times 10 \times \left[\frac{1}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{F_{80}}} \right]} \quad [\text{kWh/t}]$$

On D és la mida del tamís del test, en micres;

G és la massa neta de fins produïda per volta (mitjana de la fase estable) , en g/volta;

P_{80} és el tamís on el 80% de la massa passa del producte del circuit, en micres;

F_{80} és el tamís on el 80% de la massa passa de l'aliment del circuit, en micres.

AFECCIONS A L'ÍNDEX DE BOND

Els índex de Bond calculats a partir de l'assaig són vàlids per a les condicions de mida del molí del laboratori, i per unes condicions d'un molí de boles de 2.44 m de diàmetre que opera en circuit tancat en molta humida i la resta amb les mateixes condicions que el molí de l'assaig. Per això calen ser esmenats per les condicions industrials de molta mitjançant 8 factors.

Factor de correcció F1

Per a la conversió a molta en sec, atès que l'índex de Bond correspon a condicions de molta humida.

$$W_i(\text{sec}) = 1.3 W_{i \text{ test}}(\text{humit})$$

F1 = 1.3 per passar de molta humida a seca.

Factor de correcció F2

Per a la conversió a circuit obert de molta humida.

Pel circuit obert de molta, el factor de correcció depèn del grau de control requerit sobre el producte del molí. La taula de sota dona els coeficients multiplicadors F2 enfront de diferents controls del producte de la molta referit al passant a la mida de les partícules de l'obertura del tamís del producte de la molta.

Control de mida del producte (% passant)	Factor F2
50	1.035
60	1.05
70	1.10
80	1.20
90	1.40
92	1.46
95	1.57
98	1.70

$$W_i (\text{circuit obert humit}) = W_{i \text{ test}} (\text{circuit tancat humit}) \times F2$$

Per exemple, si l'índex de treball de Bond és $W_j = 12.40$ pel circuit tancat de molta humida, on un 80% de partícules de la mida del tamís passen el tamís del control del circuit tancat, llavors el valor corresponent per al circuit obert de molta humida d'acord amb la taula seria:

$$W_i (\text{circuit obert humit}) = W_{i \text{ test}} (\text{circuit tancat humit}) \times F2 = 12.40 \times 1.20$$

$$W_i (\text{circuit obert humit}) = 14.8$$

Factor de correcció F3

Factor de correcció per mida de l'aliment.
Mida òptimes de les partícules de l'aliment:

$$\begin{aligned}
 &< 4000 \sqrt{1.10 \frac{13}{W_{i \text{ test}}}} \quad \mu\text{m (molí de boles)} \quad \text{o} \quad < \frac{15.1}{\sqrt{W_{i \text{ test}}}} \quad \text{mm} \\
 &< 16000 \sqrt{1.10 \frac{13}{W_{i \text{ test}}}} \quad \mu\text{m (molí de barres)} \quad \text{o} \quad < \frac{60.5}{\sqrt{W_{i \text{ test}}}} \quad \text{mm}
 \end{aligned}$$

Si són més grosses, el factor de correcció F3 ve donat per l'equació:

$$F3 = F_{OS} = 1 + \frac{P_{80}}{F_{80}} \left(\frac{W_{i \text{ test}}}{1.10} - 7 \right) \left[\frac{F_{80}}{4000 \sqrt{\frac{1.10 \cdot 13}{W_{i \text{ test}}}}} - 1 \right]$$

Factor de correcció F4

Per molta extra fina: $F4 = F_G$

Quan la mida del producte que es requereix és menor de 75 micres i major de 15 micres, això implica que la mida del producte ha de ser d'una mida extra fina. En aquests casos, l'índex de treball dependrà de la mida del producte. La correcció de l'índex de treball necessari és donada per l'equació:

$$F4 = F_G = \frac{P_{80} + 10.3}{1.145 P_{80}}$$

Factor de correcció F5

Per la baixa reducció per molins de boles: $F5 = F_R$

Aquesta correcció s'aplica quan la reducció, és a dir, la relació de la mida d'alimentació, i la mida del producte és inferior a 6.

El factor multiplicador per a diferents valors de R (definit com F_{80}/P_{80}) es determina a partir de l'expressió:

$$F5 = F_R = \frac{2(R - 1.35) + 0.26}{2(R - 1.35)} \quad \text{o} \quad F5 = F_R = \frac{(F_{80} - 1.22P_{80})}{(F_{80} - 1.35P_{80})}$$

Factor de correcció F6

Factor de correcció per a alt o baixa reducció en molins de barres.

Hi ha una relació òptima de reducció (R_{RO}) per a cada molí de barres a causa de la preferència natural per moldre les mides gruixudes de la càrrega.

$$R_{RO} = 8 + 5 \frac{L}{D}$$

On L i D són l'allargada i el diàmetre intern del molí de barres.

Per a reduccions menors que condueix a una mòlta més gruixuda a causa de la reducció del temps de residència el molí, alterant l'acció normal de mòlta, i per reduccions més grans de l'òptima, per a ambdós casos de relacions de reducció anormal, un factor de correcció (F6) s'aplica a l'índex de Bond:

$$F6 = 1 + \frac{(R - R_{RO})^2}{150}$$

Aquest factor només s'aplica si R està fora del rang: $R_{RO} \pm 2$.

Factor de correcció F7

Factor de correcció per diàmetre del molí.

La mòlta canvia d'eficiència amb el diàmetre del molí. El canvi sorgeix del canvi en la potència consumida i el canvi de la capacitat del molí amb el diàmetre. El factor de correcció es dona com:

$$F7 = \left(\frac{2.44}{D}\right)^{0.2} \quad \text{per } D < 3.81 \text{ m}$$

$$F7 = 0.914 \quad \text{per } D \geq 3.81 \text{ m}$$

On D és el diàmetre del molí en m.

Factor de correcció F8

Factor de correcció per molins de barres.

El factor de correcció per a la mòlta en barres és complexa i depèn de la preparació de l'aliment. Bond suggereix dues condicions:

1. Per un molí de barres únic, utilitzeu un factor d'eficiència de F8=1.4 quan l'aliment és processat en circuit obert, i de F8=1.2 en circuit tancat.
2. Per a un circuit de molins de boles i barres, no aplicar correcció del diàmetre del molí al de boles (F7=1). Si l'alimentació de molí barres és produïda per un circuit obert, utilitzar un factor de F8=1.2 per a l'etapa del molí de barres només. Si l'alimentació de molí de barres és del 80% passant en un tamís de 12 mm o menys (per exemple, d'una mòlta en circuit tancat) s'aplica el factor F8=1 al molí de barres. Altres factors de correcció com el diàmetre del molí i la relació de reducció s'apliquen.

La incertesa en aquest factor de correcció vol dir que té poc valor en el càlcul.

Així, l'índex de Bond del test multiplicat pel producte dels factors de correcció proporcionarà una estimació del veritable valor de l'índex de treball a aplicar a la mòlta:

$$W_i = W_{i \text{ test}} \cdot F1 \cdot F2 \cdot F3 \cdot F4 \cdot F5 \cdot F6 \cdot F7 \cdot F8$$

Factors que no apliquen han de ser presos com a 1.

L'índex de Bond canvia amb la mida del tamís elegit durant el test. Per exemple, en lloc de triar la mida del tamís a través del qual el 80% del mineral passa, podem agafar la mida del tamís a través del qual passa el 75% del mineral passa, triat per adaptar-se a una situació particular d'operació de la planta. L'expressió original de Bond per l'índex de treball es basa en el 80% del material que passa una mida de tamís. Qualsevol desviació d'aquest estàndard de Bond requereix la determinació de la seva corresponent equivalència. El mètode de determinació de l'equivalència es pot explicar amb el següent exemple.

Exercici

Processem un mineral d'or, i sabem que el 99% passa el tamís de 9.5 mm. La mesura al laboratori mostra que la mida del producte passa en un 75% al tamís de 63 micres. Una prova estàndard de mòlta de Bond indica que la massa neta produïda per volta (molturabilitat) va ser de 2.28 g/volta en una mida del tamís del test de 106 micres. El mineral es molt en un molí de boles de 2.0 m en humit i en circuit tancat amb una producció horària de 150 t/h. Estimar l'índex de treball per aquest molí.

(suposem que el producte fragmentat d'aquest mineral s'adapta a l'equació de Gaudin-Schuhmann amb n=0.5).

1r Pas: Càlcul del F_{80} :

$$\text{Gaudin-Schuhmann } Y^- = \left(\frac{d}{d^*} \right)^{0.5}$$

Sabem que el 99% passa el tamís de 9.5, aleshores:

$$0.8 = \left(\frac{F_{80}}{d^*} \right)^{0.5} \quad \text{i} \quad 0.99 = \left(\frac{9.5}{d^*} \right)^{0.5}$$

Dividint les dues expressions i operant:

$$F_{80} = \left[\frac{0.8}{0.99} \right]^2 F_{99} = \left[\frac{0.8}{0.99} \right]^2 9.5 = 6.2 \text{ mm}$$

2n Pas: Càlcul del P_{80} :

Sabem que el 75% passa el tamís de 63 micres, aleshores:

$$P_{80} = \left[\frac{0.8}{0.75} \right]^2 P_{75} = \left[\frac{0.8}{0.75} \right]^2 63 = 71.7 \mu\text{m}$$

3r Pas: Càlcul de l'energia del test de bond:

$$\begin{aligned} W_{i \text{ test}} &= \frac{48.95}{D^{0.23} \times G^{0.82} \times 10 \times \left[\frac{1}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{F_{80}}} \right]} \\ &= \frac{48.95}{106^{0.23} \times 2.28^{0.82} \times 10 \times \left[\frac{1}{\sqrt{71.7_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{6200_{80}}} \right]} = 8.08 \text{ kWh/t} \end{aligned}$$

4t Pas: Càlcul dels factors de correcció de Bond per adaptació a les condicions reals:

Factor F1: molta humida.

$$F1 = 1$$

Factor F2: molta en circuit tancat.

$$F2 = 1$$

Factor F3: mida aliment = $\frac{15.1}{\sqrt{W_{i \text{ test}}}} = \frac{15.1}{\sqrt{8.08}} = 5.3 \text{ mm}$ com l'alimentació és 9.5 mm

$$\begin{aligned} F3 &= 1 + \frac{P_{80}}{F_{80}} \left(\frac{W_{i \text{ test}}}{1.10} - 7 \right) \left[\frac{F_{80}}{4000 \sqrt{\frac{1.10 \cdot 13}{W_{i \text{ test}}}}} - 1 \right] \\ &= 1 + \frac{71.7}{6200} \left(\frac{8.08}{1.10} - 7 \right) \left[\frac{6200}{4000 \sqrt{\frac{1.10 \cdot 13}{8.08}}} - 1 \right] = 1.00005 \end{aligned}$$

Factor F4: mida producte és 71.7 micres < 75 micres.

$$F4 = \frac{P_{80} + 10.3}{1.145 P_{80}} = \frac{71.7 + 10.3}{1.145 \cdot 71.7} = 0.999$$

Factor F5: baixa reducció per a molins de boles (<6), com la reducció és:

$$\frac{F_{80}}{P_{80}} = \frac{6200}{71.7} = 86.54 > 6$$
$$F5 = 1$$

Factor F6: baixa reducció per a molins de barres com és un molí de boles:

$$F6 = 1$$

Factor F7: diàmetre del molí = 2 m.

$$F7 = \left(\frac{2.44}{D}\right)^{0.2} = \left(\frac{2.44}{2}\right)^{0.2} = 1.041 \text{ m}$$

Factor F8: molins de barres com és un molí de boles:

$$F8 = 1$$

5è Pas: Càlcul de l'índex de Bond per molí industrial (W_i):

$$W_i = W_{i \text{ test}} \times F1 \times F2 \times FE \times F4 \times F5 \times F6 \times F7 \times F8 =$$
$$= 8.08 \times 1 \times 1 \times 1.00005 \times 0.999 \times 1 \times 1 \times 1.041 \times 1 = 8.40 \text{ kWh/t}$$

$W_i = 8.40 \text{ kWh/t}$
--

EFFECTE DE LA MIDA DEL TAMÍS DEL TEST A L'ÍNDEX DE BOND

L'índex de treball de Bond no és una constant, sinó que està influenciat per les condicions de la molta. Per exemple, si volem un material més fi, més gran és el valor en kWh/t necessari per moldre a aquesta mida. Magdalinovic (1989) van mesurar l'índex de Bond de tres tipus de mineral amb diferents mides de tamís de test, i va establir una correlació entre la massa molta per volta, G , i l'arrel quadrada de la mida del tamís del test de Bond, D :

$$G = K_1 \sqrt{D}$$

On la constant K_1 depèn del tipus de mineral. Magdalinovic també va establir una relació entre la mida del tamís del test i la mida del tamís on passa el 80% de la massa:

$$D = K_2 P_{80}$$

On la constant K_2 depèn del tipus de mineral i té un rang de 1.4 a 1.5. Una regressió de les dades de Magdalinovic, incloent l'alimentació expressada com acumulada al 80% dóna un valor mitjà de 1.485 per a K_2 . La taula de sota hi ha algunes d'aquestes dades:

Mida [mm] 99% passant	Mida [mm] 80% passant
38.1	25
25.4	18
19.1	12
12.7	8.5
9.5	6
6.7	4.2
4.75	3
3.35	2.1
2.36	1.5
1.7	1
1.18	0.8
0.85	0.55
0.6	0.4
0.425	0.27
0.3	0.15
0.212	0.105
0.15	0.072
0.106	0.055
0.075	0.036
0.045	0.02

Utilitzant el mètode Magdalinovic, amb els resultats del test de l'índex de Bond en un tamís de prova, podem calcular les constants K_1 i K_2 , i l'índex de Bond es pot estimar per a qualsevol mida de tamís del test.

ÍNDEX D'ABRASIÓ DE BOND

Prova d'abradió consisteix en una paleta d'acer endurit Cr-Ni-Mo (duresa Brinell = 500), 7,62 cm x 2,54 cm x 2,54 cm, amb 2,54 cm de la seva longitud dins d'un rotor de 11,43 cm de diàmetre. El rotor està cobert per un tambor d'acer concèntrics 11,43 cm de llarg i 30,54 cm de diàmetre. Tant el rotor com el tambor exterior es munten sobre un eix horitzontal. El rotor gira a 632 rpm (90% de la crítica), mentre que el tambor es fa girar en la mateixa direcció a 70 rpm. La massa de la càrrega inicial és de 400 g de -19,0 mm +12,7 mm de mida. La durada de l'assaig és 15 minuts. A continuació, la càrrega es retira i el procés es repeteix quatre vegades. És a dir, l'eix està exposada a l'abradió durant 1 hora. La càrrega recuperada cada vegada, és tamisada i pesada. L'eix també es pesa. La pèrdua de massa (en grams) de la paleta de l'eix proporciona l'índex d'abradió, A_i . L'energia total utilitzada també es considera. L'índex d'abradió així determinat s'inclou en les taules per a determinats minerals. La correlació matemàtica amb l'índex de treball no ha estat establerta.

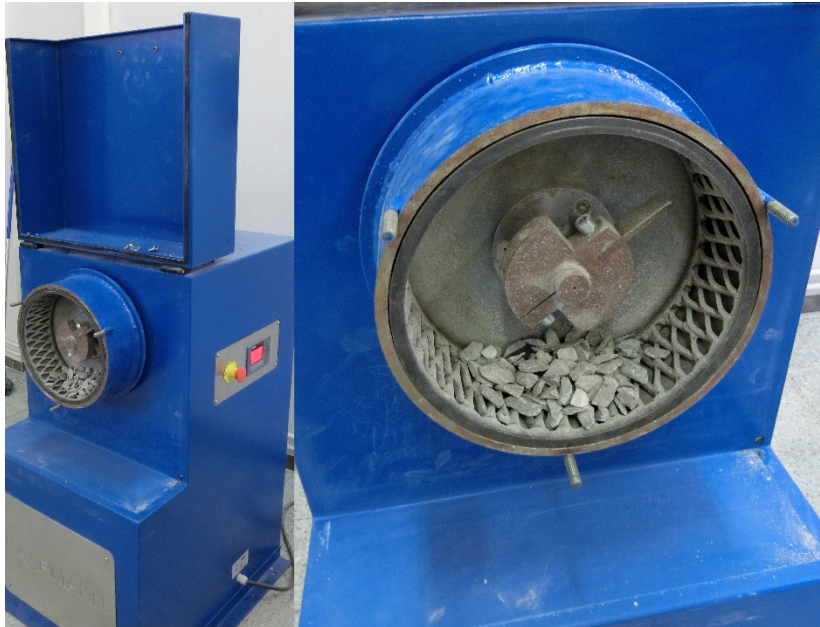


Figura 11. Equip per fer l'assaig d'abradió de Bond.

Table 3.5
Average Abrasion and Work Index of selected minerals [41].

Mineral	Work Index (W _i)	P ₈₀	Abrasion Index (A _i)
Dolomite			0.016
Limestone	11.7	-	0.082
Magnesite	0	-	0.079
Copper Ore	11.7	12,700	0.147
Hematite	8.5	13,450	0.165
Magnetite	13.0	-	0.222
Granite	16.6	14,680	0.388
Taconite	16.3	-	0.775
Quartzite	17.4	-	0.775
Alumina	17.5	15,800	0.891

ABRASIVE INDEX OF SELECTED MINERALS
(Averaged over 200 determinations)

(Source: Marshal, V.C. (1975) Comminution, Institute of Chemical Engineers)*

MATERIAL	ABRASIVE INDEX
Alumina	0.891
copper ore	0.147
chrome ore	0.120*
dolomite	0.016
diorite	0.230*
gold ore	0.200*
hematite	0.165 (0.0952)*
limestone	0.032 (0.026)*
lead-zinc ore	0.152*
magnesite	0.075
Magnetite	0.165(0.252)*
manganese ore	0.113*
Nickel Ore	0.122*
Quartz	0.183*
Quartzite	0.775(0.691)*
Taconite	0.624(0.683)*

ÍNDEX D'ABRASIÓ DE JKMRC

JKMRC ha desenvolupat un mètode lleugerament diferent de l'estimació de l'abradió de Bond. En aquesta prova, 3 kg de mineral sec, la mida -55 mm +38 mm es carreguen en un tambor d'acer cilíndric horitzontal de 0,30 x 0,30 m, amb aixecadors de 2,54 cm d'alçada, el tambor es fa girar durant 10 minuts a 53 rpm. La mostra, després es retira i es tamisa fins a -38 µm. **El percentatge de massa que passa per un tamís el 10% de la mida original (T_{10}) es pren com el "paràmetre d'abradió"**. El concepte i l'ús del factor, T_{10} , es defineix com el percentatge del mineral que passa pel tamís 1/10 de la mida de la partícula original. El significat dels subíndexs es pot estendre com:

T_2 = % massa passant per 1/2 de la mida original

T_4 = % massa passant per 1/4 de la mida original

...

T_{10} = % massa passant per 1/10 de la mida original

...

T_N = % massa passant per 1/N de la mida original

T_N és el % de massa acumulada passa a d_{GM} , on d_{GM} és la mitjana geomètrica de l'interval de grandària entre els tamisos. La relació entre T_{10} i l'energia específica de trencament:

$$T_{10} = A[1 - e^{-BE_G}]$$

On A i B són constants específiques del mineral i E_G és l'energia específica de fractura. A representa el límit teòric de T_{10} . Per minerals durs A = 50 aproximadament., figura 11.

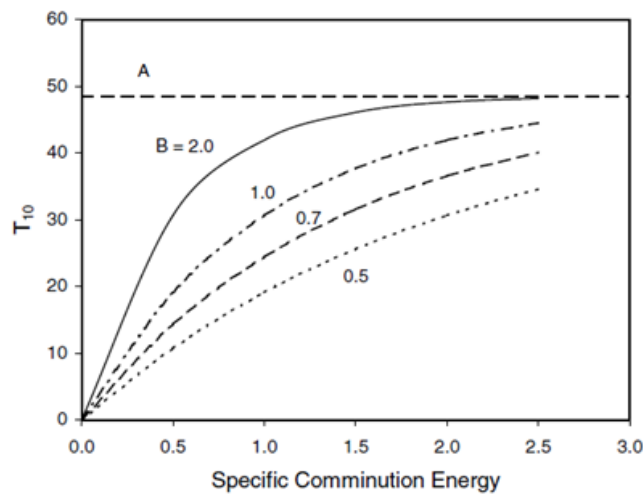


Figura 12. Relació entre T_{10} i l'energia específica de fractura.

Per trituració – T_{10} agafa valors entre 10-20%

Per molta – T_{10} agafa valors entre 20-50%

El paràmetre A.B es coneix com el paràmetre d'impacte i defineix la pendent de la corba de la figura. Hi ha una correlació amb l'índex de treball per molins de boles:

$$A.B = -3.5 W_i + 117$$

MODEL t₁₀ BASAT EN L'ENERGIA D'IMPACTE

Basat en l'equació de Rosin-Rammler, la fracció de massa acumulada "y" de mida dp al productes és:

$$y(dp) = 1 - e^{\left[-\left(\frac{\eta}{\eta_{63,2}}\right)^\alpha\right]}$$

On:

$$\eta = \frac{\epsilon}{1 - \epsilon}$$

I

$$\epsilon = \frac{dp}{Dp}$$

aleshores la reducció n és:

$$n = \frac{Dp}{dp} = \frac{1}{\epsilon}$$

Si definim "t_n" com la massa acumulada al producte per a una reducció de "n" vegades, aleshores "t₁₀" serà la massa acumulada al producte per a una reducció de 10 vegades, i les equacions seran:

$$t_n = 1 - e^{\left[-\left(\frac{\frac{1}{n}}{\frac{1-\frac{1}{n}}{\eta_{63,2}}}\right)^\alpha\right]} = 1 - e^{\left[-\left(\frac{1}{(n-1)\eta_{63,2}}\right)^\alpha\right]}$$

$$t_{10} = 1 - e^{\left[-\left(\frac{\frac{1}{10}}{\frac{1-\frac{1}{10}}{\eta_{63,2}}}\right)^\alpha\right]} = 1 - e^{\left[-\left(\frac{1}{(10-1)\eta_{63,2}}\right)^\alpha\right]}$$

Operant aquestes dues expressions:

$$1 - t_n = e^{\left[-\left(\frac{(10-1)}{(n-1)(10-1)\eta_{63,2}}\right)^\alpha\right]} = e^{\left[-\left(\frac{1}{(10-1)\eta_{63,2}}\right)^\alpha \left(\frac{10-1}{n-1}\right)^\alpha\right]} = (1 - t_{10})^{\left(\frac{10-1}{n-1}\right)^\alpha}$$

$$t_n = 1 - \left[(1 - t_{10})^{\left(\frac{10-1}{n-1}\right)^\alpha} \right] = B_{ij}$$

On t_n o B_{ij} és la massa acumulada de la mida de partícula i al producte procedent de la partícula de mida j a l'aliment. Com a valor d'alfa cal agafar 0,75, que correspon a l'apatita.

La determinació de t₁₀ s'ha de calcular segons l'energia d'impacte, amb l'expressió:

$$t_{10} = t_{10\text{màx}} \left[1 - e^{\frac{-\beta E}{E_{50}}} \right]$$

On t_{10màx} i β són constants dels material, i venen indicades a la taula 5.2 d'en King¹, el valor E correspon l'energia per unitat de massa aplicada per la màquina, i E₅₀ es calcula amb:

$$E_{50} = E_\infty \left[\left(1 + \frac{dp_0}{Dp - dp_{\text{mín}}} \right)^\varphi \right]$$

¹ R.P. King. Modeling and simulation of minerals processing Systems. Butterworth-Heinemann. 2001.

On E_∞ , d_{p0} i ϕ són constants del material i venen indicades a la taula 5.1 d'en King¹, D_p és la mida inicial de la partícula a fracturar en mm, i $d_{p\min}$ és la mida més petita de les partícules obtingudes després de la fractura, en mm.

Table 5.1 Parameters that relate the mean mass-specific particle fracture energy to particle size for some common minerals. From Tavares and King (1998)

Material	E J/kg	d_{p0} mm	ϕ	Size range, mm
Apatite	1.05	19.3	1.62	0.25–8.00
Galena	3.19	7.31	1.03	0.70–7.60
Gilsonite	5.50	7.03	1.60	1.18–10.0
Quartz	43.4	3.48	1.61	0.25–4.75
Sphalerite	7.00	8.24	1.16	0.35–10.0
Magnetite	9.56	3.93	1.96	0.25–7.20
Copper ore	96.1	1.17	1.26	0.25–15.8
Iron ore	47.3	1.08	2.30	0.25–15.0
Limestone	114.2	0.490	2.05	0.35–5.60
Marble	45.9	0.882	2.66	0.50–15.0
Taconite	235.9	0.803	1.42	0.35–6.00
Taconite	163.3	0.856	1.76	0.35–10.0

Table 5.2 Parameters that relate t_{10} to the specific impact energy for some common minerals

Material	$t_{10\max}$	β
Magnetite	47.1	0.0098
Apatite	45.4	0.0115
Quartz	38.8	0.0176
Hematite	45.6	0.0164
Galena	44.5	0.0176
Limestone	54.5	0.0176
Copper ore 1	44.8	0.0263
Copper ore 2	58.9	0.0204
Basalt	52.0	0.0252
Titanium ore	51.0	0.0269
Cement clinker 1	69.2	0.0276
Cement clinker 2	60.5	0.0437
Marble	76.3	0.0792
Iron ore	65.4	0.0932

Atenent a la figura 12, si definim la matriu b , com la matriu de masses diferencials b_{ij} , massa diferencial de la partícula de mida i del producte procedent de la mida j de l'aliment:

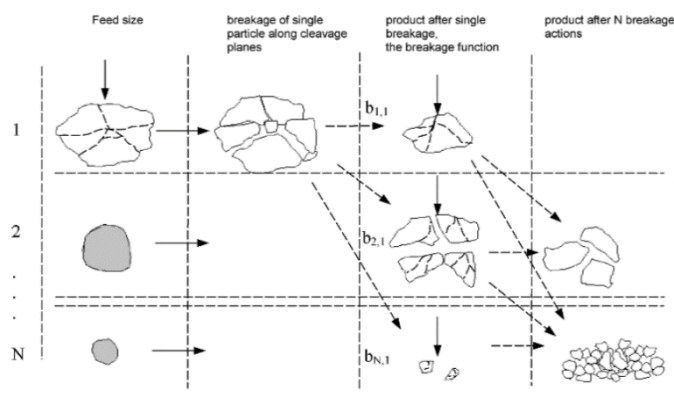


Figura 13. Representació de la distribució de les partícules després del trencament. Fletxes contínues representen la força aplicada per la ruptura i les fletxes de punts indiquen la distribució dels fragments de la ruptura. Els fragments mostrats representen el trencament d'una sola mida.

$$b = \begin{pmatrix} b_{11} & b_{12} & b_{13} \\ b_{21} & b_{22} & b_{23} \\ b_{31} & b_{32} & b_{33} \end{pmatrix}$$

Atenent a aquesta definició, cal definir el vector aliment en masses diferencials, com una matriu d'una columna:

$$A = \begin{pmatrix} a_1 \\ a_2 \\ a_3 \end{pmatrix}$$

Aleshores el producte P serà també una matriu d'una columna, que s'obindrà:

$$P = b \cdot A$$

$$P = \begin{pmatrix} p_1 \\ p_2 \\ p_3 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} b_{11} & b_{12} & b_{13} \\ b_{21} & b_{22} & b_{23} \\ b_{31} & b_{32} & b_{33} \end{pmatrix} \begin{pmatrix} a_1 \\ a_2 \\ a_3 \end{pmatrix}$$

On p_i són les masses diferencials dels productes de mida i . Adjunt hi ha la diferència de productes de fractura segons els minerals siguin més durs o menys, figura 13.

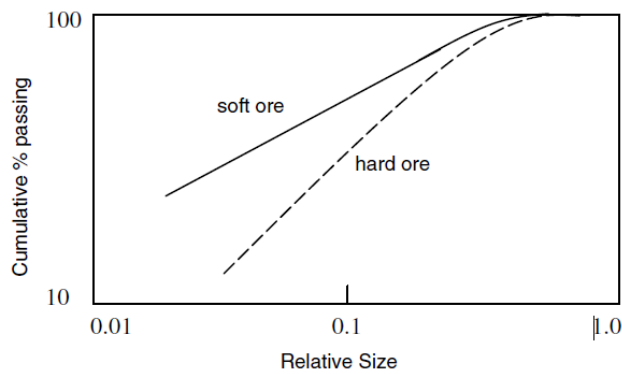


Figura 14. Distribucions de fractura per minerals durs i tous.

Exercici

Determina el producte de fragmentació si trenquem apatita de 4 mm amb una energia d'impacte de 874 kJ/kg.

Constants apatita mira a les taules.

1) Càlcul E_{50} :

$$E_{50} = E_{\infty} \left[\left(1 + \frac{dp_0}{Dp - dp_{min}} \right)^{\varphi} \right] = 1.05 \left[\left(1 + \frac{19.3}{4 - 0} \right)^{1.62} \right] = 18.24 \text{ J/kg}$$

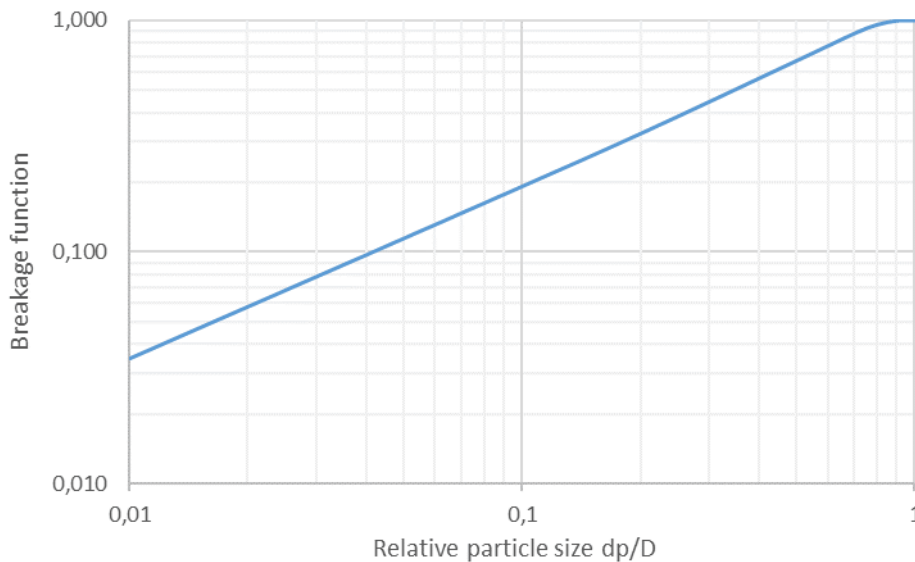
2) Càlcul t_{10} :

$$t_{10} = t_{10max} \left[1 - e^{-\frac{\beta E}{E_{50}}} \right] = 0.454 \left[1 - e^{-0.0115 \frac{874}{18.24}} \right] = 0.1923$$

3) Fem la taula:

dp	dp/D	n=D/dp	tn
4	1	1,000	1,000
3,6	0,9	1,111	0,997
3,2	0,8	1,250	0,957
2,8	0,7	1,429	0,877
2	0,5	2,000	0,670
0,8	0,2	5,000	0,325
0,4	0,1	10,000	0,192
0,2	0,05	20,000	0,115
0,04	0,01	100,000	0,035

4) Fer figures:



Exercicis

7, 8 i 56.

BIBLIOGRAFIA

Gupta, A.; Yan, D.S.. Mineral processing design and operation: an introduction. Amsterdam.. Amsterdam: Elsevier, 2006. ISBN 0444516360.

Kelly, Errol G. Introducción al procesamiento de minerales. México: Limusa, 1990. ISBN 968-18-3337-6.

Wills, B.A.. Tecnología de procesamiento de minerales. México: Limusa, 1987. ISBN 968-18-1986-1.

King, R.P. Modeling and Simulation of Mineral Processing Systems Edited by C.L. Schneider and E.A. King. Published by Society for Mining, Metallurgy, and Exploration - 2012. ISBN: 978-0-87335-345-8.

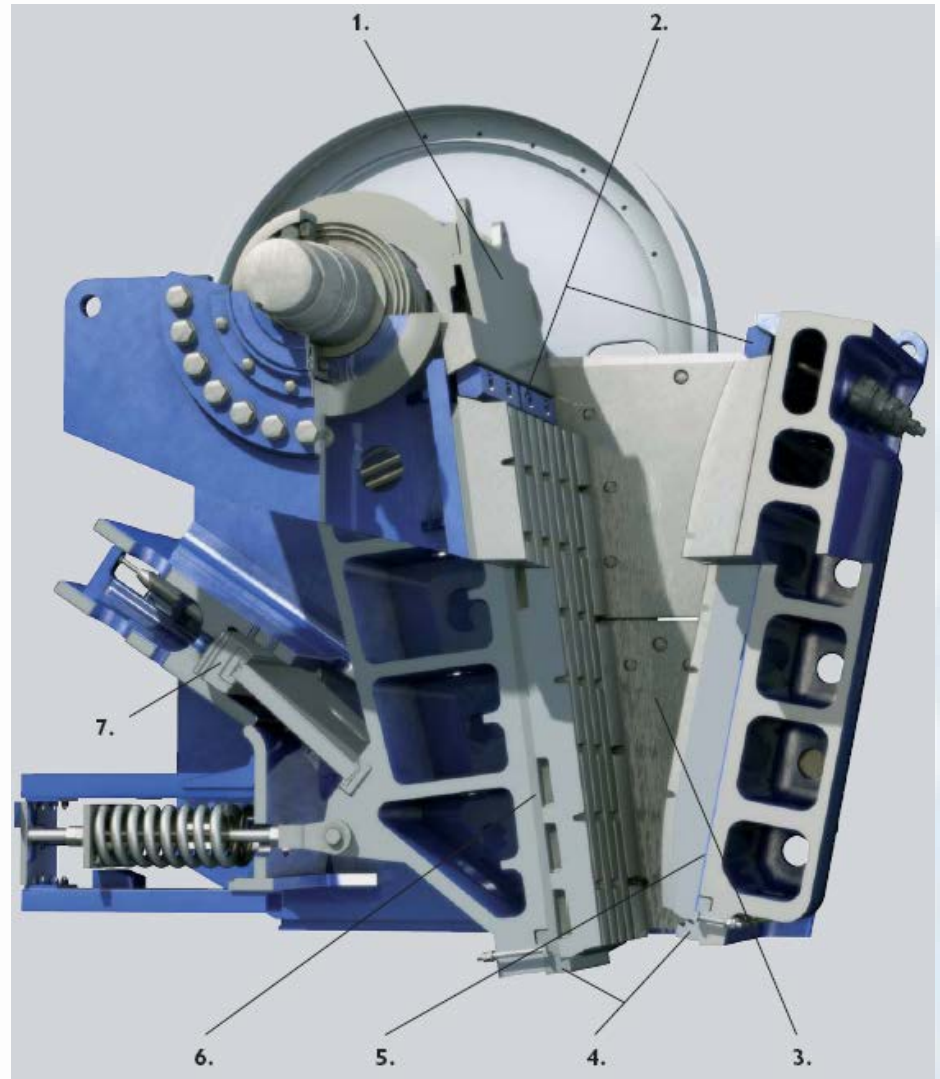
Weiss, Norman L. (ed.). Mineral processing handbook. New York: Society of Mining Engineers of AIME, 1985. ISBN 0-89520-433-6.

Yarar, B. Mineral processing design: proceedings of the NATO Advanced Study Institute Held at Bursa in 1984 .Dordrecht: Nijhoff, 1987. ISBN 90-247-3472-X.

Abouzeid, A.. Mineral processing laboratory manual. Clausthal-Zellerfel: Trans Tech Publication, 1990. ISBN 0-87849-082-5.

Fueyo, L. Equipos de trituración, molienda y clasificación. Madrid: Rocas y Minerales, 1999. ISBN 84-923128-2-3.

MATXUCADORA DE MANDÍBULES (JAW CRUSHER)



JAW CRUSHER

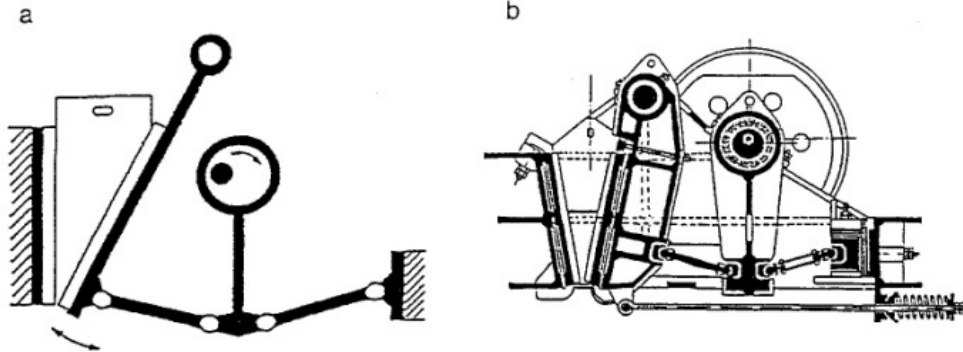


Figura 1.1.- a- esquema de machacadora de doble efecto. b- corte esquemático de una machacadora de doble efecto. (doble biela de articulación)

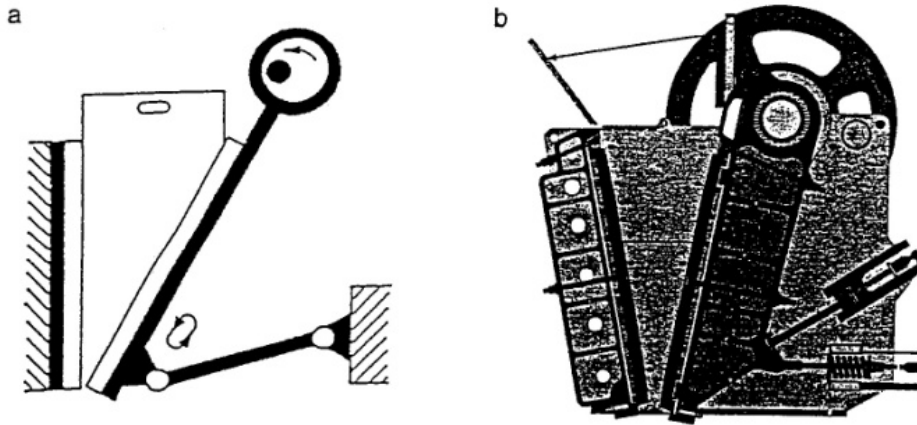


Figura 1.2.- a- Esquema de machacadora de simple efecto. b- Corte esquemático de una machacadora de simple efecto.

Molt robustes.
La matxucadora de mandíbules és principalment una fragmentadora de compressió.

JAW CRUSHER

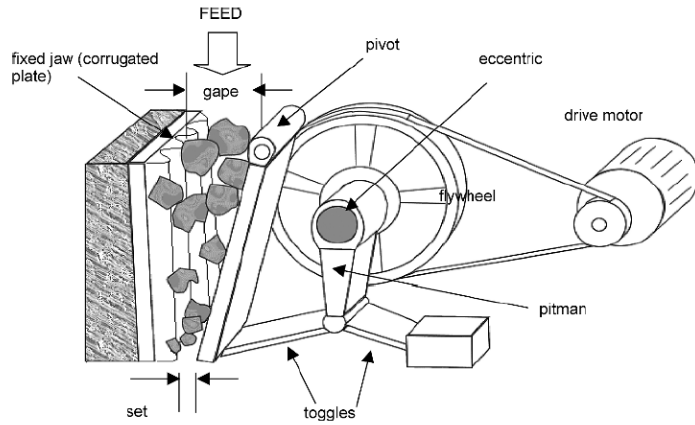


Fig. 4.1. Double-toggle jaw crusher

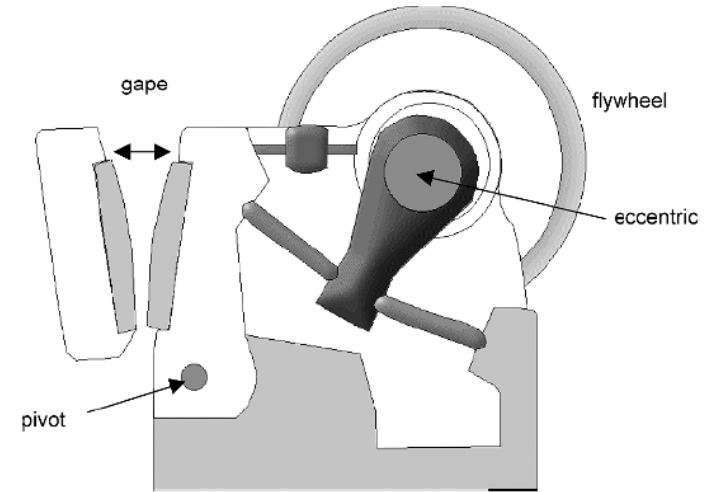


Fig. 4.2. Dodge jaw crusher

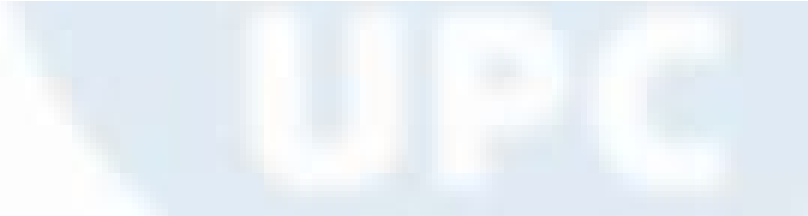
$W = \text{Amplada mandíbula} = 1,3 \text{ a } 3 \text{ l'obertura ("gape")}$

$OSS - CSS = \text{recorregut} = 0.0502 (\text{obertura})^{0.85}$

$\text{Mida màxima de partícula} = 0,8 \text{ a } 0,9 \times \text{obertura}$

Table 4.1
Jaw crusher performance [1].

Crusher Type	Size, mm				Reduction Ratio		Power, kw		Toggle Speed, rpm	
	Gape,mm		Width,mm		Range	Average	Min	Max	Min	Max
	Min	Max	Min	Max						
Blake, double toggle	125	1600	150	2100	4:1 / 9:1	7:1	2.25	225	100	300
single toggle	125	1600	150	2100	4:1 / 9:1	7:1	2.25	400	120	300
Dodge	100	280	150	28	4:1 / 9:1	7:1	2.25	11	250	300



JAW CRUSHER

En etapes primàries solen operar en circuit obert en condicions seques.
L'última etapa fragmentadora funciona en circuit tancat.

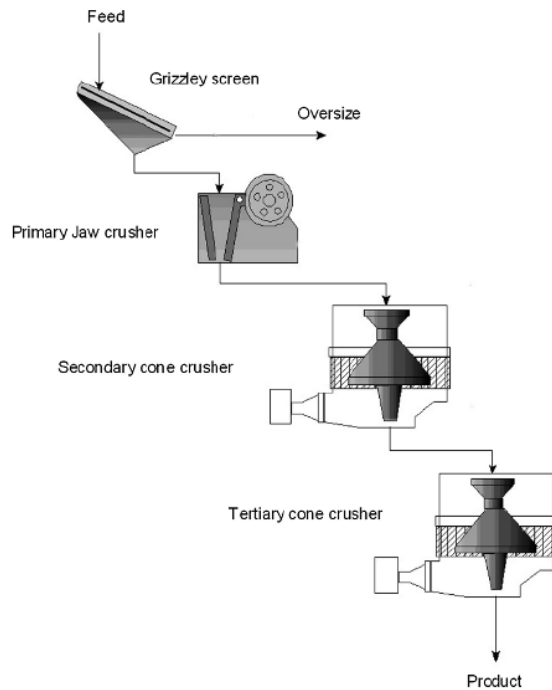


Fig. 3.1. Open circuit crushing

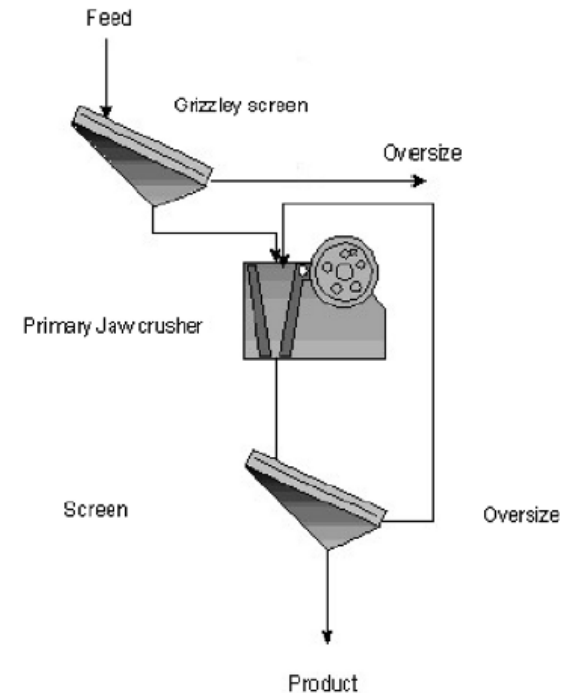
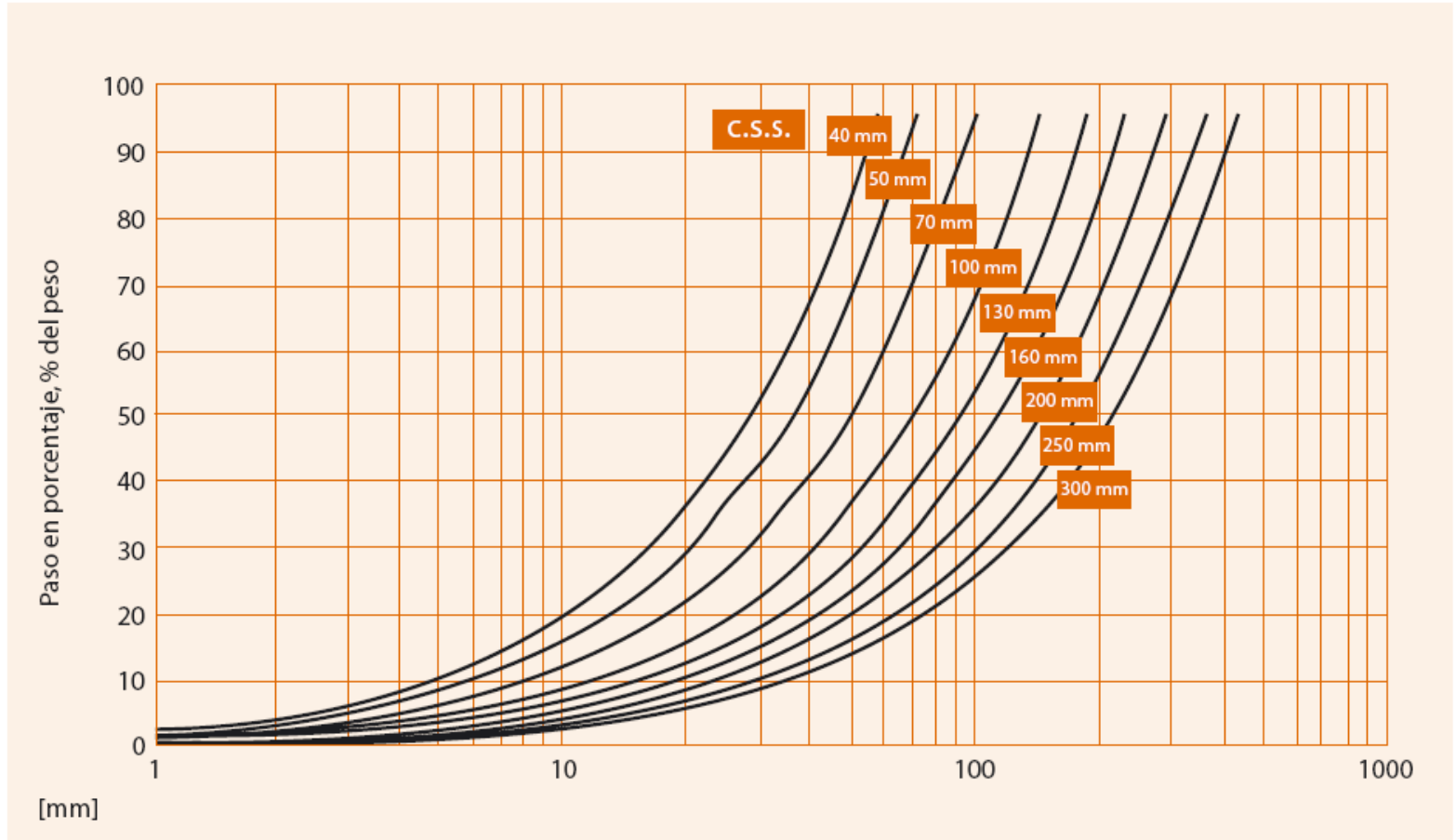


Fig. 3.2. Closed circuit crushing

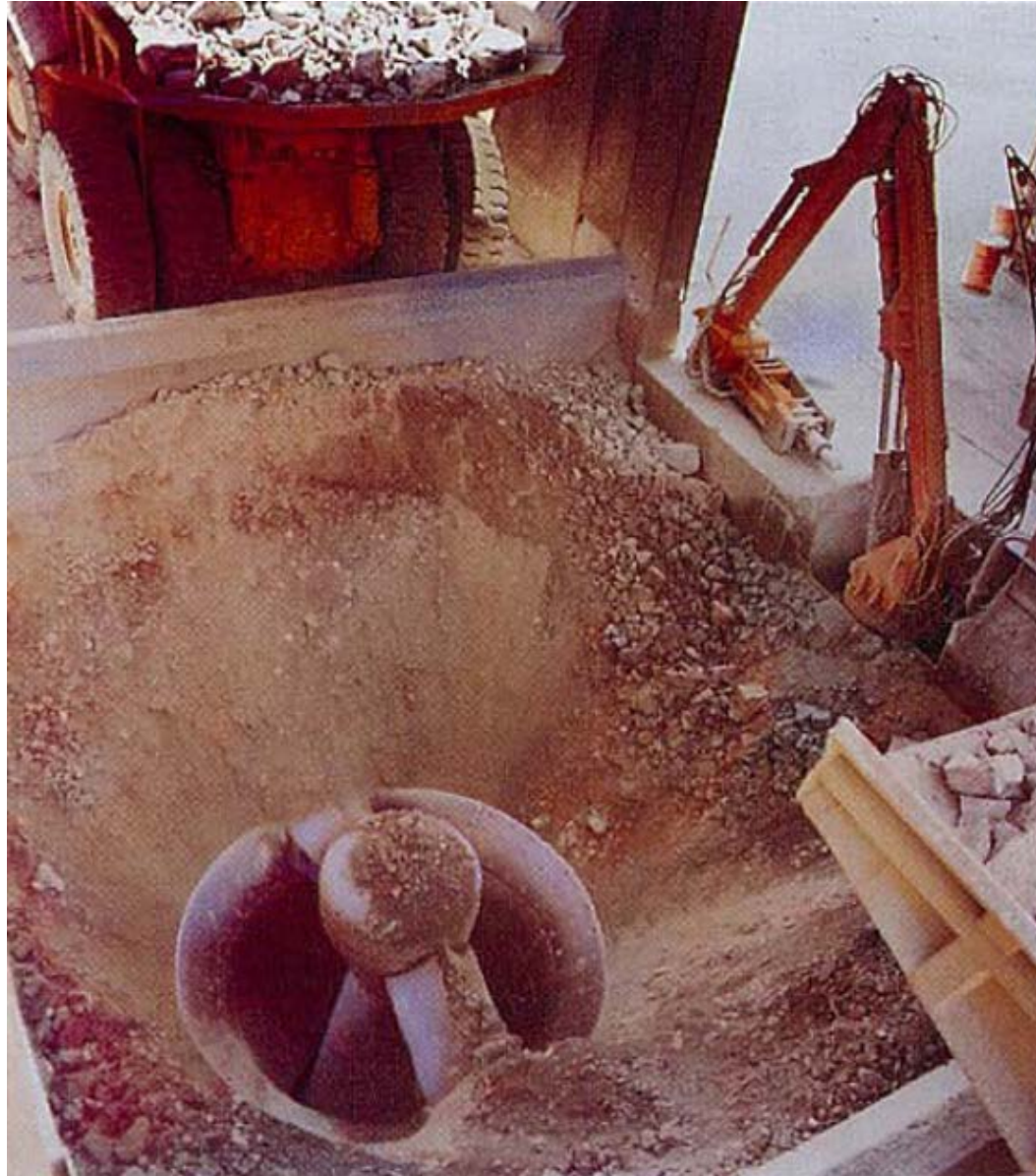
JAW CRUSHER

Graduación de productos indicativa



GIRATÒRIES I TRITURADORES DE CON

Gyratory and cone crusher



GYRATORY AND CONE CRUSHER

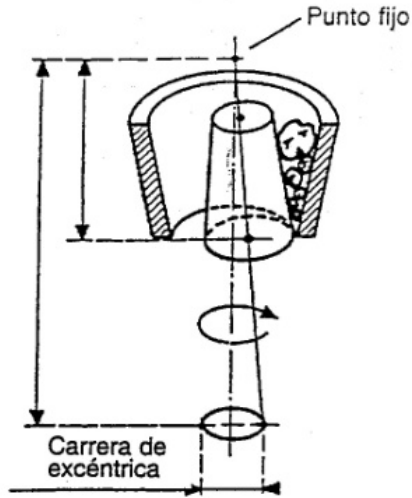


Figura 2.1.- Esquema de funcionamiento de un triturador giratorio.

Van ser inventades al 1877 per Charles Brown i desenvolupades per Gates al 1881. La forma més petita és la de con. L'acció principal és compressió. S'utilitzen en etapes primàries, secundàries i terciàries sent diferents unes d'altres.

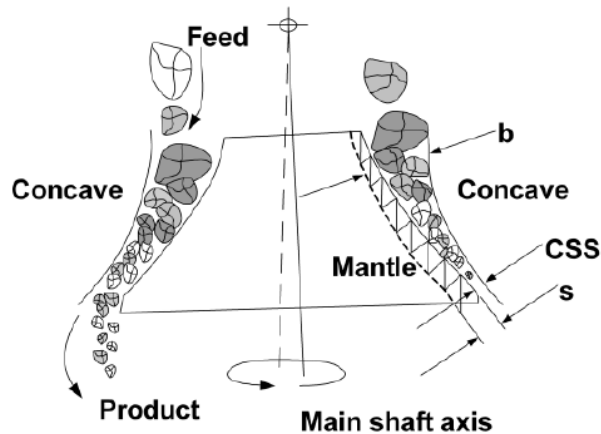
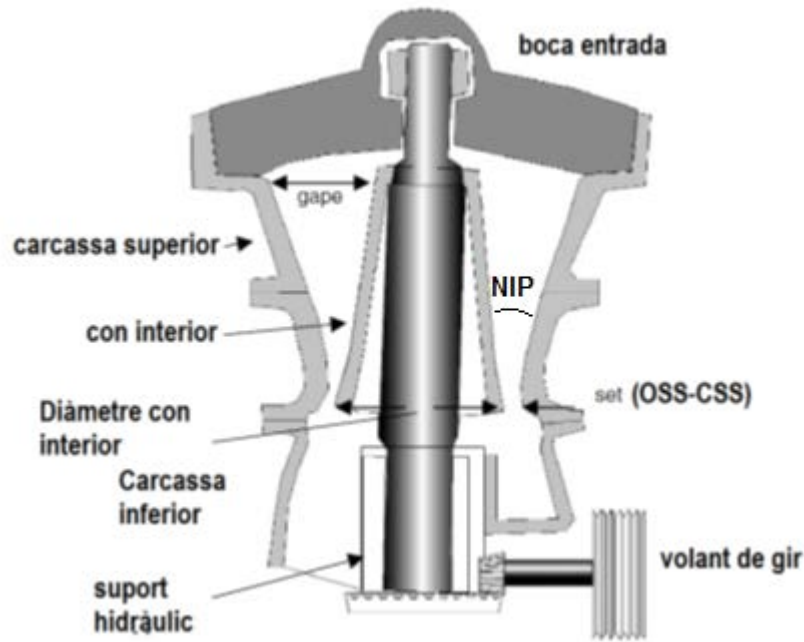


Figure 9. Principle of a cone crusher.

Molt robustes s'alimenten directament de mina.



GYRATORY CRUSHER



1) Si aliment amb $dp > 66$ cm
L'allargada de la circumferència exterior a la boca alimentació, L:
 $L = 6,5 - 7,5$ l'obertura o gape.

2) Si $dp < 66$ cm aleshores $L = 8 - 10$ el gape.

Característiques de giratòries d'eix primari curt

Característica	Màquina petita	Màquina gran
Mida	762-1524 mm	2133-2794 mm
Set	50.8-152 mm	178-305 mm
rpm	425	275
kW	149	750

Característiques de giratòries d'eix primari llarg

Característica	Màquina petita	Màquina gran
Mida	63.5-711 mm	1829-2294 mm
Alçada principal	0.48 m	10.5 m
Set	25.4-44.5 mm	228-305 mm
rpm	700	175
kW	2.2	298

Mida aliment = $0,9$ gape (si $dp > 2m$)
Reduccions 3:1 a 10:1

Angle de NIP: $21 - 24^\circ$. Per giratòries amb amb superfícies corbades: $27 - 30^\circ$.

FRAGMENTACIÓ DE MINERALS: CRUSHERS

CONE CRUSHER: secundari i terciari

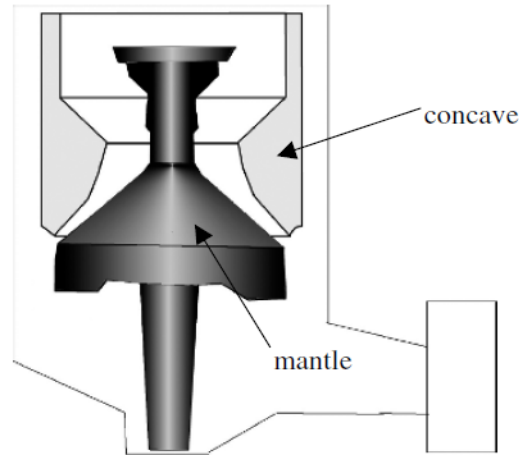
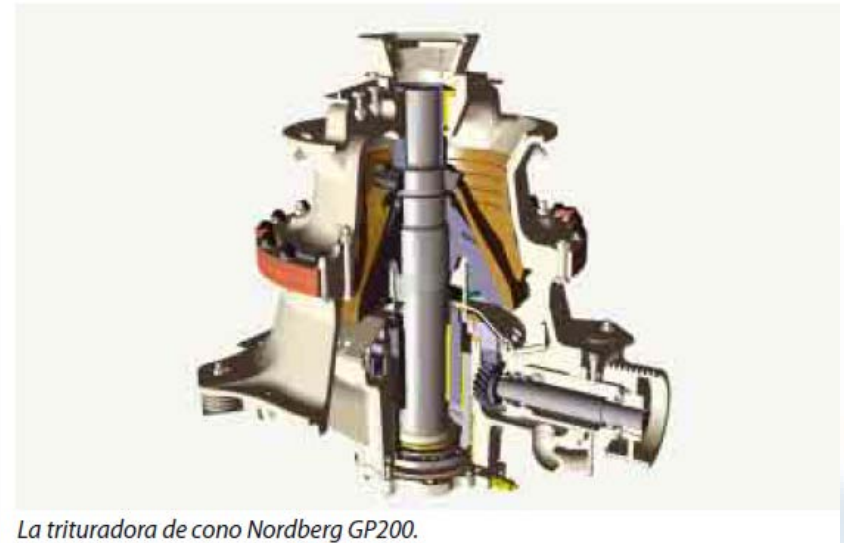


Fig. 5.3. Sketch of a secondary cone crusher.



La trituradora de cono Nordberg GP200.

Dissenyades i desenvolupades per Symons al voltant de 1920.
El con excèntric gira dins un con invertit.
Aconsegueixen reduccions molt altes.

Table 5.4 Design characteristics of Standard Symons cone crushers [4].

Design Characteristics	Open Circuit		Closed Circuit	
	Maximum	Minimum	Maximum	Minimum
Size, mm	3050	600	3050	600
Crusher chamber size range, mm *	76-432	25-76	76-178	25-51
Discharge setting (closed side)	22-38.1	6.4-15.8	6.4-19	3.2
Power kW	300-500	25-30	300-500	25-30

* Chamber sizes vary between 3-6 numbers within a particular designated crusher size to produce fine, medium or coarse sized product.

CONE CRUSHER: secundari i terciari

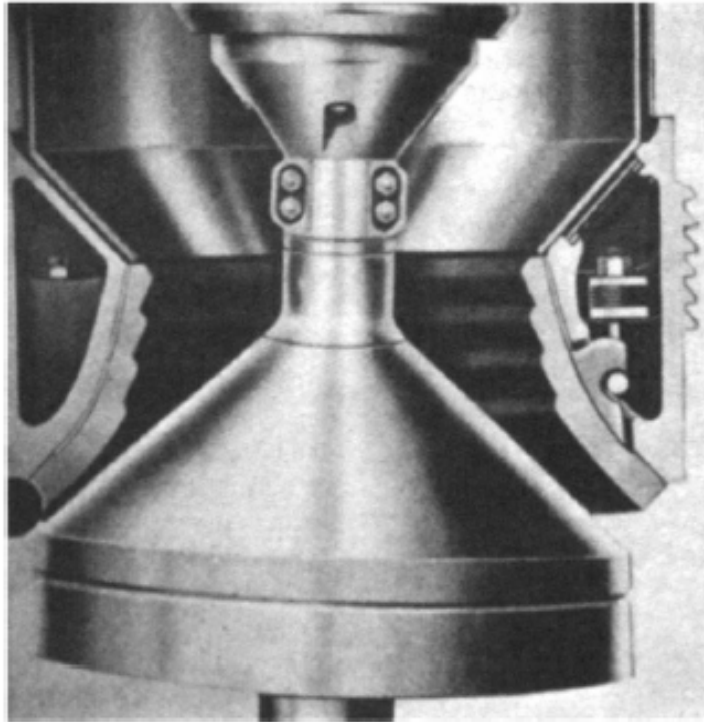


Figure 6.12 Standard cone crusher

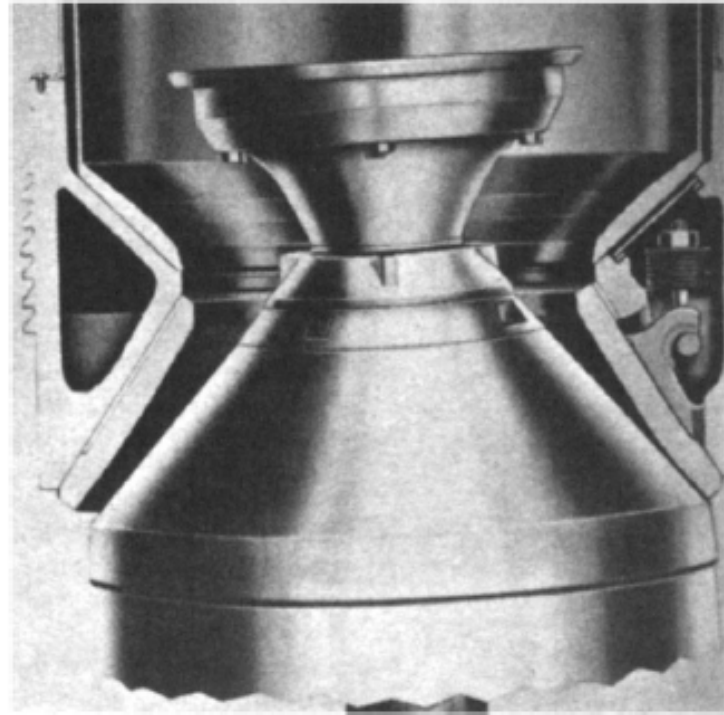


Figure 6.13 Short-head cone crusher

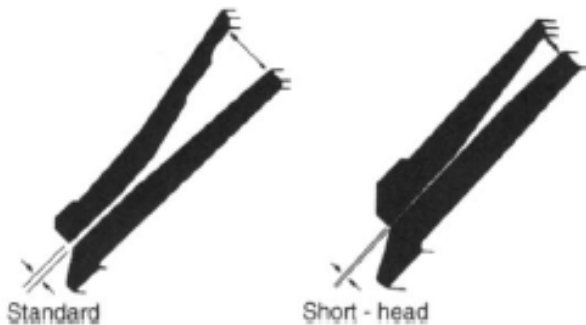


Figure 6.14 Liners of standard and short-head cone crushers

Dos tipus:

- Standard: capacitats de fins a 1100 t/h i OSS de fins a 19 mm.
- Con intern curt: producte més fi (0,5-6 cm). OSS de fins a 5 mm.

Giratòries: dades operació

Operen en sec. Aigua ocasional per rentar màquina. Poden acceptar entre 8-10% d'humitat.

L'operació depèn de: rpm i OSS-CSS.

Reduccions:

- Giratòria: 3:1 a 10:1
- Con primari: 6:1 a 8:1
- Con secundari: 10:1

Les giratòries generalment s'instal·len a superfície, i preparades per rebre descàrregues directes de dúmpers, vagon, cintes...

Moltes vegades a l'entrada un garbell Grizzly separa les partícules de grans dimensions per evitar embussos.

Comparant amb mandíbules, si 900 t/h o més millor giratòria.

Les giratòries poden operar en circuit tancat, però és més normal en obert. Els con operen més en circuit tancat.

El rendiment està afectat per: fins (preferible <10%), humitat, distribució mides i densitat aliment, duresa roca (índex de treball) i recirculació (en circuits tancats).

Giratòries: dades operació

Table 5.5
Gyratory crusher operation [3].

Size Gape x Dia. of mantle, mm	L _{MAX} (Open Set) mm	L _T (Throw) mm	Gyration /min	Capacity (Production) t/h	Work Index of Ore kWh/t
1219 x 1879	200	34	135	2200	-
1371 x 1879	137-223	44	135	3100	-
1828 x 2311	194	44	111	2750	13
1524 x 2268	200-275	37	113	3200	6
1524 x 2268	238-275	37	92	3180	12
1219 x 2057	175-188	37	93	1330	10
1524 x 2591	225	34	134	2290	-

Table 5.6
Gyratory crusher capacity for a feed of bulk density 1600 kg/m³ at maximum throw [12].

Model	Feed opening (G), mm	L _{MAX} mm	Capacity t/h
42-65	1065	140-175	1635-2320
50-65	1270	150-175	2245-2760
54-75	1370	150-200	2555-3385
62-75	1575	150-200	2575-3720
60-89	1525	165-230	4100-5550
60-110	1525	175-250	5575-7605

Cons trituradors: capacitat

Table 5.7

Typical Capacities of Standard and Short Head Cone Crushers in Open Circuit [12].

Crusher	Type	Feed opening (open), mm	L_{MIN} , mm	Capacity, t/h
HP800 Standard	Fine	267	25	495-730
	Medium	297	32	545-800
	Coarse	353	32	545-800
HP800 Short Head	Fine	33	5	-
	Medium	92	10	260-335
	Coarse	155	13	325-425
MP1000 Standard 2392 mm	Fine	300	25	915-1210
	Medium	390	32	-
	Coarse	414	38	1375-1750

MATXUCADORA GIRATÒRIA

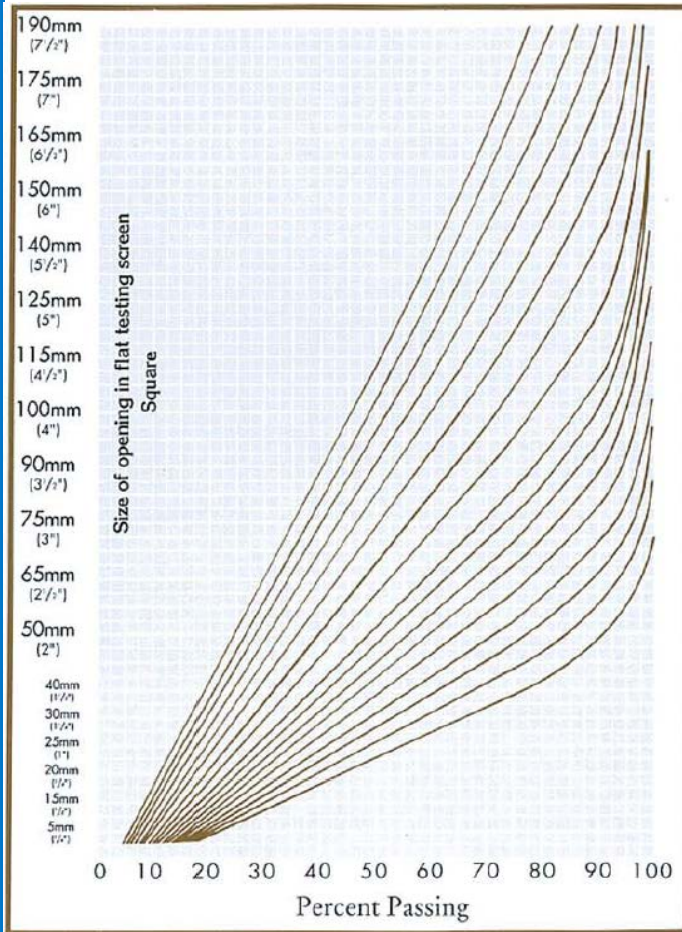


FIG. 1 — Typical screen analysis - primary crusher products

Superior MK-II gyratory crusher capacities in metric tons per hour (STPH)

Size	Feed Opening mm (in.)	Pinion RPM	Max. kW (HP)	Open Side Settings of Discharge Opening — Millimeters (Inches)												
				125mm (5.0")	140mm (5 1/2")	150mm (6")	165mm (6 1/2")	175mm (7")	190mm (7 1/2")	200mm (8")	215mm (8 1/2")	230mm (9")	240mm (9 1/2")	250mm (10")		
42-65	1065 (42)	600	375 (500)		1635 (1800)	1880 (2075)	2100 (2315)	2320 (2557)								
50-65	1270 (50)	600	375 (500)			2245 (2475)	2625 (2895)	2760 (3040)								
54-75	1370 (54)	600	450 (600)			2555 (2820)	2855 (3145)	3025 (3335)	3215 (3545)	3385 (3735)						
62-75	1575 (62)	600	450 (600)			2575 (2840)	3080 (3395)	3280 (3615)	3660 (4035)	3720 (4205)						
60-89	1525 (60)	600	600 (800)				4100 (4520)	4360 (4805)	4805 (5295)	5005 (5520)	5280 (5820)	5550 (6115)				
60-110	1525 (60)	514	1000 (1400)					5575 (6150)	5845 (6440)	6080 (6705)	6550 (7220)	6910 (7620)	7235 (7975)	7605 (8385)		

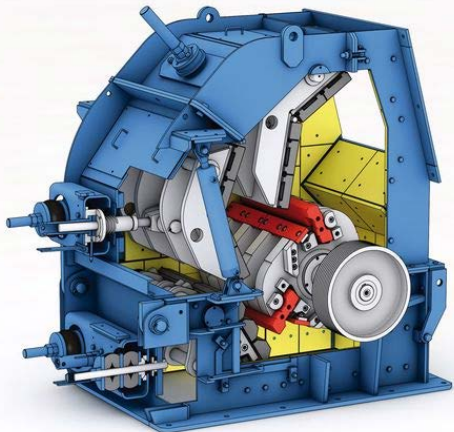
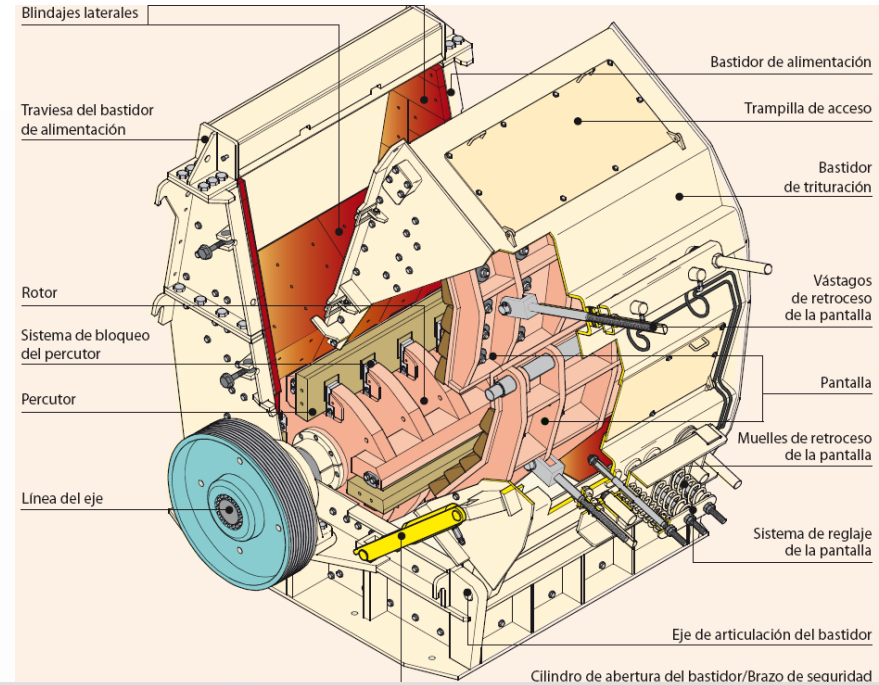
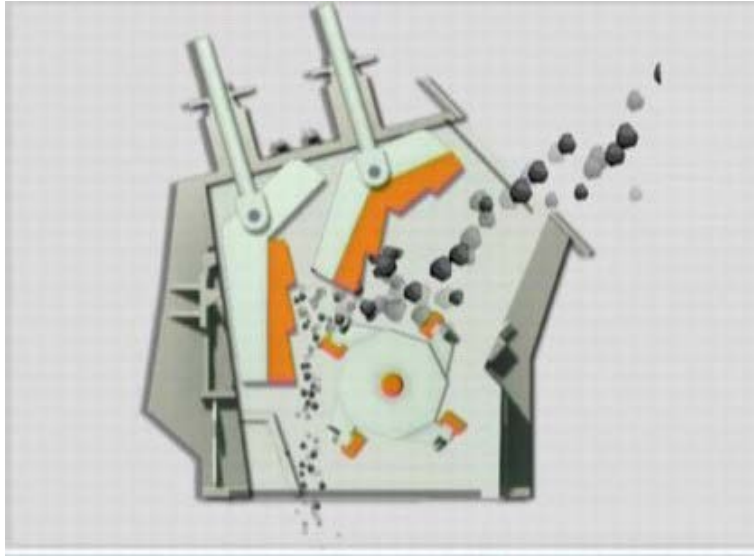
EXAMPLE

Feed is run-of-quarry limestone including fines. 42-65 *Superior MK-II* gyratory crusher is set at 150mm (6") open side. Table I shows 90% of a soft product should pass a 150mm (6") square opening. Select the 90% vertical line on Fig. 1 and follow it to the horizontal line for 150mm (6") opening. Follow the curve nearest the intersecting point to get the approximate screen analysis.

Square Opening Sieves in mm (inches)	Approximate % Passing
175 (7)	97
150 (6)	90
125 (5)	80
100 (4)	67
75 (3)	52
50 (2)	37
25 (1)	23

TRITURADORA D'IMPACTES (IMPACT CRUSHING)

HORIZONTAL-SHAFT IMPACT CRUSHER – IMPACTORA D'EIX HORIZONTAL

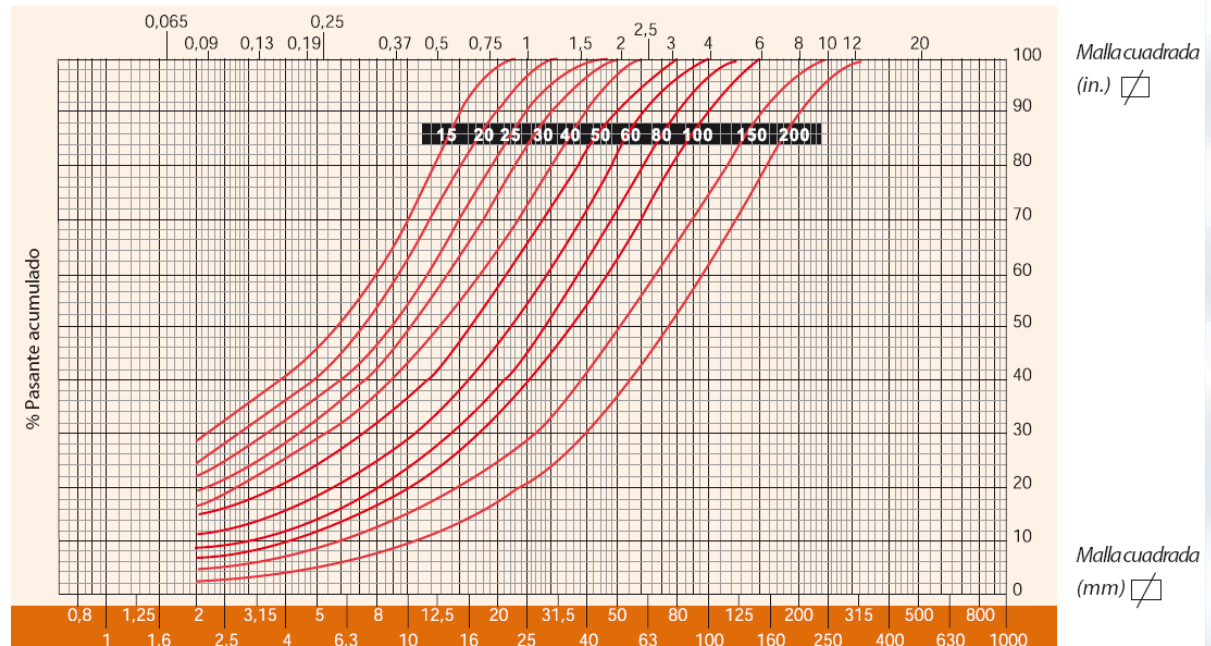


TRITURADORA D'IMPACTES (IMPACT CRUSHING)

Características técnicas

	Modelos	Boca de alimentación	Tamaño max. de alimentación	Velocidad max. de rotación	Potencia
	NP1007	750 x 800 mm	500 mm	800 t/min.	90 kW
	NP1110	1020 x 820 mm	600 mm	800 t/min.	160 kW
	NP1213	1320 x 880 mm	600 mm	700 t/min.	200 kW
	NP1315	1540 x 930 mm	600 mm	700 t/min.	250 kW
	NP1520	2040 x 995 mm	700 mm	600 t/min.	400 kW
	NP1210	1020 x 1080 mm	800 mm	700 t/min.	160 kW
	NP1313	1320 x 1200 mm	900 mm	700 t/min.	200 kW
	NP1415	1540 x 1320 mm	1000 mm	600 t/min.	250 kW
	NP1620	2040 x 1630 mm	1300 mm	500 t/min.	400 kW
	NP2023	2310 x 1920 mm	1500 mm	520 t/min.	1000 kW

Criba de malla cuadrada*



*Los gráficos granulométricos y los rendimientos ilustrados dependen del perfil de alimentación, de la densidad del material y de su comportamiento en fragmentación.

TRITURADORA D'IMPACTES (IMPACT CRUSHING)

HAMMER CRUSHERS – IMPACTORA DE MARTELLS



◆ SCOPE OF APPLICATION

- Capacity: up to 4000 m³/h
- Size of feed material: up to approx. 300 mm
- Final grain size: up to <1 mm depending on type and size of feed material
- Reduction ratio: up to 1 : 15
- Required power: up to 1800 kW

Se utilizan los trituradores de martillos para la trituración de carbón, piedra caliza y yeso, además de minerales y sales, en centrales carbón-eléctricas y en la industria metalúrgica y de materiales.

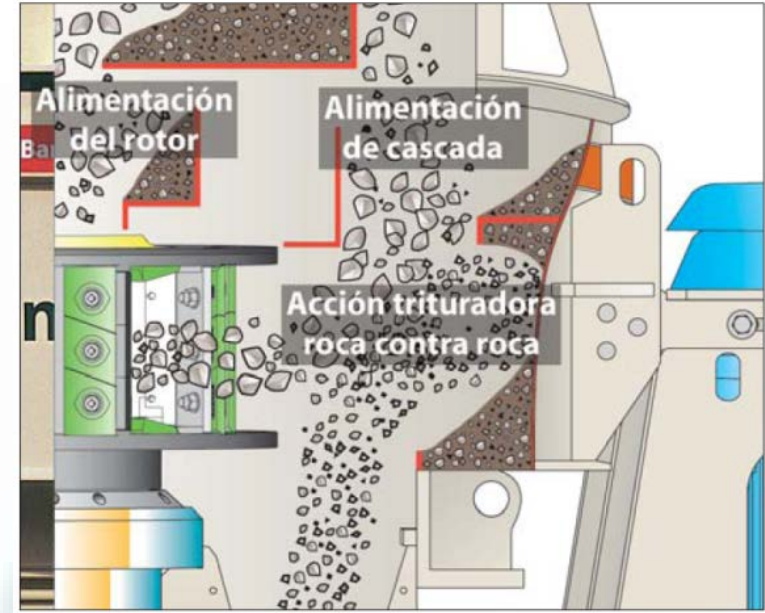
Después de llegar a los rotores, el material a triturar es triturado por los cabezales móviles, que lo proyectan contra los deflectores. En la parte inferior se efectúa una segunda trituración entre rotor y deflector.

El índice de reducción puede ser 1:15, (en casos concretos hasta 1:30), el tamaño máximo del material a triturar no puede superar 300 mm aproximadamente. La dirección rotativa del rotor puede cambiarse, gracias a la incorporación de deflectores en ambos lados (reversión). Esto garantiza un óptimo uso de las cabezas de martillo en relación con el desgaste.

Material a tratar: carbón de hulla y lignito, carbón de coque, piedra caliza y de yeso, mena y sales.

TRITURADORA D'IMPACTES (IMPACT CRUSHING)

VERTICAL-SHAFT CRUSHERS – IMPACTORA D'EIX VERTICAL



Impactor de eje vertical Barmac Serie B: capacidad de producción comprobada

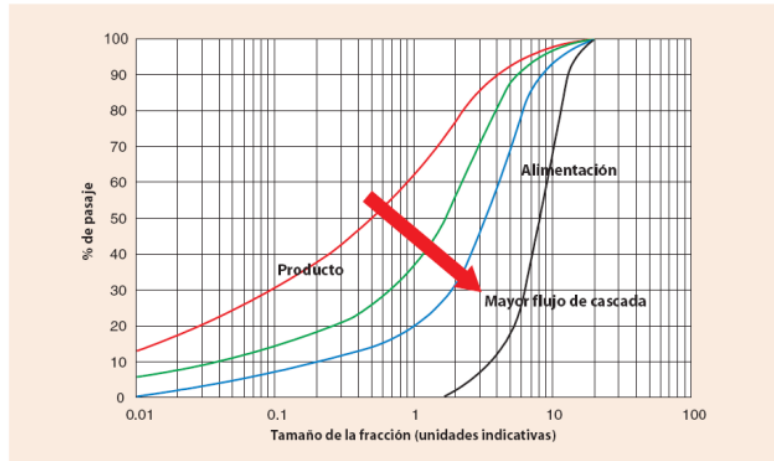
	B3100SE	B5100SE	B6150SE	B7150SE	B9100SE	XD120
Tamaño máximo de material de alimentación* mm	20	32	43	66	66	76
Tamaño del rotor mm	300	500	690	840	840/990	1200
Potencia instalada kW (hp)	11 - 15 (15 - 20)	37 - 55 (50 - 70)	75 - 132 (100 - 175)	150 - 300 (200 - 400)	370 - 600 (500 - 800)	800 (1075)
Rango de RPM del rotor	3000 to 5300	1500 to 3600	1500 to 2500	1100 to 2000	1000 to 1800	800 to 1400
Rango de capacidad de rendimiento** TPH	3 - 23	10 - 104	40 - 330	90 - 860	260 - 1580	550 - 2080
Peso operativo total kg (sin incluir la estructura de apoyo)	1193	3687	7932	14792	17357	23310

* Estas cifras corresponden a la dimensión más grande.

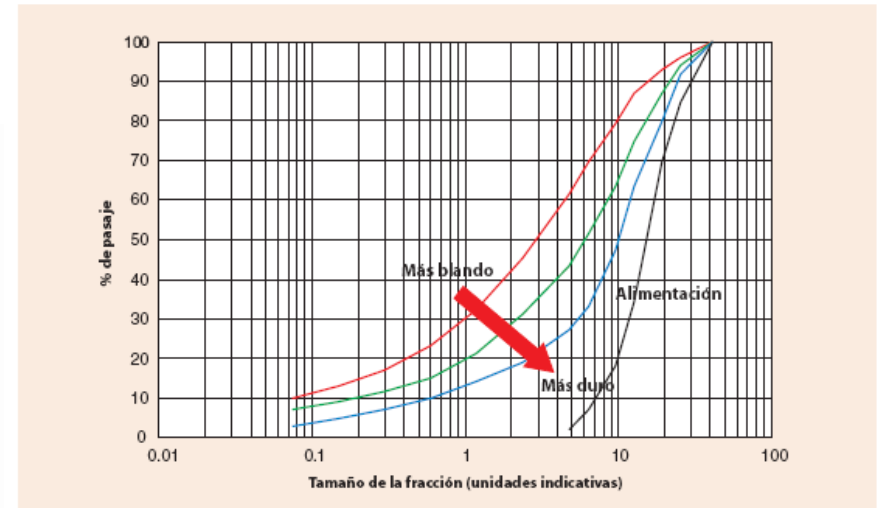
** Las capacidades nominales que aparecen en esta tabla variarán con los cambios que se realicen a los parámetros de funcionamiento seleccionados para la trituradora y con las distintas características físicas del material de alimentación.

TRITURADORA D'IMPACTES (IMPACT CRUSHING)

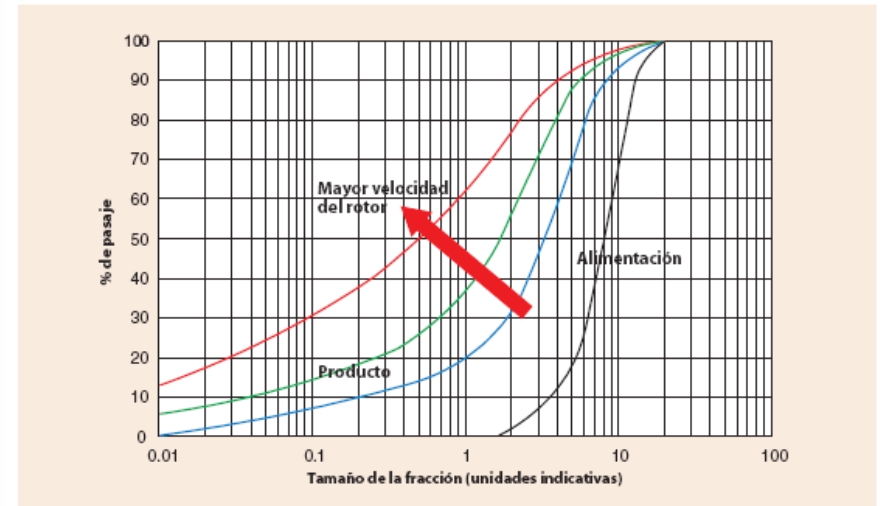
Mayor flujo de cascada



Cambios en la dureza del material



Cambios en la velocidad del rotor



TRITURADORA DE CILÍNDRS

Roll crushers

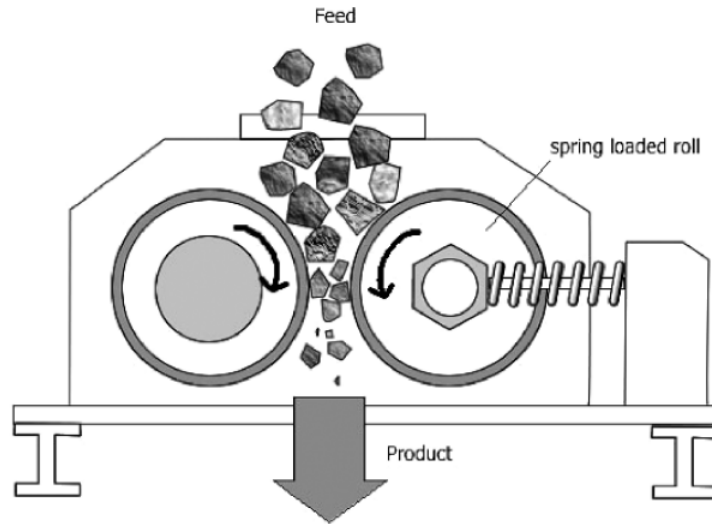


Fig. 6.1. Schematic Diagram of Roll Crusher



TRITURADORA DE CILÍNDRS

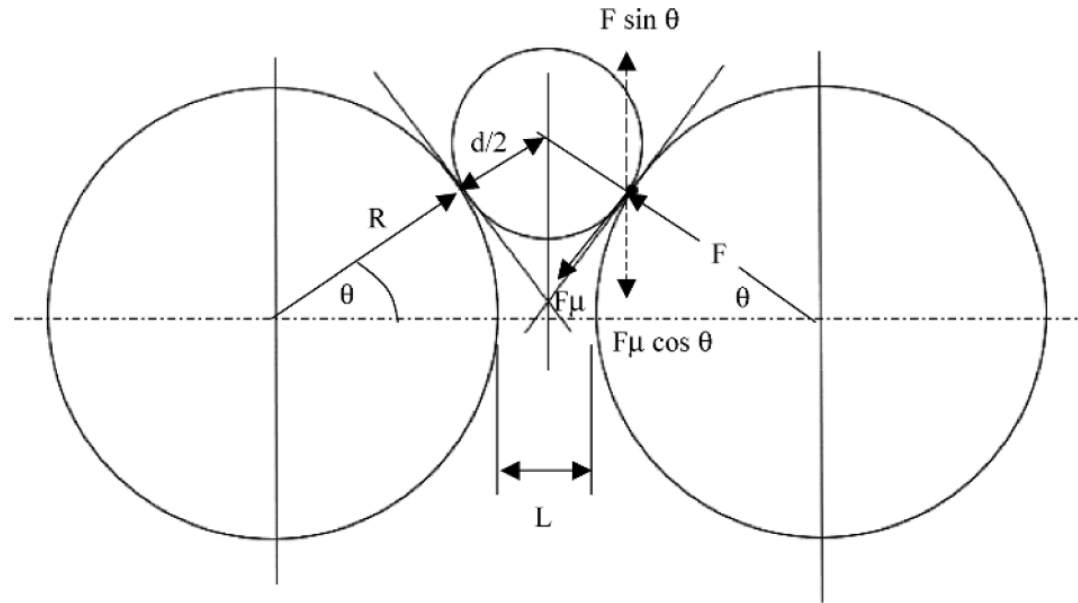


Fig. 6.2. Roll crusher geometry.

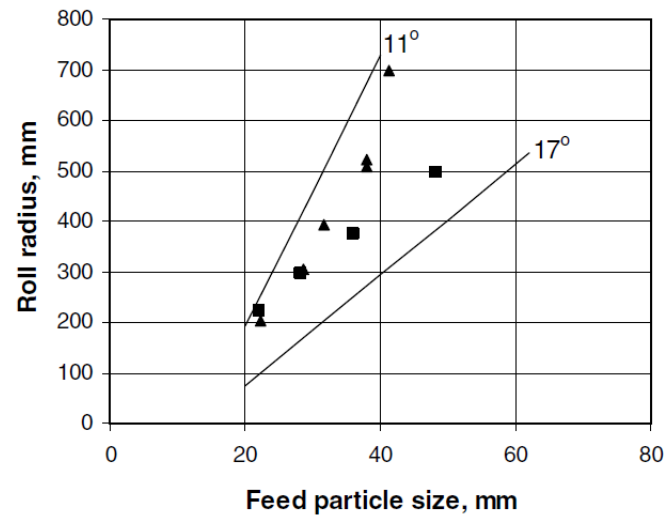


Fig. 6.3. Roll radius for different maximum feed sizes, calculated from a set of 12.5 mm at nip angles of 11 and 17 degrees (solid lines). The points correspond to industrial roll crusher data.

TRITURADORA DE CILÍNDRS

Per a un bon funcionament d'un triturador de cilindres cal una relació entre diàmetre del cilindre, diàmetre de partícula, distància entre cilindres i angle de Nip, que és la següent (figura 1):

$$\cos\left[\frac{N}{2}\right] = \frac{r+a}{r+b} = \frac{D+2a}{D+d}$$

On:

N és l'angle de Nip.

D és el diàmetre del cilindre.

r és el radi del cilindre

2a és la separació entre cilindres.

d és el diàmetre de partícula.

b és el radi de partícula

Aleshores:

$$r = \frac{2a - d \cos\frac{N}{2}}{2\left(\cos\frac{N}{2} - 1\right)}$$

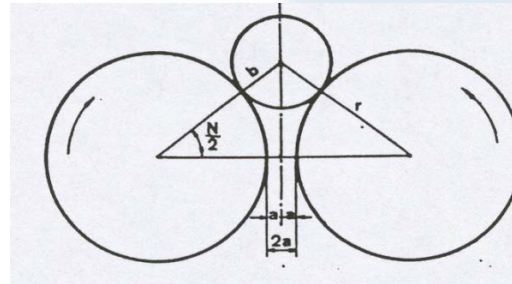


Figura 1. Relació entre els diàmetres del cilindre i la partícula.

TRITURADORA DE CILÍNDRS

L'angle de Nip normalment agafa valors entre 11° i 17° , quant més petit és l'angle més fàcil és el treball.

Les forces que actuen són: la radial i la de fricció, aquesta última, tangencial al punt de contacte.

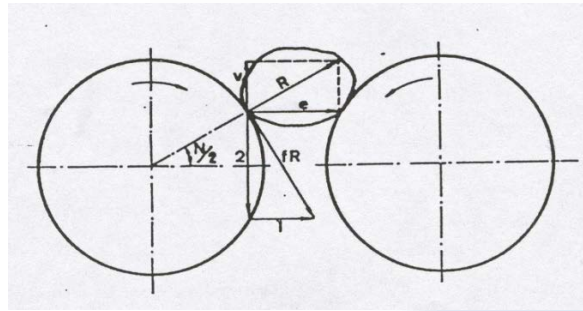


Figura 2. Esquema de forces.

La radial es descomposa (figura 2) en una de compressió:

$$e = R \cos \frac{N}{2}$$

i una vertical que aixeca la partícula:

$$v = R \sin \frac{N}{2}$$

TRITURADORA DE CILÍNDRS

La força de fricció (fR), on f és el coeficient de fricció, es descomposa en una horitzontal (fR_H), que es tradueix en una compressió, i una vertical (fR_V) en sentit descendent:

$$fR_H = fR \sin \frac{N}{2}$$

$$fR_V = fR \cos \frac{N}{2}$$

Les forces són iguals i en sentit contrari a les originades a l'altre cilindre.

Fent un balanç de forces verticals, hi ha la v que fa pujar la partícula i la fR_V que la fa baixar, així es necessari que:

$$v < fR_V$$

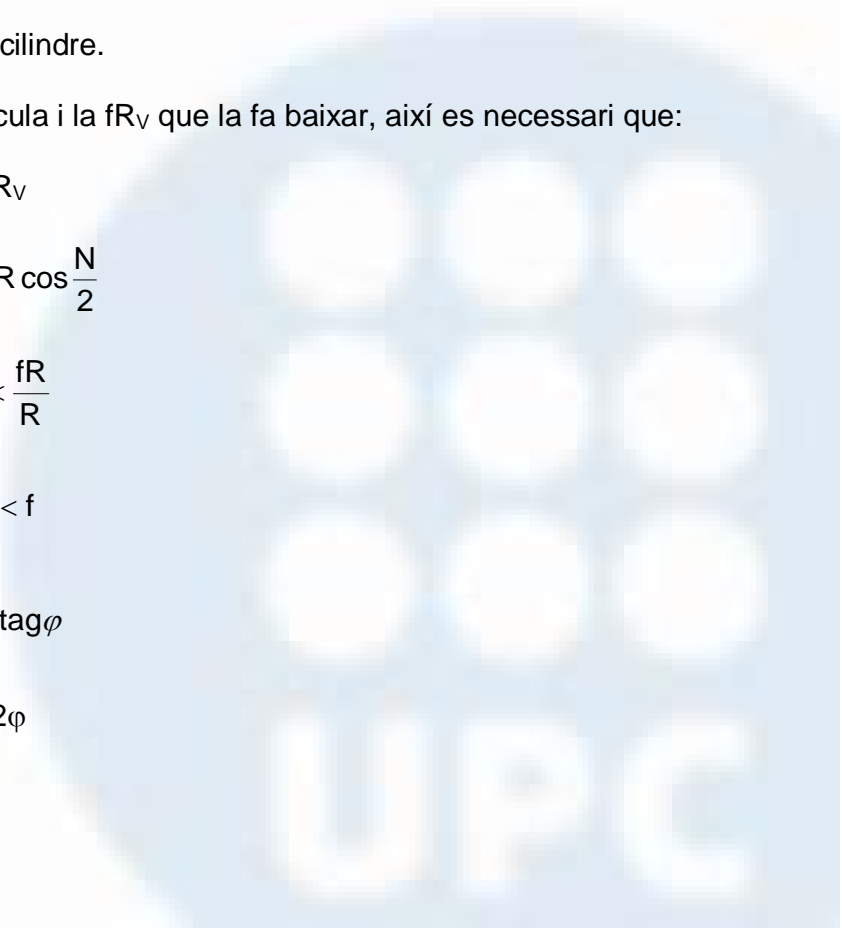
$$R \sin \frac{N}{2} < fR \cos \frac{N}{2}$$

$$\text{tag} \frac{N}{2} < \frac{fR}{R}$$

$$\text{tag} \frac{N}{2} < f$$

$$\text{tag} \frac{N}{2} < \text{tag} \varphi$$

$$N < 2\varphi$$



TRITURADORA DE CILÍNDRS

El coeficient de fricció agafa valors normalment entre 0,20 a 0,30.

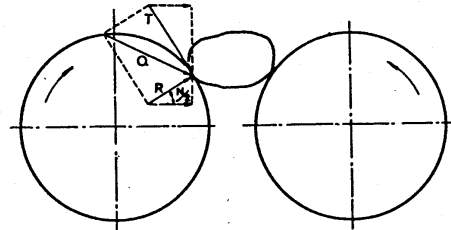


Figura 3. Esquema de forces.

L'explicació de Gaudin és (figura 3):

Hi ha dos forces, la R actua segons el radi i la tangent T deguda a la fricció; per tant, la resultant de les dues és Q. Si aquesta resultant Q va dirigida cap a baix, la pedra entrarà; i si la resultant va dirigida cap a dalt, la pedra s'aixecarà; les components verticals d'aquestes forces són:

$$R \sin \frac{N}{2} \quad \text{i} \quad T \cos \frac{N}{2}$$

Si són iguals, és el punt d'equilibri:

$$R \sin \frac{N}{2} = T \cos \frac{N}{2}$$

$$\text{tag} \frac{N}{2} = \frac{T}{R}$$

Així el coeficient de fricció queda expressat:

$$\text{tag} \varphi = f = \frac{T}{R}$$

TRITURADORA DE CILÍNDRS

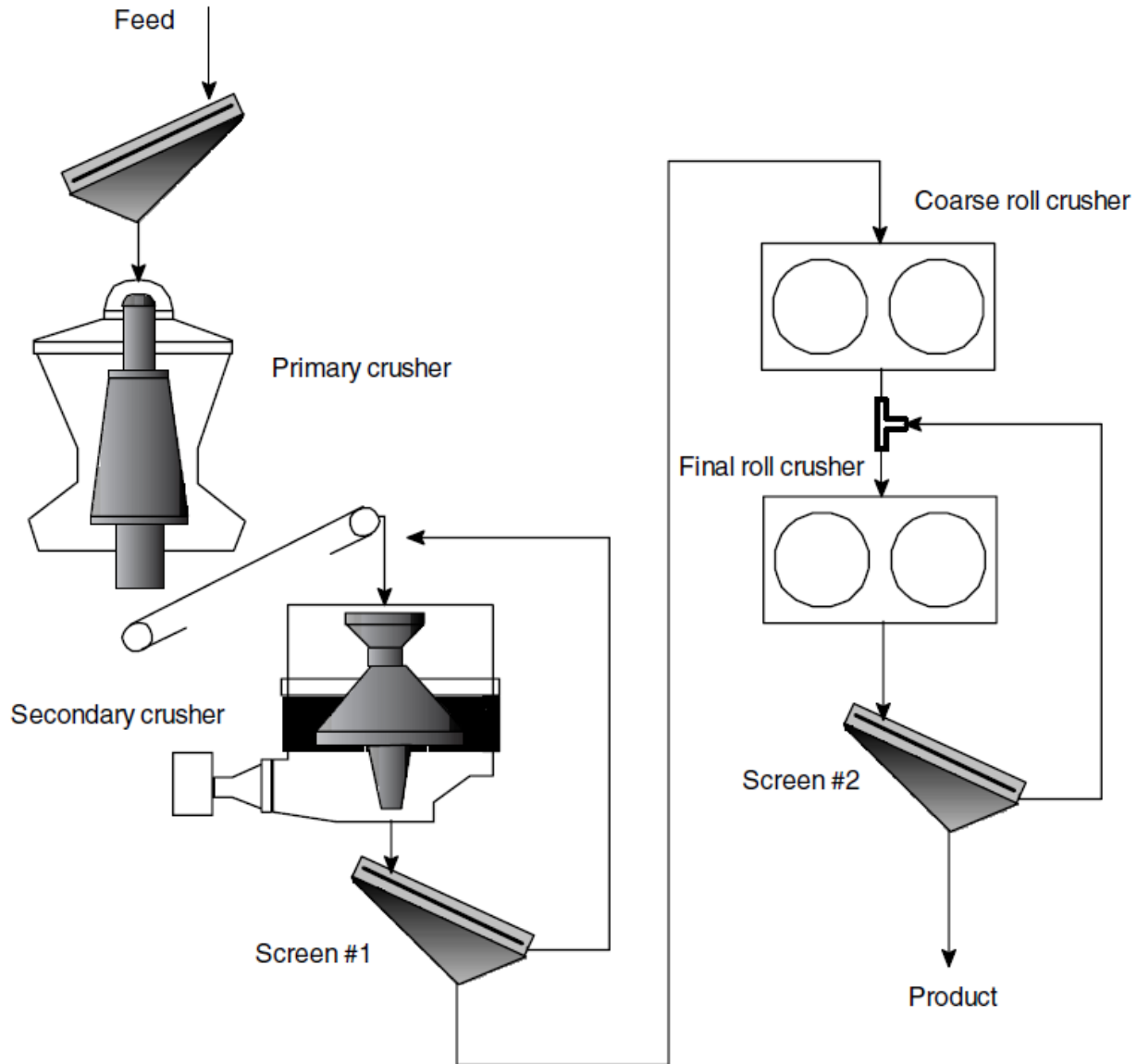


Fig. 6.4. Roll Crusher Design Circuit.

TRITURADORA DE CILÍNDRS ALTA PRESIÓ

HPGR (high pressure grinding rolls)

HPGR - High Pressure Grinding Roll
for the Minerals Industries

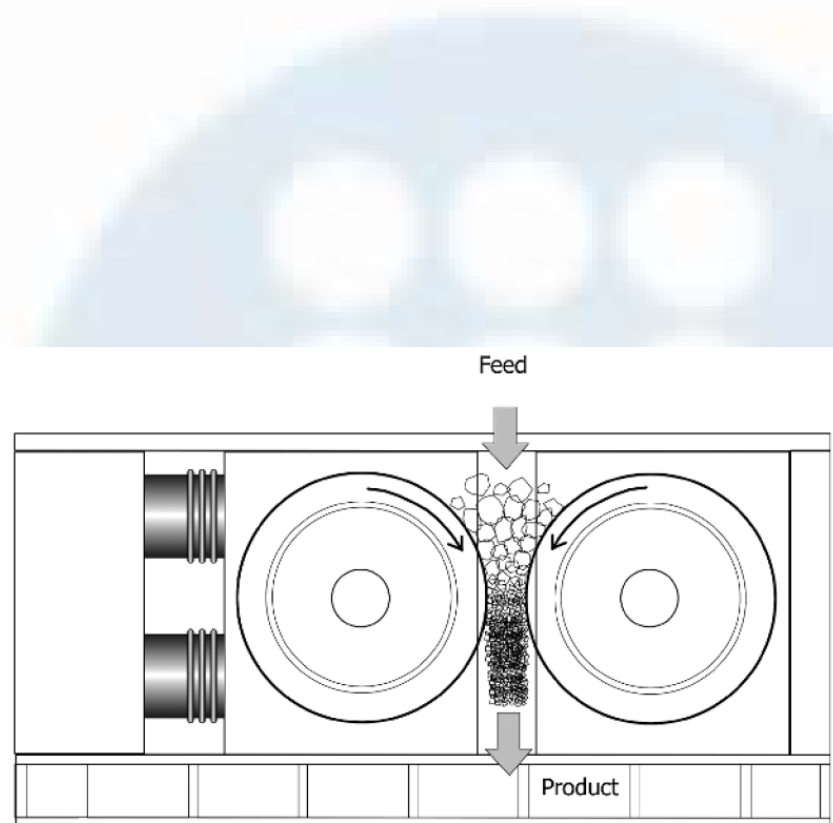
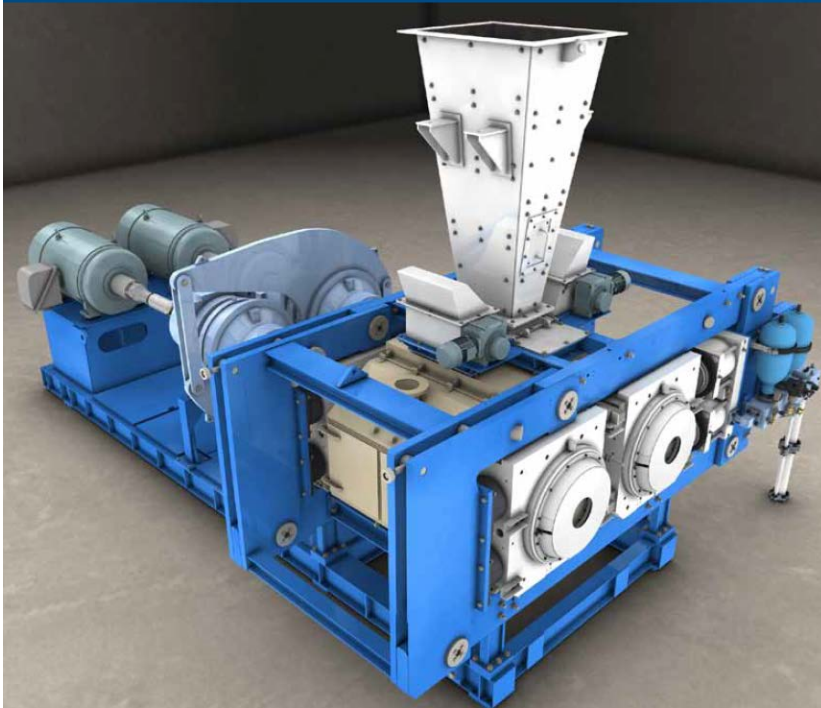


Fig. 6.5. Schematic diagram of a High Pressure Grinding Roll (HPGR).

TRITURADORA DE CILÍNDRES ALTA PRESIÓ

HPGR (high pressure grinding rolls)

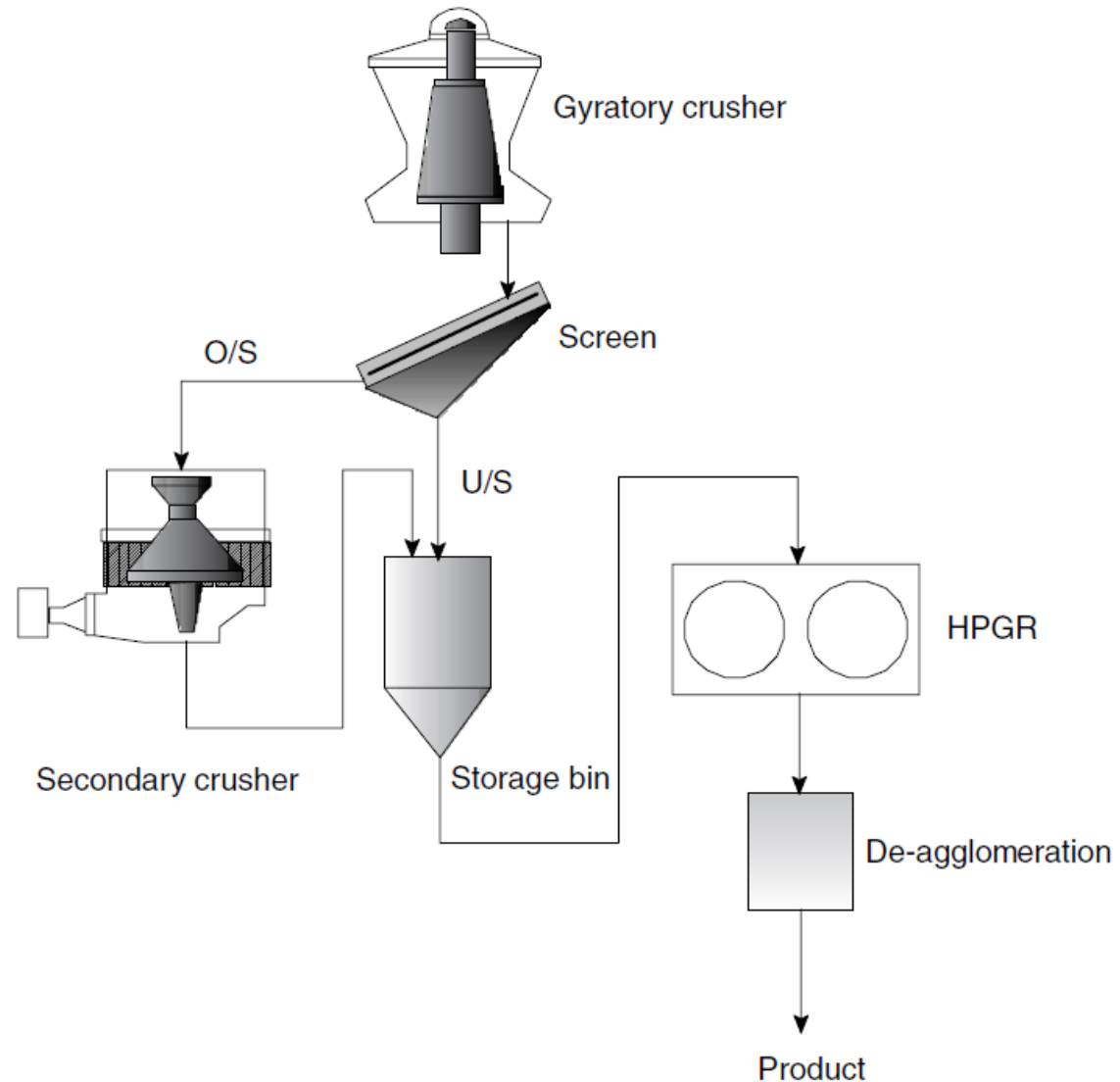


Fig. 6.6. High Pressure Grinding Roll flowsheet.

TRITURADORA DE CILÍNDRES ALTA PRESIÓ

HPGR (high pressure grinding rolls)

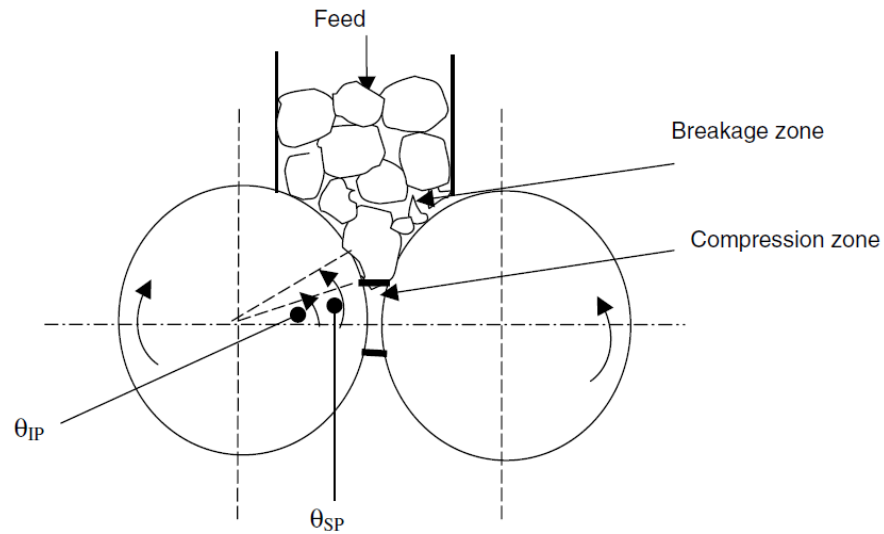


Fig. 6.7. Mechanism of crushing in HPGR [21].

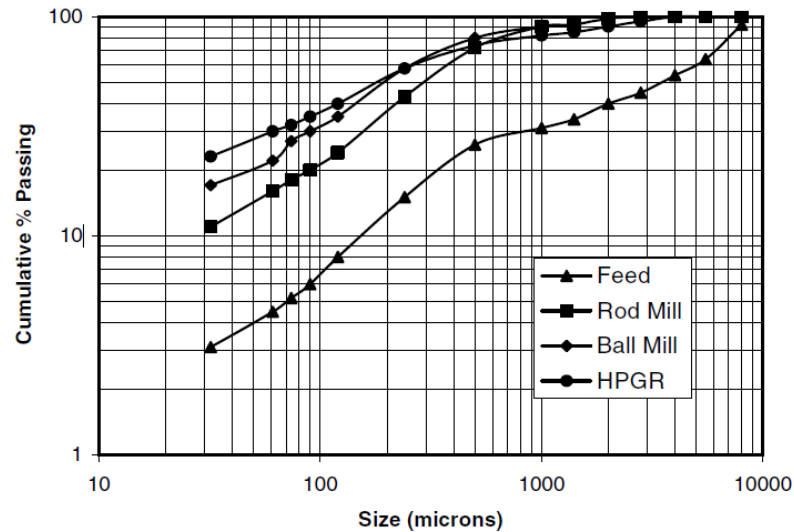


Fig. 6.8. Particle size of product from ball mill and HPGR [12].

MOLINS DE BOLES (TUBULAR BALL MILLS)

FRAGMENTACIÓ DE MINERALS: GRINDING



MOLINS DE BOLES (TUBULAR BALL MILLS)

Mill Rotation and Critical Speed

Initially when the speed of rotation of mills are increased the grinding action increases and so does the mill throughput. But when the speed is greater than a certain value, the charge together with the grinding media tend to cling to the inner wall when neither cataracting nor cascading takes place and the charge centrifuges. In such a case the grinding action is considerably reduced or completely stopped and the power required to turn the mill drops drastically. The speed at which the maximum power in a mill can be drawn is therefore critical and the speed at which the charge centrifuges is known as the critical speed (ω_c). All mills have to be rotated at speeds less than the critical speed, for grinding to take place.

To determine the critical speed (ω_c) it is necessary to know the diameter of the mill, D , and the diameter, d , of the largest ball (or rod) present as the grinding medium. Figure 1 shows the equilibrium forces on a ball held at position against the mill liner during the rotation of the mill.

Equilibrium forces in the radius direction:

$$F_c = F_g \cos(\theta)$$

Where F_c is the centrifugal force, F_g is the gravitational force and θ is the angle respect the vertical. Replacing:

$$m \frac{v^2}{R} = m g \cos(\theta)$$

Where m is the mass of the rod or ball (kg), v is the linear velocity of the ball or rod ($m s^{-1}$), R is the radius of the mill (m), and g is the acceleration due to gravity ($m s^{-2}$). As:

$$\omega = \frac{v}{R} \left[\frac{rad}{s} \right] \frac{1 [rev]}{2\pi [rad]} \frac{60 [s]}{1 [min]}$$

$$v = \frac{2\pi R \omega}{60}$$

Replacing:

$$\cos(\theta) = \frac{v^2}{g R} = \frac{\left(\frac{2\pi R \omega}{60} \right)^2}{g R} = \frac{R \omega^2 4 \pi^2}{60^2 g} = 0.0011 \omega^2 R$$

When the diameter of the rod, or ball, is taken into account, the radius of the outermost path is $(D-d)/2$, where D is the mill diameter and d the rod or ball diameter in metres. Thus:

$$\cos(\theta) = 0.0011 \omega^2 \frac{D-d}{2}$$

The critical speed of the mill, ω_c , is defined as the speed at which a single ball will just remain against the wall for a full cycle. At the top of the cycle, $\theta=0$ and $\cos(\theta)=1$.

Therefore,

$$\omega_c = \frac{42.3}{\sqrt{D-d}}$$

Where ω_c is the critical speed of the mill in $rev min^{-1}$.

The liner profile and the stickiness of the pulp in the mill can have a significant effect on the actual critical velocity.

The mills usually operate in the range 50 - 80% of critical but values as high as 90% are sometimes used. A crucial parameter that defines the performance of a mill is the energy consumption. The power supplied to the mill is used primarily to lift the load (medium and charge). Additional power is required to keep the mill rotating.

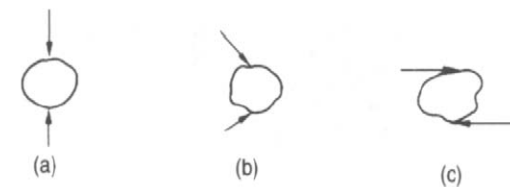


Figure 7.1 Mechanisms of breakage: (a) impact or compression, (b) chipping, (c) abrasion

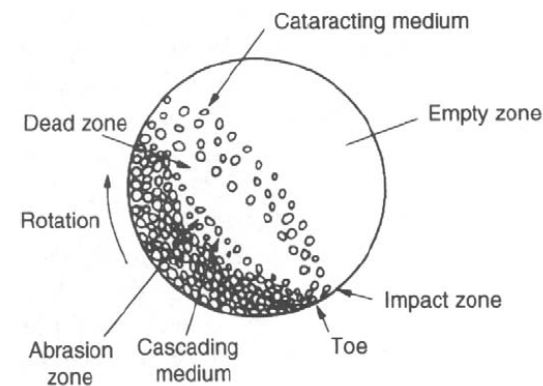


Figure 7.2 Motion of charge in a tumbling mill

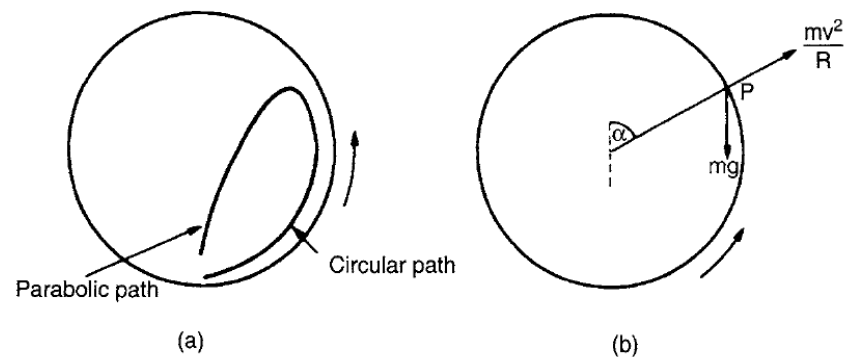


Figure 7.3 (a) Trajectory of grinding medium in tumbling mill, (b) forces acting on the medium

MOLINS DE BOLES

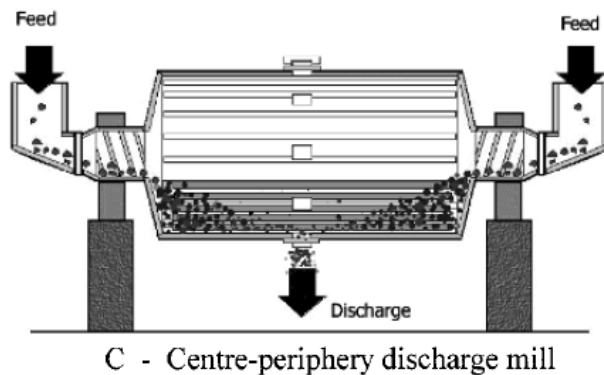
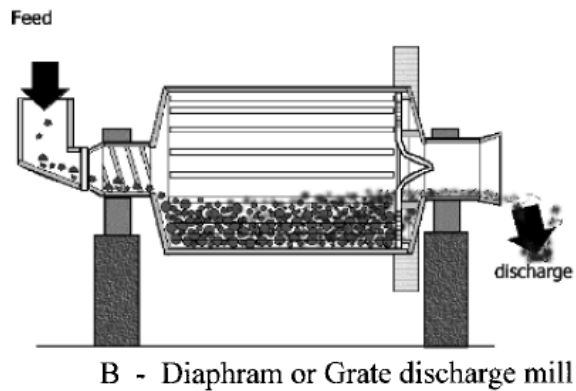
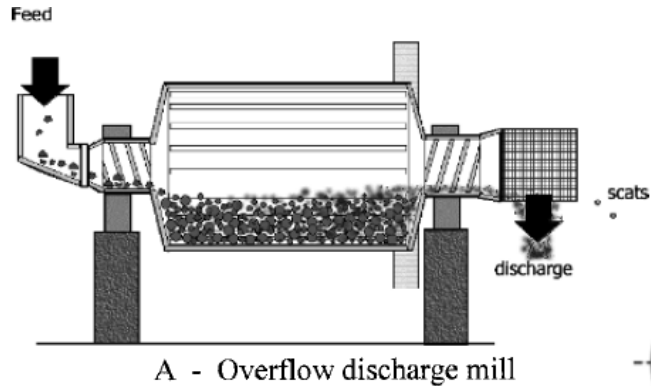


Fig. 7.2. Tubular mill types.

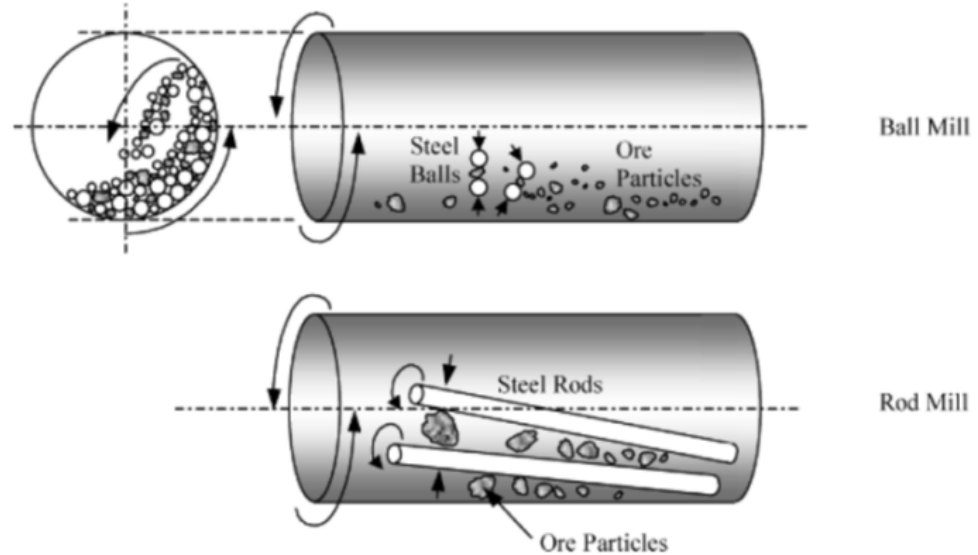


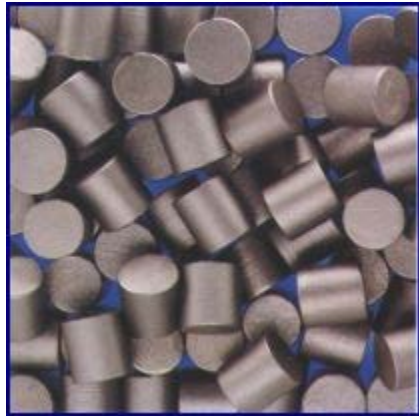
Fig. 7.1. Mechanism of crushing in tubular mills

Table 7.1

Tumbling mill characteristics. *Multicompartiment mills: length/diameter ≈ 5 .

Parameter	Rod Mill	Ball Mill	Autogenous Mill
Length/diameter Ratio*	1.4 to 1.8	0.5 to 3.5	0.25 to 0.5:1
Feed Size	2.5 cm max	-1.9 cm	Course ore
		-1.25 cm to 0.9 cm	Normal ore
Reduction Ratio	15:1 to 20:1	20:1 to 200:1	

MOLINS DE BOLES: medi de molta



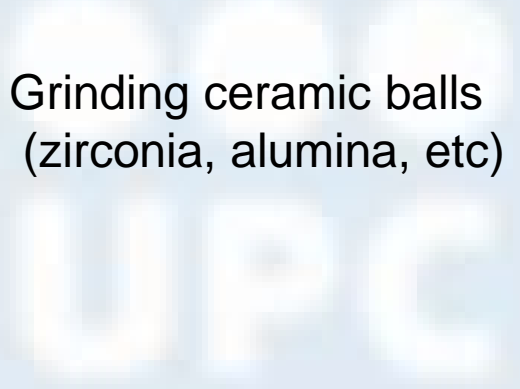
Grinding Cylpebs
(acer)



Grinding balls
(acer)

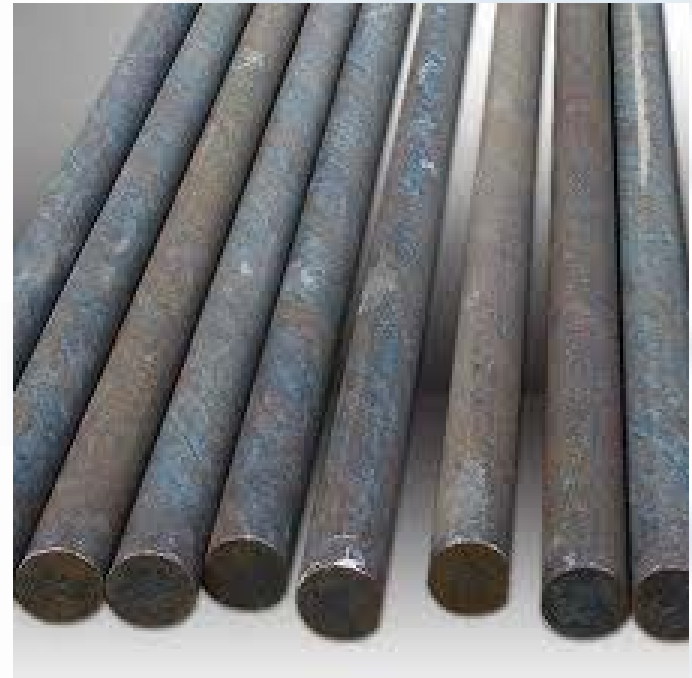
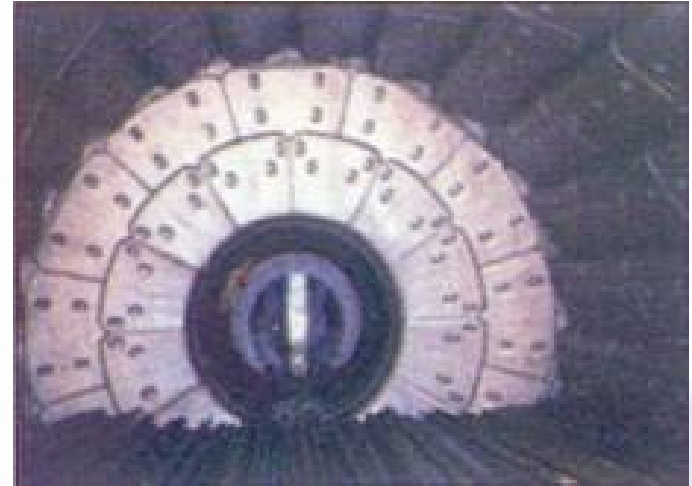
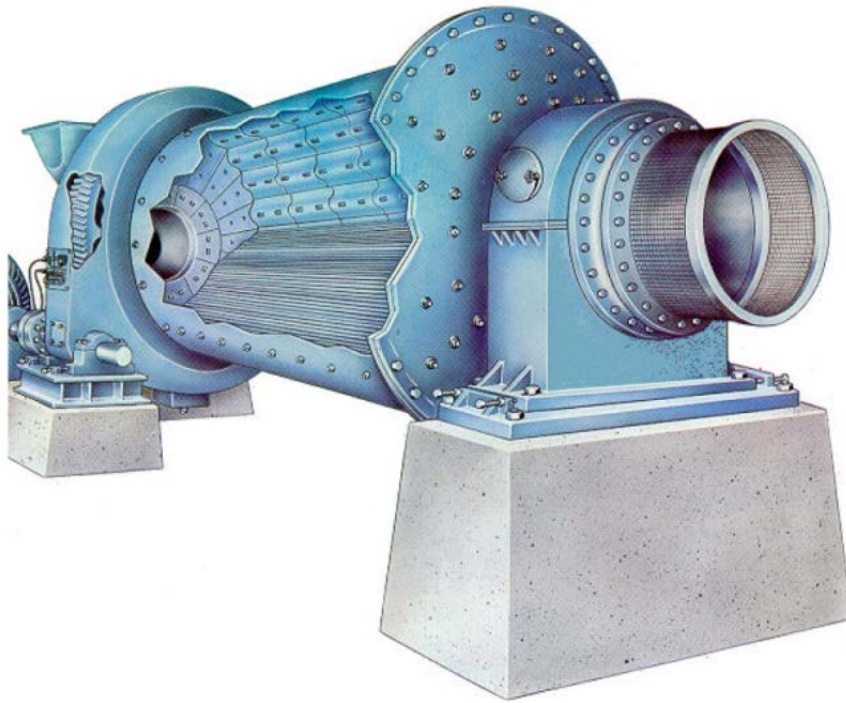


Grinding ceramic balls
(zirconia, alumina, etc)



MOLINS DE BARRES (TUBULAR ROD MILLS)

FRAGMENTACIÓ DE MINERALS: GRINDING



MOLINS DE BARRES

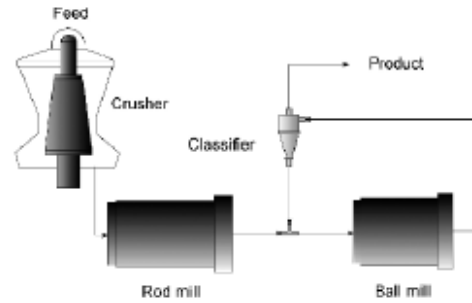


Fig. 8.2. Circuit 1: Rod mill open circuit, ball mill closed circuit.

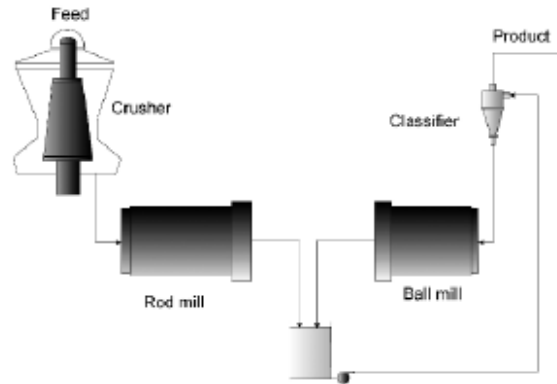


Fig. 8.3. Circuit 2: Rod mill open circuit, ball mill closed circuit with common discharge

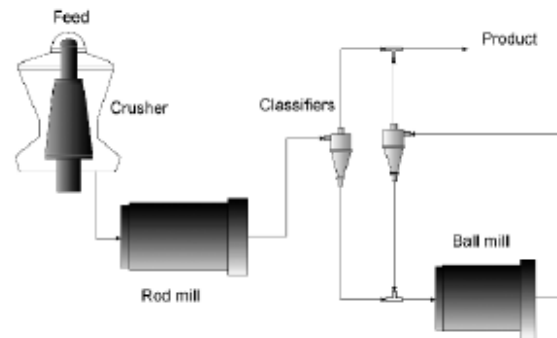
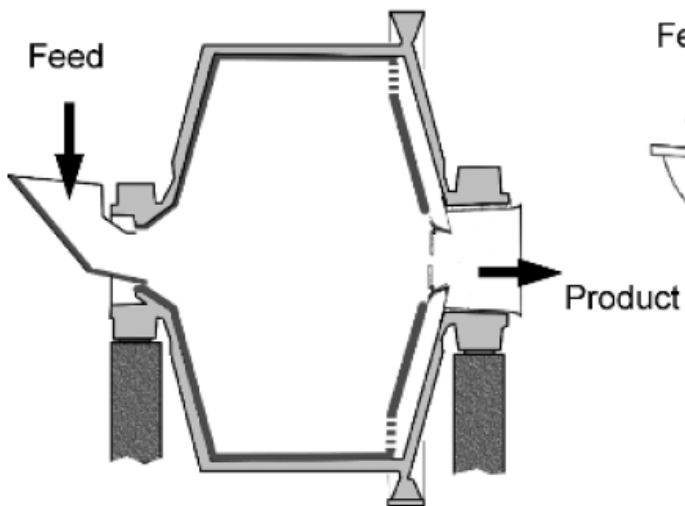
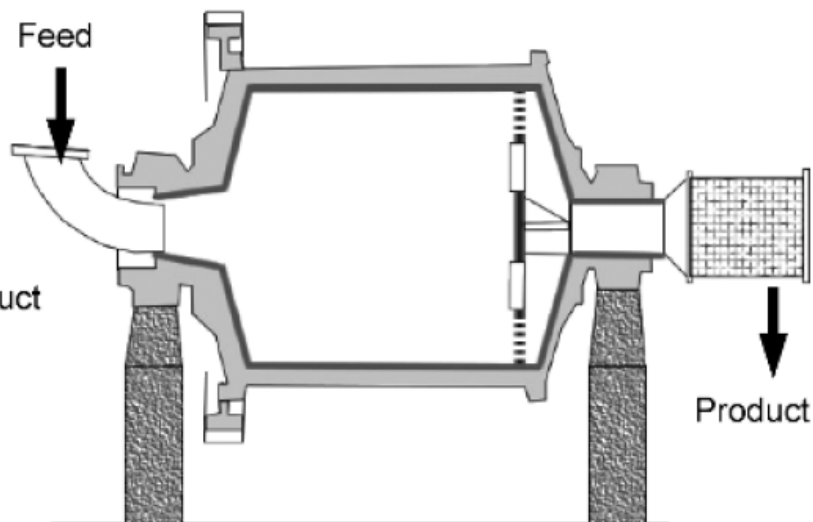


Fig. 8.4. Circuit 3: Rod mill open circuit, ball mill closed circuit with double classification circuit.

MOLINS AUTÒGENS (AUTOGENOUS MILLS)



Aspecte d'un moli AS/SAG amb el rati D/L alt, amb reixeta i sortida cònica.



Molí AS/SAG quadrat amb reixeta.

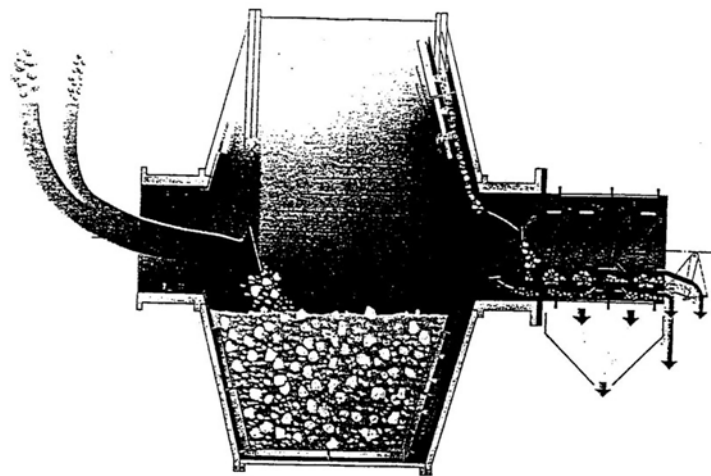


Figura 7.2.- Molino autógeno por vía húmeda.

MOLINS AUTÒGENS (AUTOGENOUS MILLS)

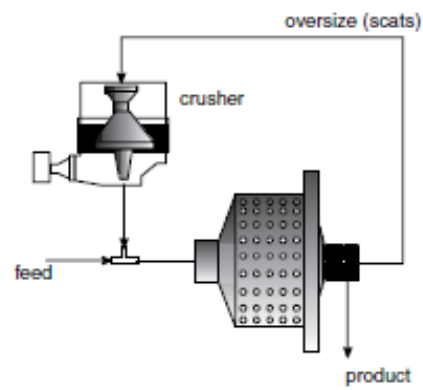


Fig. 9.3. SAG mill circuit – with provision for scats recycle

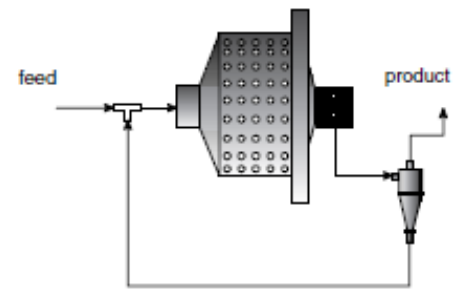


Fig. 9.4. SAG mill in closed circuit

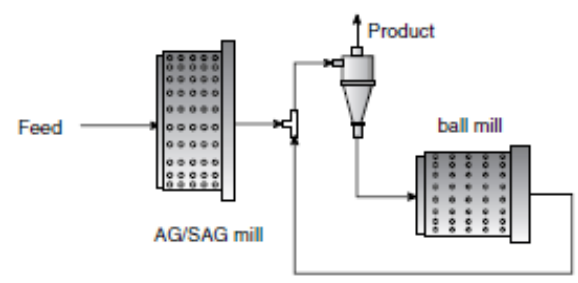
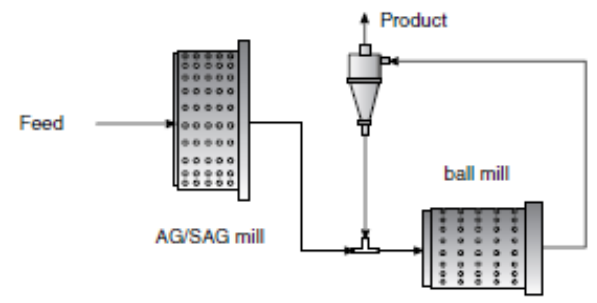


Fig. 9.5. Two stage autogenous – ball mill circuits

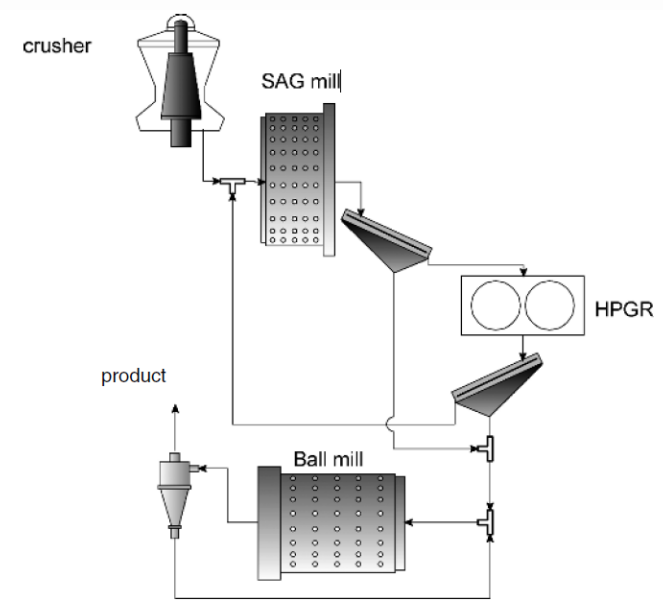


Fig. 9.6. SAG mill, HPGR and ball mill in an ABC closed circuit



GARBELLAMENT (SCREENING)



SCREENING

CLASSIFICACIÓ VOLUMÈTRICA

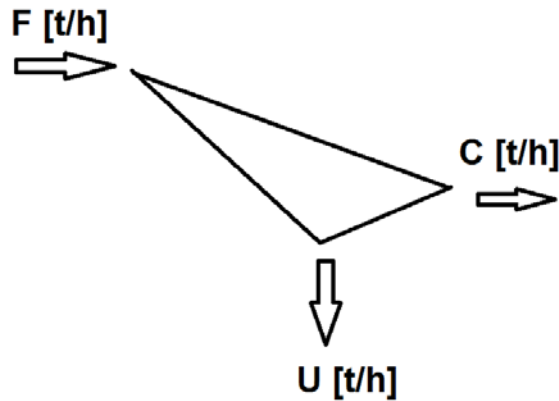
Objectius de la classificació volumètrica són:

- A les plantes de fragmentació, sostreure els materials prou fins a l'acció de les fragmentadores per permetre augmentar la capacitat d'aquests equips.
- A les plantes de concentració, proporcionar una sèrie de productes de dimensions calibrades per permetre que els equips de concentració assoleixin taxes de separació superiors.
- En determinats tipus de plantes, els productes acabats han de satisfer unes exigències quant a especificacions granulomètriques.

Per aconseguir aquests objectius és necessària la classificació volumètrica, que, segons les dimensions dels sòlids minerals, es pot realitzar de les maneres següents:

- Classificació per via directa o garbellament (screening). Utilitza unes obertures de dimensions i formes donades. Aquest mètode és vàlid per a granulometries, en general, superiors a 0,2-0,5 mm.
- Classificació per via indirecta. Es basa en la sedimentació diferencial dels sòlids en un fluid. S'utilitza en un camp granulomètric comprès entre 2 mm i algunes micres.

SCREENING: Eficàcia del garbell



Definim:

F , C i U con els fluxes d'aliment, grossos i fins del garbell.

f , c i u con les fraccions de grossos en aquest fluxes, entesos con la fracció de massa de mida més gran que l'obertura de la malla.

Fem balanços:

$$F = C + U$$

balanç global

$$Ff = Cc + Uu$$

balanç de grossos

$$F(1-f) = C(1-c) + U(1-u)$$

balanç de fins

Podem aïllar:

$$U = F - C$$

$$C = F - U$$

Substituint:

$$Ff = Cc + (F-C)u$$

$$Ff = (F-U)c + Uu$$

$$\frac{C}{F} = \frac{f - u}{c - u}$$

$$\frac{U}{F} = \frac{c - f}{c - u}$$

SCREENING: Eficàcia del garbell

Aleshores la recuperació de fins serà:

$$R_{fins} = \frac{Cc}{Ff} = \frac{(f - u) c}{(c - u) f}$$

La recuperació de grossos serà:

$$R_{grossos} = \frac{U(1 - u)}{F(1 - f)} = \frac{(c - f)(1 - u)}{(c - u)(1 - f)}$$

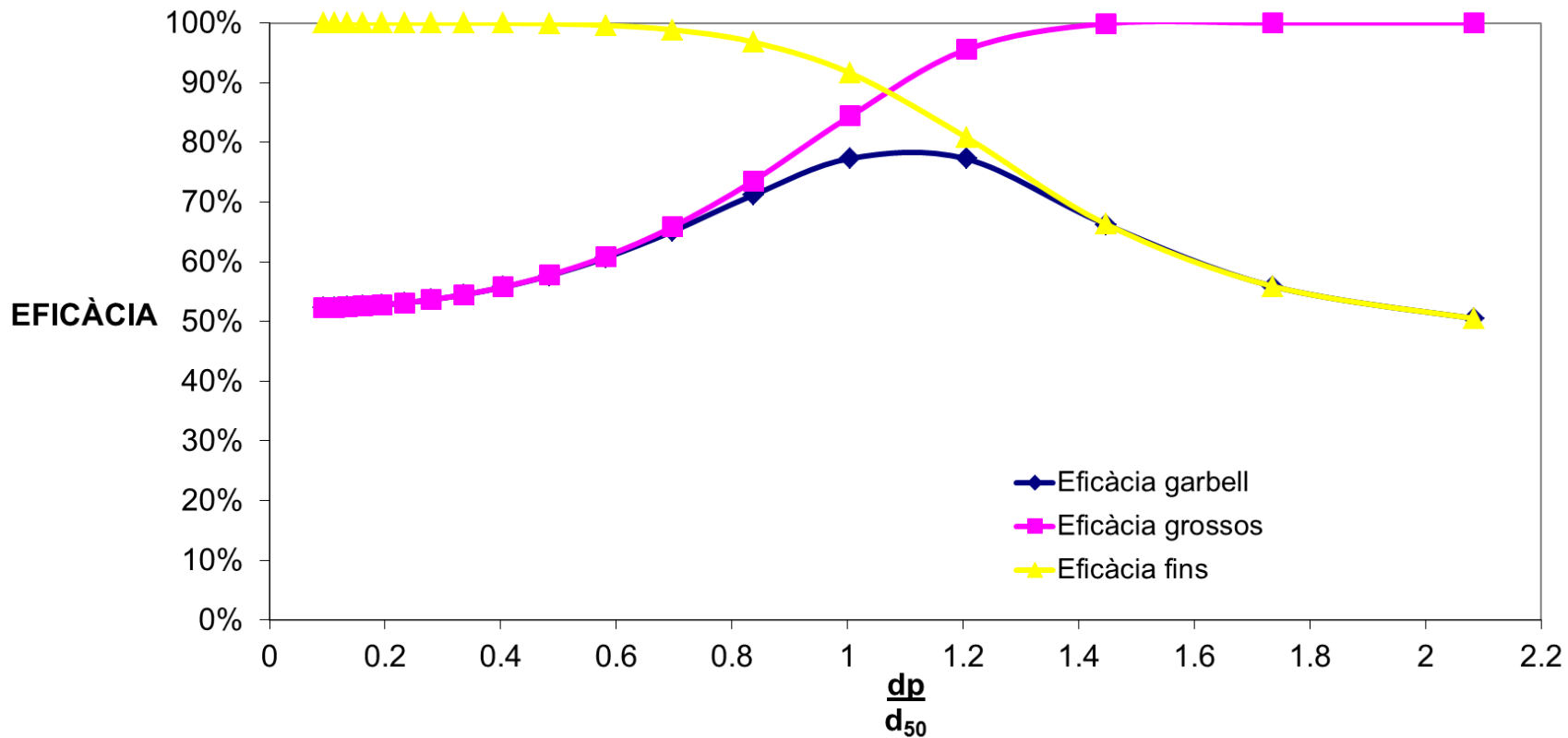
L'eficàcia del garbell es defineix com el producte de la recuperació de fins per la recuperació de grossos:

$$E = \frac{(f - u) c}{(c - u) f} \frac{(c - f)(1 - u)}{(c - u)(1 - f)} = \frac{c (f - u)(c - f)(1 - u)}{f(c - u)^2 (1 - f)}$$

Si suposem que $u \approx 0$;

$$E = \frac{(c - f)}{c (1 - f)}$$

SCREENING: Eficàcia del garbell



SCREENING: Superfícies de garbells



Grizzly – per a mides grosses.

Són barres o bigues d'acer per separar mides grosses. Estan separades entre 5-200 mm. Poden operar horitzontal o inclinades (30-40°). Poden tenir moviment o vibració. Normalment una sola malla.





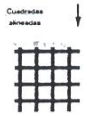
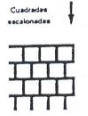



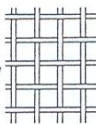
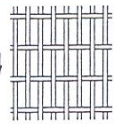
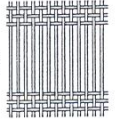
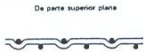

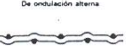







Malla – per a mides mitges (<100 mm).

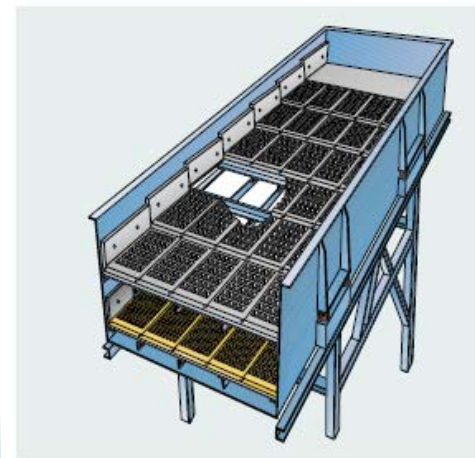
Dos tipus:

- Malla perforada (perforated or punched plates) Tenen un gruix de 7-25 mm.
- De placa o filferros (Woven wire screens)

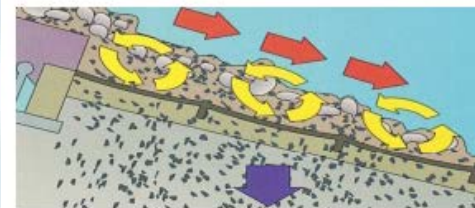
SCREENING: Superficies de garbells

Tabla 9.4 Superficies de las cribas.

DE PLACA: Aberturas (Se indica la dirección de movimiento del material)						
 <p>Redondas escalonadas</p>	 <p>Hexagonales escalonadas</p>	 <p>Cuadradas alineadas</p>	 <p>Cuadradas escalonadas</p>	 <p>De ranura, escalonadas en los extremos</p>	 <p>De ranura, escalonadas lateralmente</p>	 <p>De ranura alineadas</p>
DE MALLA: Aberturas (Se indica la dirección usual del movimiento del material)						
 <p>Cuadradas</p>	 <p>Rectangulares</p>	 <p>Tercera abertura alargada</p>	<p>Área abierta máxima, exactitud reducida. (Puede aumentarse la exactitud de separación si se disponen las ranuras transversalmente al flujo del material). Se reduce el pegamiento al mínimo debido a la longitud de la ranura y la vibración de las alambres.</p>			
<p>Malla de uso más común. Efectúa la separación por tamaños más exacta entre todas las mallas. Es la más adecuada para las partículas de forma regular.</p> <p>Permite pasar un tonelaje mayor a través de ella debido al mayor % de área abierta, o por usar un alambre más grueso para un % dado de área abierta. Menor exactitud de separación, pegamiento reducido.</p>						
DE MALLA: Con dobleces ondulados						
 <p>De parte superior plana</p>	 <p>De doble ondulación</p>	 <p>De ondulación alterna</p>	 <p>De dobleces corrugados</p>	<p>Permite un movimiento más libre sobre la superficie. Minimiza el pegamiento y la fractura del material. Su desgaste uniforme efectúa una separación exacta por tamaños que sea su vida útil. Rendimiento relativamente bajo, adecuada para efectuar la depuración primaria.</p> <p>La de uso más común. De construcción rígida. Su superficie se despara rompe el material que se está colando y aumenta la capacidad de procesamiento. Efectúa una separación adecuada con aberturas pequeñas, o con un % pequeño de área abierta.</p> <p>La malla más firme por los % mayores de área abierta, especialmente en cribas vibratorias. Adecuada para operaciones de depuración primaria.</p> <p>Con alambres en cada tercer o cuarto doblez para proporcionar una malla rígida con gran % de área abierta. No es adecuada para servicio pesado.</p>		
<p>DE BARRA PERFILADA: Secciones transversales</p>						
 <p>Redonda</p>	 <p>Triangular</p>	 <p>De 'I'</p>	 <p>De paleta</p>	 <p>Inclinada</p>	 <p>De barras vueltas</p>	<p>Vida de criba excepcionalmente larga con exactitud constante. Proponea al pegamiento, capacidad de carga y rendimiento delicados.</p> <p>Buena exactitud, rendimiento y resistencia al pegamiento. Baja capacidad de carga, y al desgastarse hace cambiar la abertura.</p> <p>Al aumentar la altura de las barras aumenta la capacidad de carga la verticalidad de las caras laterales reduce ligeramente el rendimiento y aumenta la probabilidad de pegamiento. Es posible lograr un 80% de área abierta.</p> <p>Normalmente con barras de paleta, para proteger las barras y reducir su desgaste.</p> <p>Puede usarse con cualquier barra en cribas horizontales para aumentar su capacidad de transporte.</p> <p>Reduce el pegamiento en forma significativa pero disminuye la exactitud de separación.</p>



Trellex Stepflex aumenta la estratificación



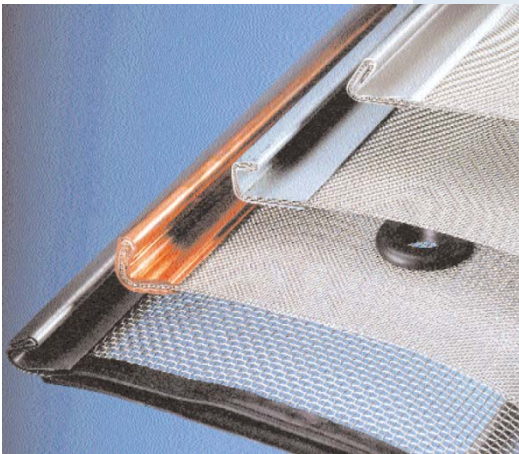
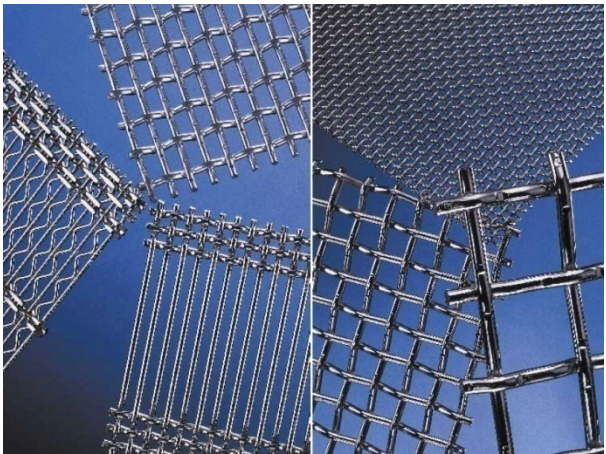
Trellex Stepflex increases stratification



Trellex Stepflex con goma flexible impide la obturación

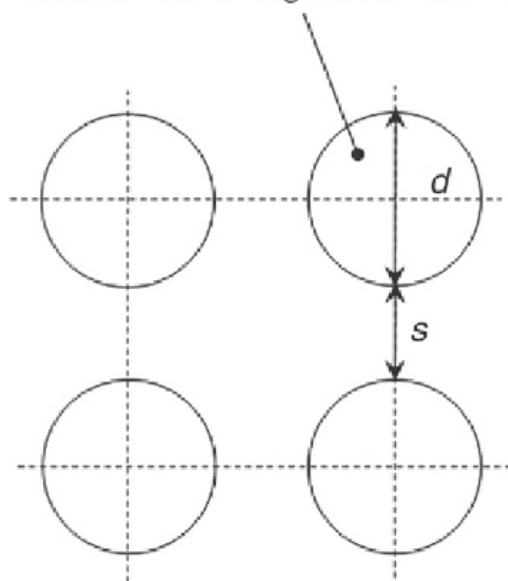


SCREENING



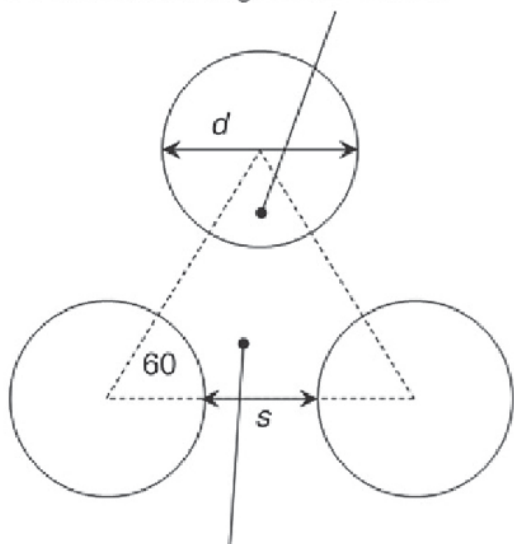
SCREENING: Superfícies de garbells

Area of circle segments = $\pi/4 d^2$



Area of square = $(s + d)^2$

Area of circle segments = $\pi/8 d^2$

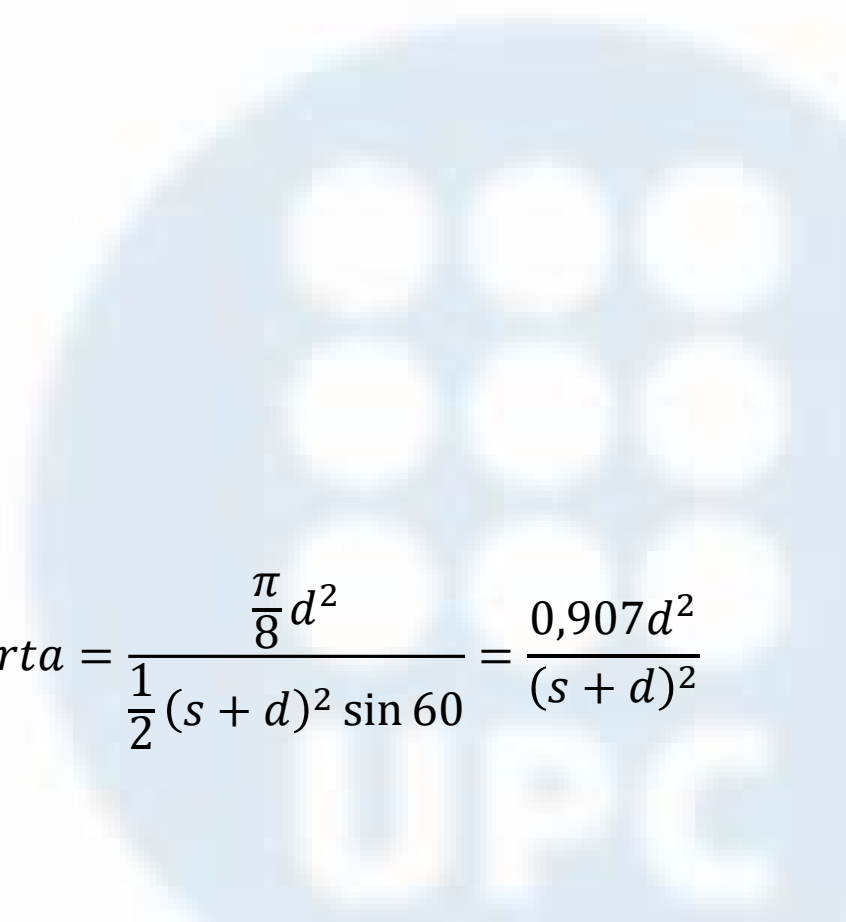


Area of triangle = $(s + d)^2 \sin 60/2$

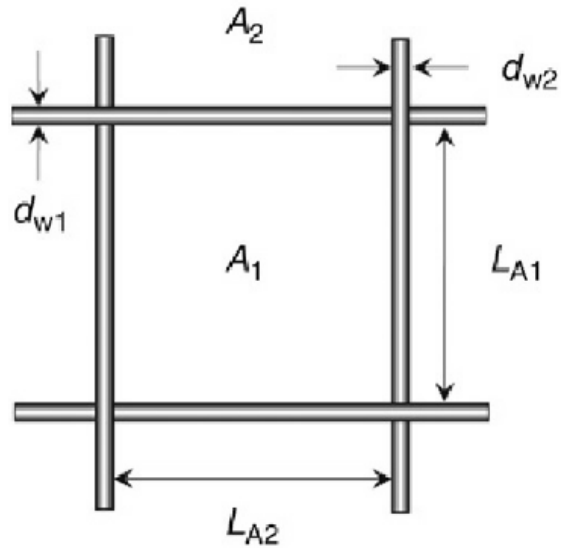
Càlcul àrea oberta:

$$\text{Àrea oberta} = \frac{\text{àrea forats}}{\text{àrea screen}} = \frac{\frac{\pi}{4} d^2}{(s + d)^2}$$

$$\text{Àrea oberta} = \frac{\frac{\pi}{8} d^2}{\frac{1}{2} (s + d)^2 \sin 60} = \frac{0,907 d^2}{(s + d)^2}$$

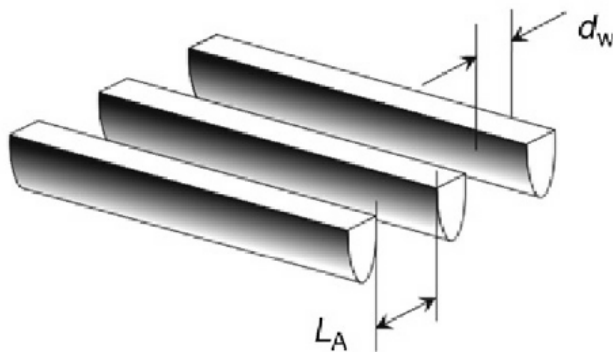


SCREENING: Superfícies de garbells



Si $L_{A1} = L_{A2}$
i $d_{w1} = d_{w2}$

$$\text{\`{A}rea oberta} = \frac{L_A^2}{(L_A + d_w)^2}$$



$$\text{\`{A}rea oberta} = \frac{L_A}{L_A + d_w}$$

SCREENING: Superfícies de garbells

El número de malla, M , d'una malla es defineix com:

$$M = (L_A + d_w)^{-1} \quad (L_A \text{ i } d_w \text{ en polsades})$$

$$M = 25,4 (L_A + d_w)^{-1} \quad (L_A \text{ i } d_w \text{ en mm})$$

Si substituïm pel cas de les filferro amb obertures quadrades i posant en funció de l'àrea oberta AO en %, queda:

$$M = \sqrt{\frac{25,4^2 AO}{100 L_A^2}}$$

Exercici 12.1

Malla de filferro d'obertura 3,18 mm i gruix filferro 1,2 mm. Determina el % àrea oberta si està horitzontal o inclinat 20° . Determina el número de malla.

$$\text{Àrea oberta } \% = \frac{L_A^2}{(L_A + d_w)^2} 100 = \frac{3,18^2}{(3,18 + 1,2)^2} 100 = 52,7\%$$

Amb 20° inclinació:

$$\text{Àrea oberta } \% \text{ a } 20^\circ = 52,7\% \cos 20 = 49,5\%$$

Número malla:

$$M = \sqrt{\frac{25,4^2 AO}{100 L_A^2}} = \sqrt{\frac{25,4^2 52,7}{100 3,18^2}} = 6 \text{ mesh (malla 6 aproximadament)}$$

SCREENING: Superfícies de garbells

Mida màxima de pas per la pantalla del garbell menor que obertura

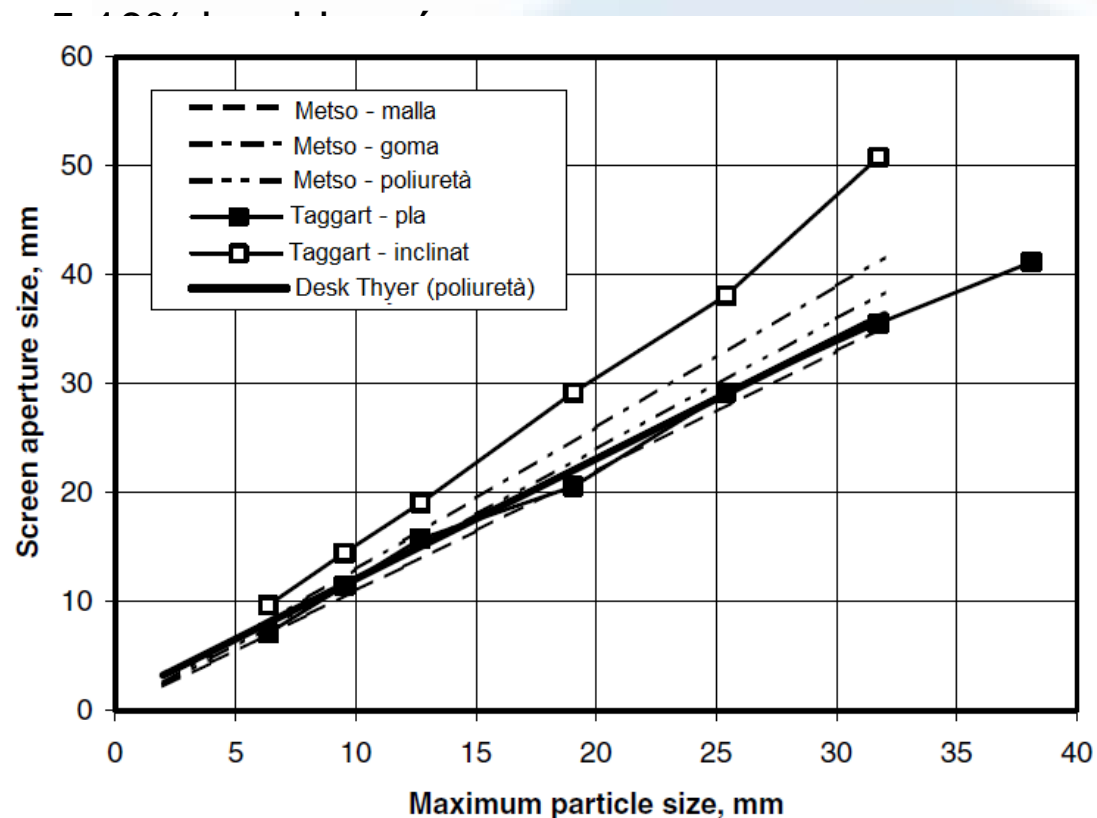
La mida de pas màxima depèn de:

- Inclinació
- Amplitud i freqüència

No és fàcilment predicible

Figura:

- Metso-malla: obertura és utilitzada
- Metso-goma i poliuretà: és +15-20%.
- Taggart inclinat: +20-30%



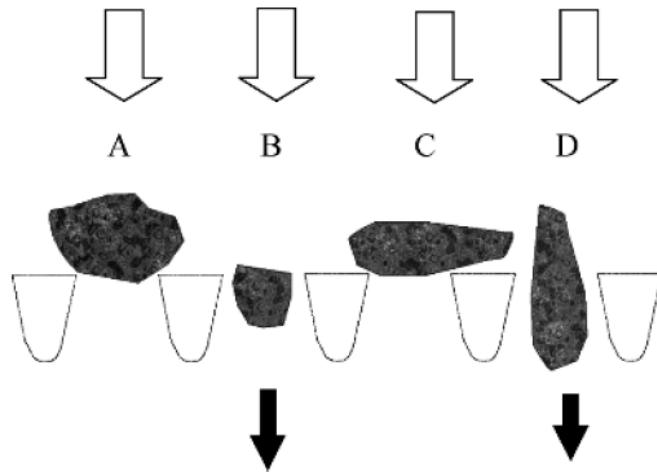
SCREENING: tipus

Tipus:

- Estacionari i pla.
- Estacionari i corbat
- Vibrant i recta
- Vibrant i corbat
- Cilíndric i giratori o TROMMELS.



SCREENING: tipus

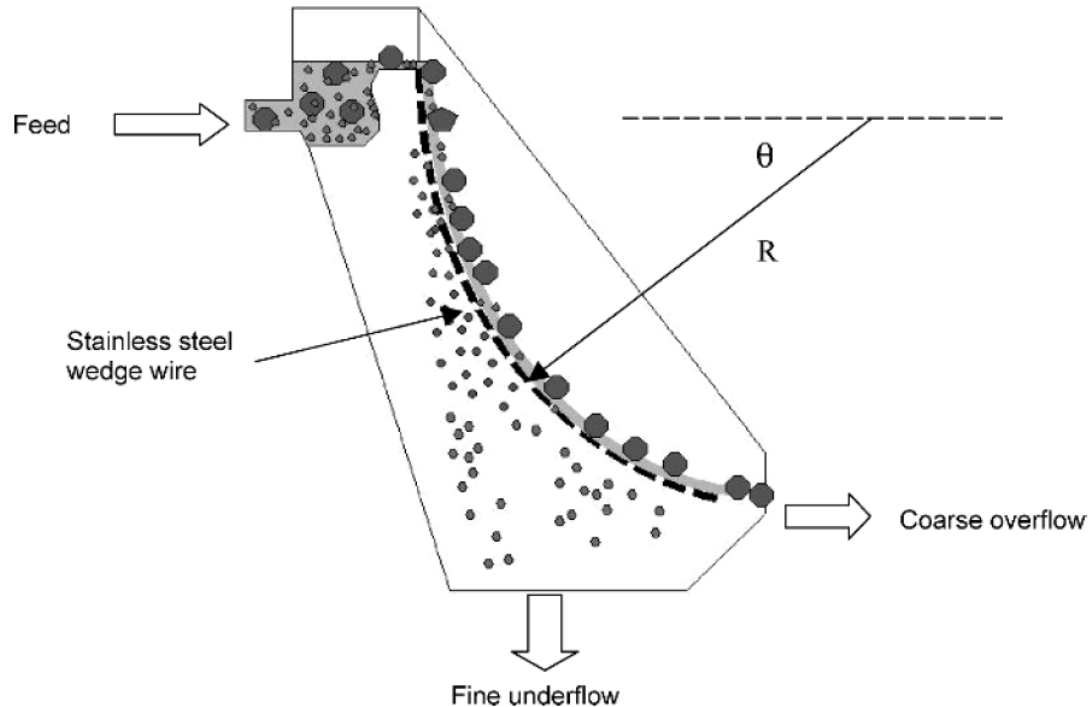


Garbell estacionari i pla.

Comportament de les partícules segons la seva forma molt diferent.

Les mides entre 0,75-1,5 vegades l'obertura de pas són les que presenten un comportament més complicat.

SCREENING: tipus



Garbell estacionari i inclinat.

S'anomenen DSM pels seus desenvolupadors: Dutch State Mines.

S'utilitzen per garbellar o per separar llots.

Són barres d'acer inox de 1-2 mm de forma cònica.

Són screens còncaves amb radis de 900-2000 mm i angles de 40-60° (θ).

La separació entre barres és de 0,35-3,5 mm (obertura de malla).

Mides comercials: amples 750-2500 mm i llargs 50-2400 mm.



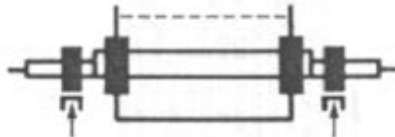

Actua la força de la gravetat i la centrífuga a la separació.

SCREENING: tipus

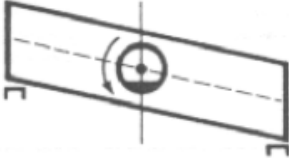
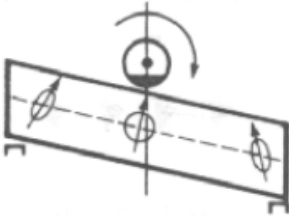
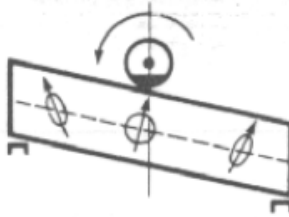

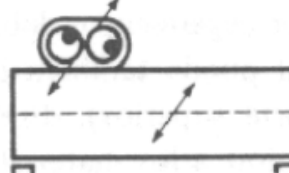
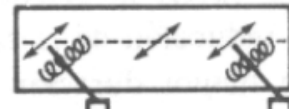
Garbell vibrant inclinats i plans.

El primer objecte de la vibració és la segregació dels fins al nivell més baix.

Complexes sistemes de vibració-moviment:

		<i>Características</i>	<i>Aplicaciones</i>
TIPOS DE VIBRADOR		Contrapès Tipo de polea desbalanceada. Un eje concéntrico con contrapesos ajustables y dos cojinetes. El movimiento de excentricidad circular produce una vibración oscilante. La carrera puede variarse ajustando los contrapesos. Frecuencias 500-2500 r.p.m.; carrera < 10 mm.	Se emplea generalmente en cribas de servicio ligero.
		Eix excèntric Tipo de eje excéntrico. Un eje excéntrico con contrapesos ajustables y 2 cojinetes. (Comúnmente se le designa como "de 2 cojinetes".) El movimiento de excentricidad circular produce vibración. La carrera puede variarse ajustando los contrapesos. Frecuencia 25-500 r.p.m.; carrera, 15-30 mm.	Se emplea en cribas vibratorias inclinadas para servicio ligero y pesado.
		Doble excèntric Tipo de "carrera positiva" o "de 4 cojinetes". Un eje con doble excéntrico y 2 juegos de cojinetes; un juego sostiene al bastidor de la criba y el otro al eje. Produce un movimiento positivo que no es amortiguado por la carga existente sobre la cubierta de la criba. El eje está situado por lo general en el centro de gravedad de la caja de la criba. La carrera no puede variarse si no se cambia el eje.	Se emplea en cribas vibratorias inclinadas para servicio pesado por ser relativamente resistente a la sobrecarga.
		Reciprocicant Tipo reciprocante (también se le designa comúnmente como "de 4 cojinetes"). Dos ejes, excéntricos o contrapesados, los cuales giran en sentido opuesto uno con respecto al otro, y en fase para producir un movimiento positivo en línea recta. La carrera puede inclinarse haciendo trabajar los ejes ligeramente fuera de fase.	Se emplea en cribas vibratorias horizontales y en algunos transportadores.

SCREENING: tipos

MONTAJE DEL VIBRADOR		<p>El vibrador, cuyo montaje central a su vez está instalado al centro entre bastidores laterales, produce movimiento circular. La rotación del vibrador puede ser también en el sentido de la corriente o a contracorriente. En el primer caso se tiene mayor capacidad y menor eficiencia. En el segundo caso sucede lo contrario.</p>	<p>Se emplea generalmente en cribas de tipo inclinado para servicio pesado.</p>
		<p>De montaje superior y rotación en sentido del flujo. El vibrador instalado sobre la parte superior del bastidor produce movimiento elíptico en los extremos. La rotación en el sentido del flujo mueve al material con mayor rapidez hacia abajo de la criba, incrementando la capacidad y bajando la eficiencia.</p>	<p>Se emplea para cribado grueso cuando se necesita un alto régimen de alimentación.</p>
		<p>De montaje superior y rotación en sentido contrario al de flujo. El vibrador instalado en la parte superior del bastidor produce movimiento elíptico. La rotación a contracorriente mantiene el material más tiempo sobre la criba, da mayor espesor al lecho, reduce la capacidad y eleva la eficiencia.</p>	<p>Se emplea para obtener una separación por tamaños más eficiente.</p>
		<p>Vibrador recíprocante inclinado. El vibrador se encuentra instalado arriba (o abajo) del bastidor, con el eje ligeramente inclinado. El movimiento efectivo es en línea recta para mover el material a lo largo de la superficie de la criba.</p>	<p>Se emplea en cribas horizontales para separación precisa de material de tamaño mediano, eliminación de agua, recuperación de medios, y en situaciones de espacio vertical limitado.</p>
		<p>Vibrador recíprocante desfasado. El vibrador va instalado arriba (o abajo) del bastidor. Se obtiene movimiento en línea recta ajustando un excéntrico de manera que guíe al otro. El ajuste de las fase determina el ángulo de inclinación de la fuerza en línea recta.</p>	<p>Cribas horizontales</p>
		<p>Vibración en resonancia. Por medio de un eje motriz excéntrico, las montaduras de la criba vibran entre amortiguadores de caucho a una frecuencia resonante. El consumo de energía es significativamente reducido.</p>	<p>Cribas horizontales</p>

SCREENING: tipos

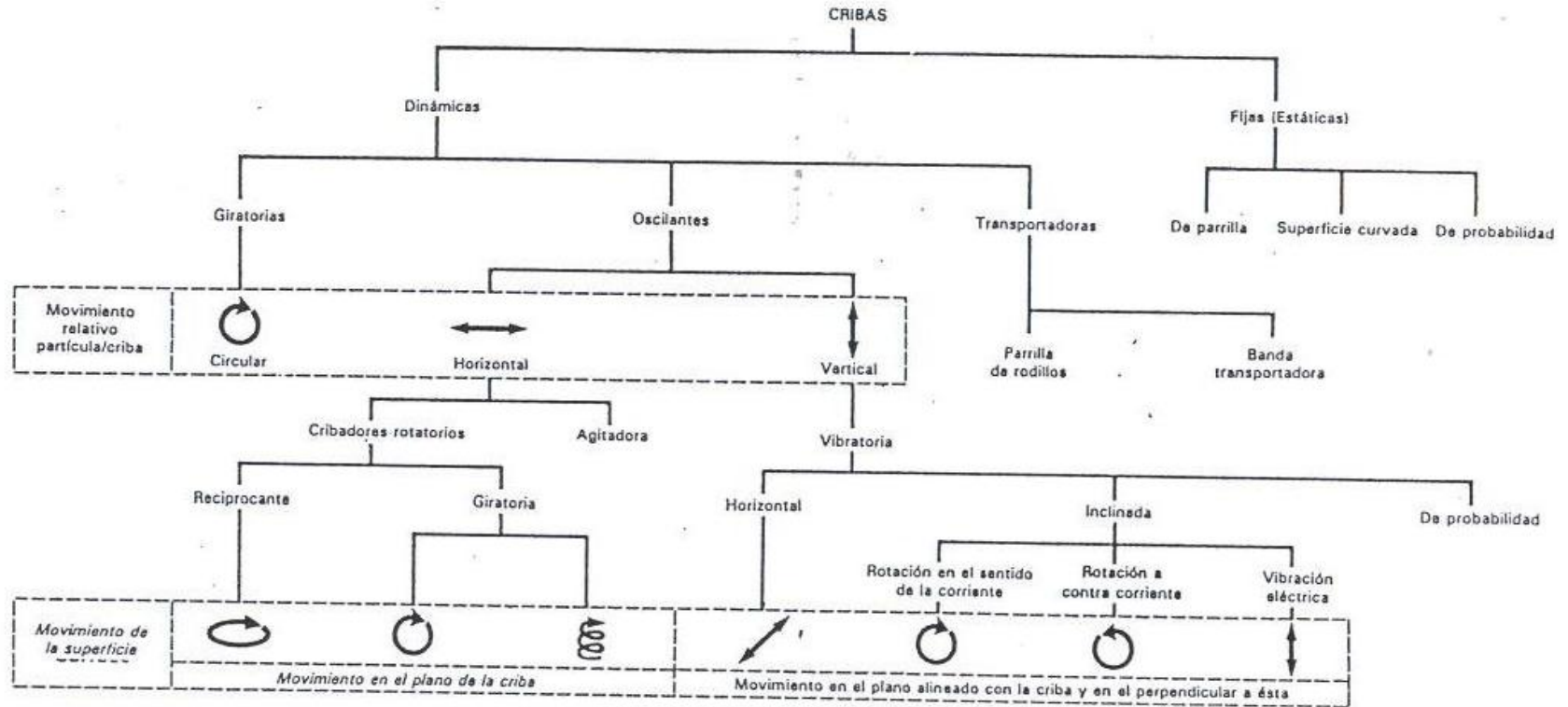


Figura 9.3 Tipos básicos de cribas y su clasificación.

SCREENING: tipos

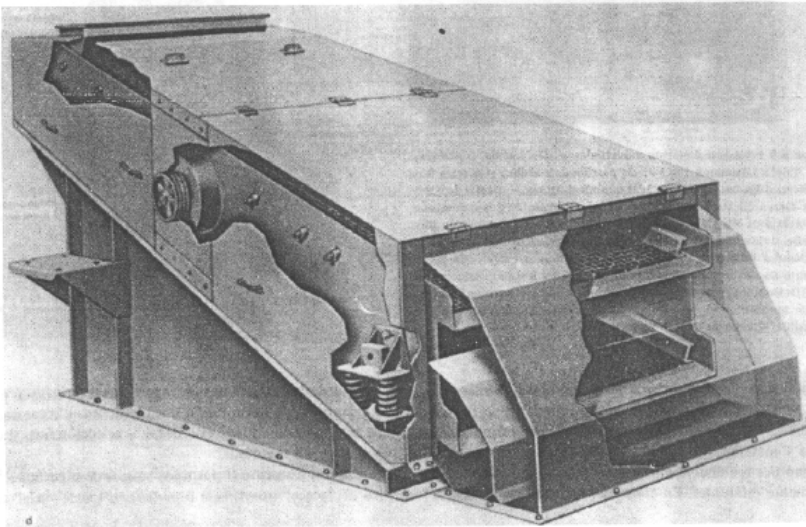
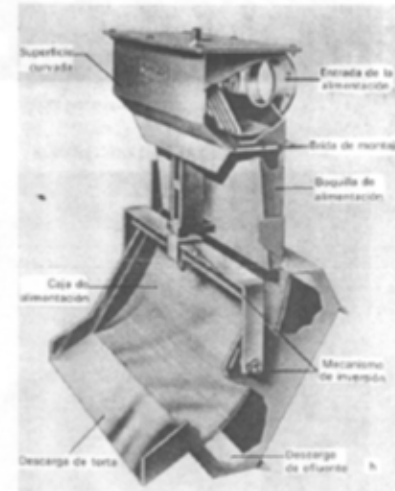
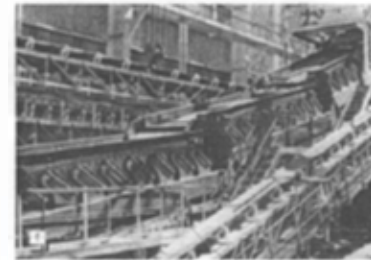
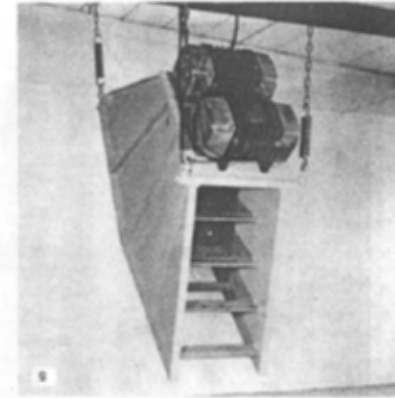
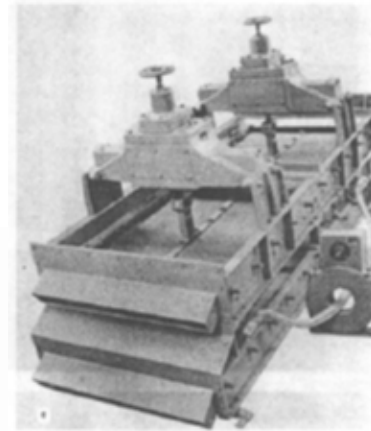
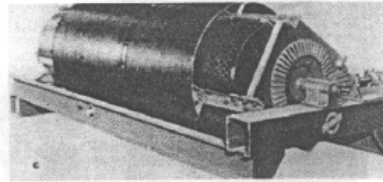
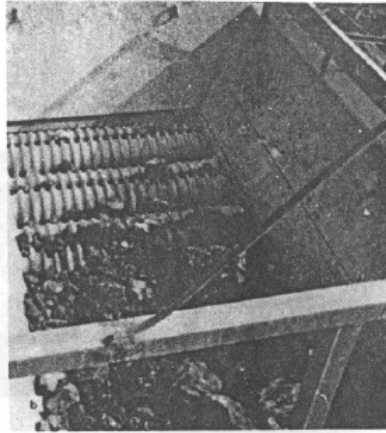
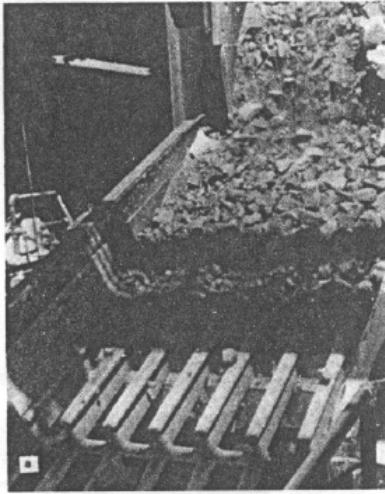


Figura 9.5 Selección de cribas industriales. *a*) De parrilla. (Cortesía de Triple/S Dynamics, Inc.) *b*) De parrilla de rodillos. (Cortesía de Universal Engineering Corp.) *c*) De tambor giratorio. (Cortesía de Barber-Green Co.) *d*) Totalmente cerrada, inclinada de dos cubiertas. (Cortesía de FMC Corp.) *e*) Vibratoria electromagnética, con la superficie de cribado calentada eléctricamente. (Cortesía de Tyler Industrial Products.) *f*) De tres cribas armónicas en serie, con pendiente decreciente para mantener el espesor del lecho. (Cortesía de KHD Humboldt Wedag AG.) *g*) De probabilidad. (Cortesía de Fredrik Mogensen AB.) *h*) De superficie curvada, mecánicamente reversible. (Cortesía de Heyl & Patterson, Inc.)

SCREENING: tipus

La probabilitat de pas d'una partícula segons **Gaudin** és:

$$p = \left(\frac{L_A - d_p}{L_A + d_w} \right)^2$$

On:

L_A , d_p i d_w són l'obertura, mida partícula i espai entre obertures.

Si la mida és aquella que passa el 50% de la massa $d_p = d_{50}$.

Aquesta probabilitat està afectada per l'amplitud, la direcció i la freqüència de la vibració.

Miwa diu:

$$N = \frac{1}{L} \left[\frac{0,833(L_{AE} + d_w)}{L_{AE} - d_{50}} \right]^2$$

On;

N són els número d'intents o rebots per unitat d'allargada.

L_{AE} és l'obertura efectiva (si està inclinada és inferior).

SCREENING: tipos

Tabla 9.1 Tipos de operaciones de cribado.

<i>Operación y descripción</i>	<i>Tipo de criba</i>
<p><i>Depuración primaria:</i> Estrictamente, la separación de una pequeña cantidad de material de sobretamaño de una alimentación formada predominantemente por finos. Típicamente la separación de material de sobretamaño de una alimentación con, aproximadamente, un máximo de 5% de sobretamaño y un mínimo de 50% de tamaño medio.</p>	<p>Gruesos: parrilla. Intermedios y finos: igual que la usada para separaciones.</p>
<p><i>Separación, gruesos:</i> La separación de un tamaño a 4.75 mm y mayor.</p>	<p>Cribas vibratorias, horizontales o inclinadas.</p>
<p><i>Separación, intermedios:</i> La separación de un tamaño menor de 4.75 mm y mayor de 425 μm.</p>	<p>Cribas vibratorias, de alta velocidad, tamizadoras y cribas centrífugas. Tamices estáticos.</p>
<p><i>Separación, finos:</i> Separación de un tamaño menor de 425 μm.</p>	<p>Cribas de alta velocidad, tamizadoras y centrífugas. Tamices estáticos.</p>
<p><i>Eliminación de agua:</i> Eliminación del agua libre de una mezcla de sólidos-agua. Generalmente limitada a tamaños de 4.75 mm y mayores.</p>	<p>Cribas vibratorias horizontales, inclinadas (alrededor de 10°), y centrífugas. Tamices estáticos.</p>
<p><i>Separación de basura:</i> Separación de materia extraña de un material procesado. Esencialmente una forma de operación de depuración. El tipo de criba depende del intervalo de tamaños del material procesado.</p>	<p>Cribas vibratorias; horizontales o inclinadas. Cribas tamizadoras y centrífugas. Tamices estáticos.</p>
<p><i>Otras aplicaciones:</i> Deslamado, transporte, recuperación de medios, concentración.</p>	<p>Cribas vibratorias; horizontales o inclinadas. Cribas oscilatorias y centrífugas. Tamices estáticos.</p>

SCREENING: tipos

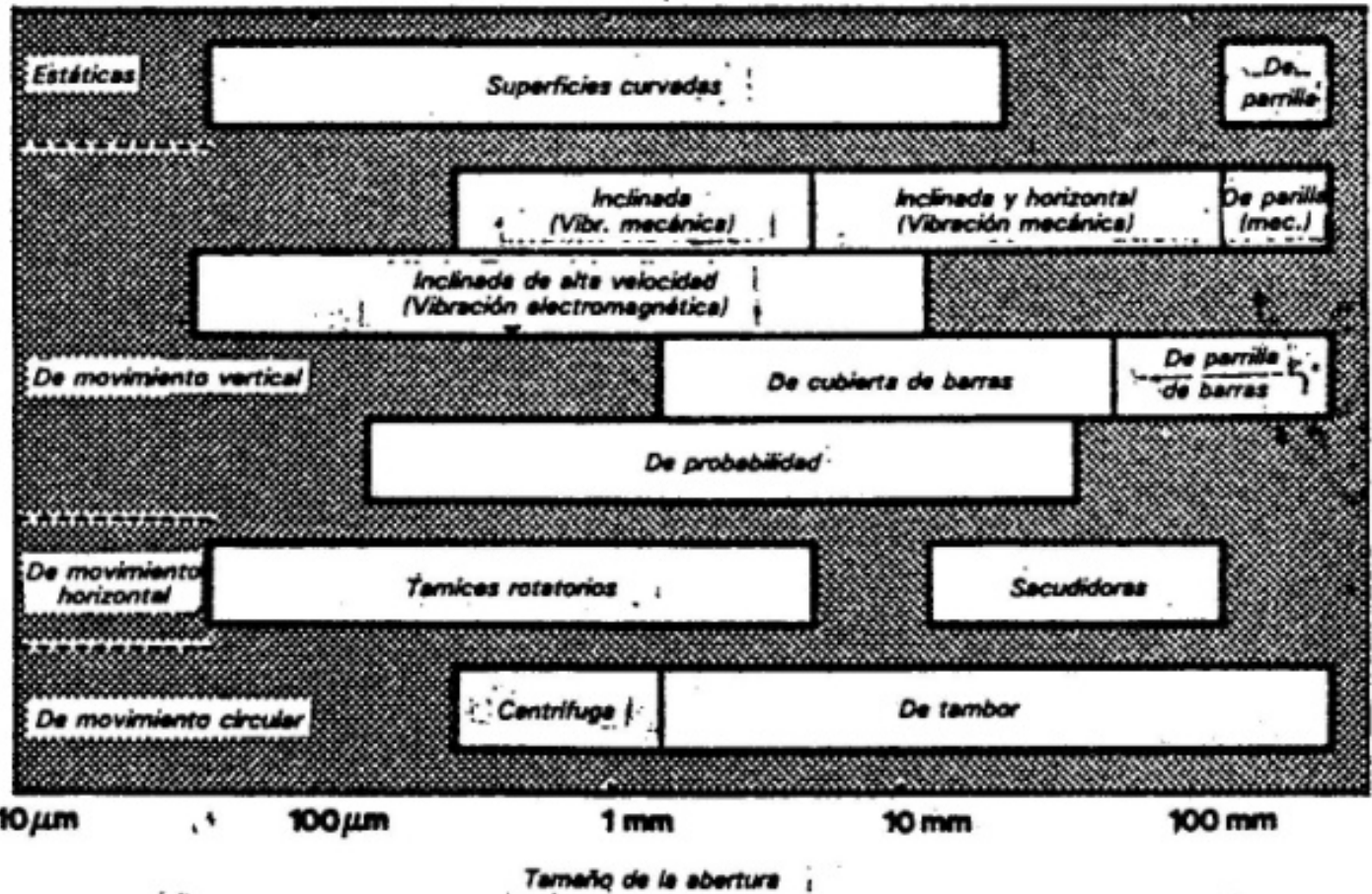


Figura 9.4 Tamaños típicos de separación de los tipos básicos de cribas.

SCREENING: operation

Podem escriure que la massa sobre l'screen, M , respecte a la massa inicial sobre l'screen, M_I , estan relacionades amb la probabilitat de pas:

$$\frac{M}{M_I} = (1 - p)^{N_L L}$$

On, “ p ” és la probabilitat de pas, “ L ” l'allargada de l'screen i N_L els rebots o intents de pas per unitat d'allargada.

Substituint:

$$\frac{M}{M_I} = \left(1 - \left(\frac{L_A - d_p}{L_A + d_w} \right)^2 \right)^{N_L L}$$

Si per $d_p = d_{50}$:

$$\frac{M}{M_I} = 0,5$$

Aleshores:

$$\left(1 - \left(\frac{L_A - d_{50}}{L_A + d_w} \right)^2 \right)^{N_L L} = 0,5$$
$$d_{50} = L_A - \frac{0,833(L_A + d_w)}{\sqrt{L N_L}}$$

SCREENING: operation

190 Wills' Mineral Processing Technology

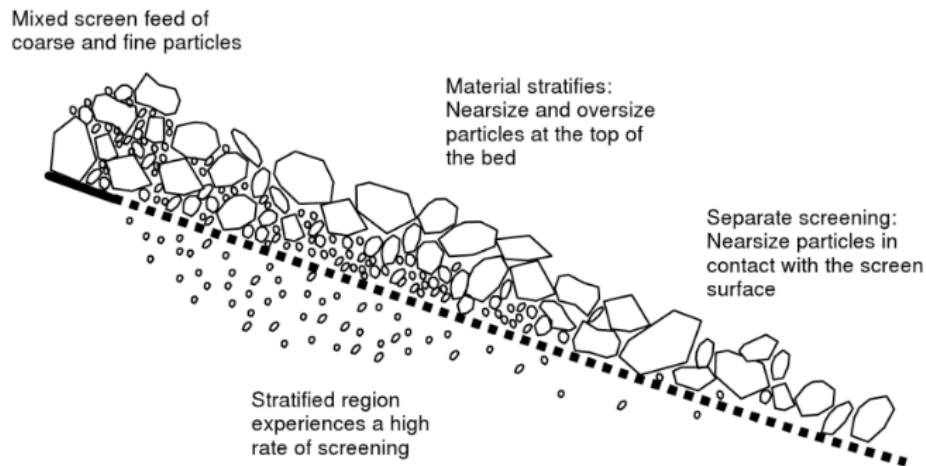


Figure 8.3 Stratification of particles on a screen (Courtesy JKMRRC and JKTech Pty Ltd)

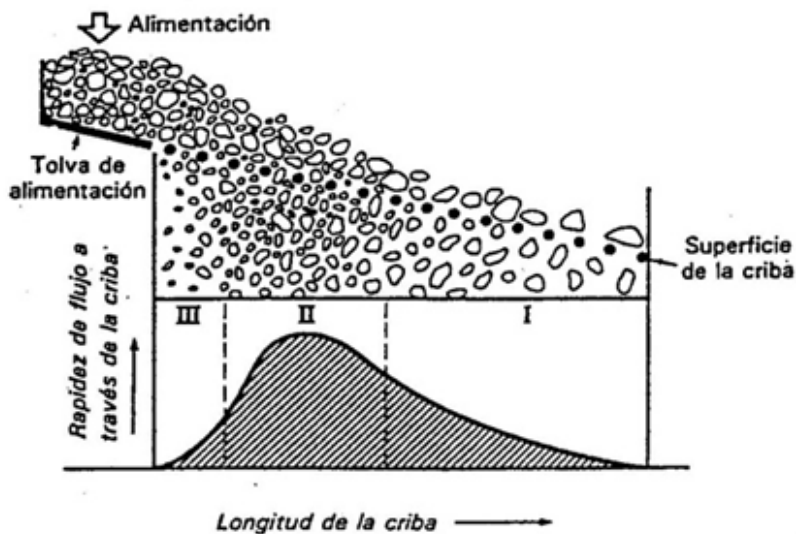


Figura 9.13 Las tres regiones principales que ocurren a lo largo de una superficie de cribado.

- I) Regió I: regió monocapa, poc pas degut a molt rebot i poques partícules petites.
- II) Regió II: dos o poques més capes, ja hi ha hagut la sebgació de fins al fons i això dona molt flux de pas. No hi ha molt rebot.
- III) Regió III: quatre o més capes, no hi ha segregació, poc flux de pas.

SCREENING: operation

Tabla 9.5 Factores que afectan el cribado.

<i>Factores del material</i>	<i>Factores de la máquina</i>
Densidad global	Superficie de la criba: área
Forma de la curva de distribución de tamaños	Porcentaje de área abierta tamaño de la abertura forma de la abertura espesor
Forma de las partículas	Vibración: amplitud frecuencia dirección
Humedad de la superficie	Ángulo de inclinación
	Método de alimentación de la criba

SCREENING: Tromp curve (1937)

Coneguda com a corba de Tromp, partició o eficàcia= és la fracció de massa que passa la malla;

$$\text{Coeficient de partició} = \frac{\text{massa de fins}}{\text{massa aliment}}$$

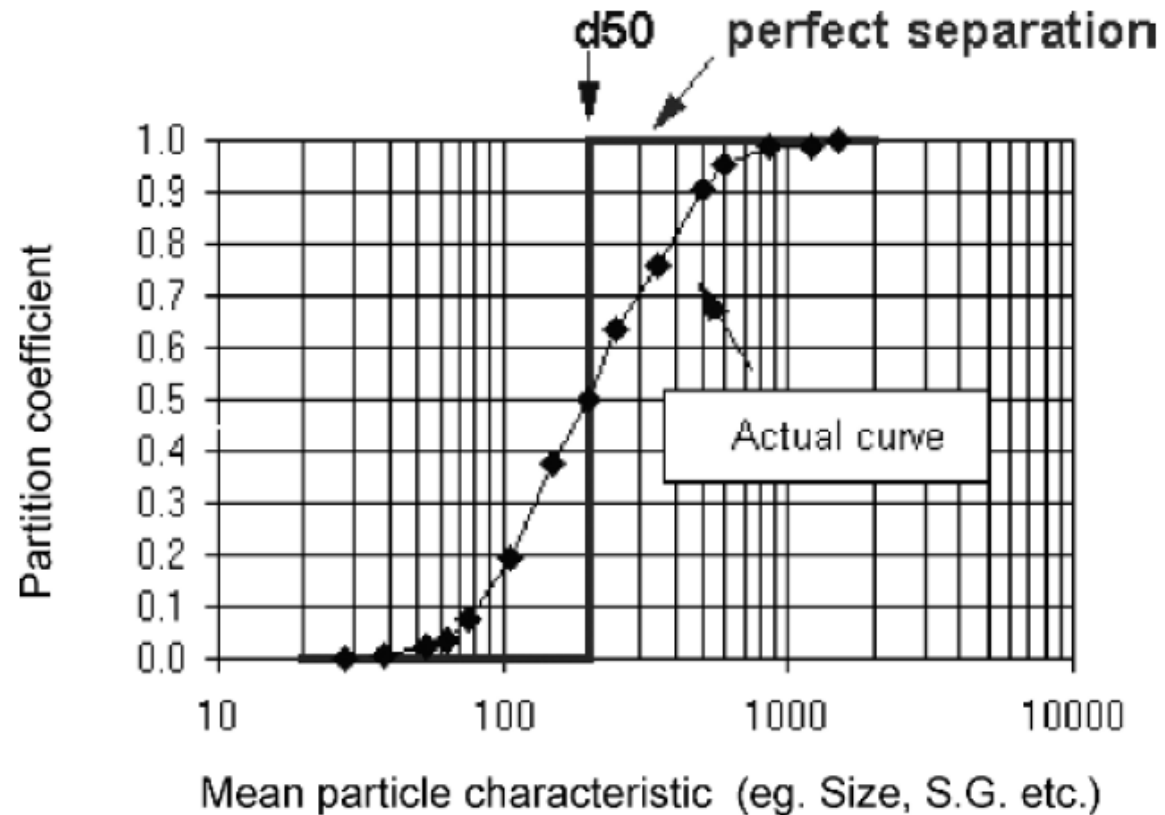


Fig. 11.10. Tromp curve for a screen

SCREENING: Tromp curve

Formes o maneres de mesurar l'error o imperfecció de la separació:

$$\text{Probabilitat d'Ecart} = E_p = \frac{d_{75} - d_{25}}{2}$$

$$\text{Imperfecció} = I = \frac{E_p}{d_{50}} = \frac{d_{75} - d_{25}}{2 d_{50}}$$

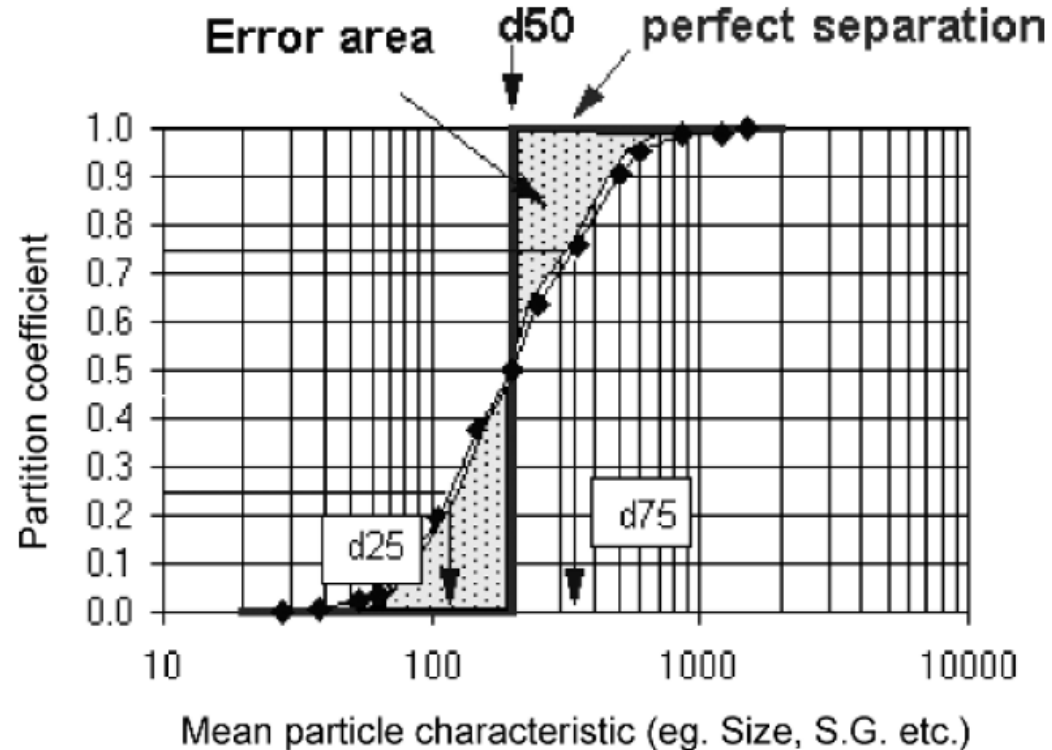


Fig. 11.11. Quantifying the deviation from ideal performance.

SCREENING: alçada llit

Matthews (1985) diu que per garbell de 1,8 m de llarg, el gruix o alçada del llit ha de ser 1,5-2 vegades la mida mitja de partícula, i per allargades de 7,2 m ha de ser de 2,5-3 vegades.

Osborne (1977) proposa:

$$H = \frac{50 Q_0}{3 W_E \vartheta_F \rho_B}$$

On: H és alçada del llit en mm, Q_0 flux de grossos, t/h, ϑ_F és la velocitat a través de la malla en m/min, W_E amplada efectiva del garbell en m i ρ_B és la densitat aparent de l'aliment en t/m³.

L'àrea efectiva del garbell és:

$$A_E = (W - 0,15)L$$

On W i L són amplada i allargada respectivament, en m.

La regla general és:

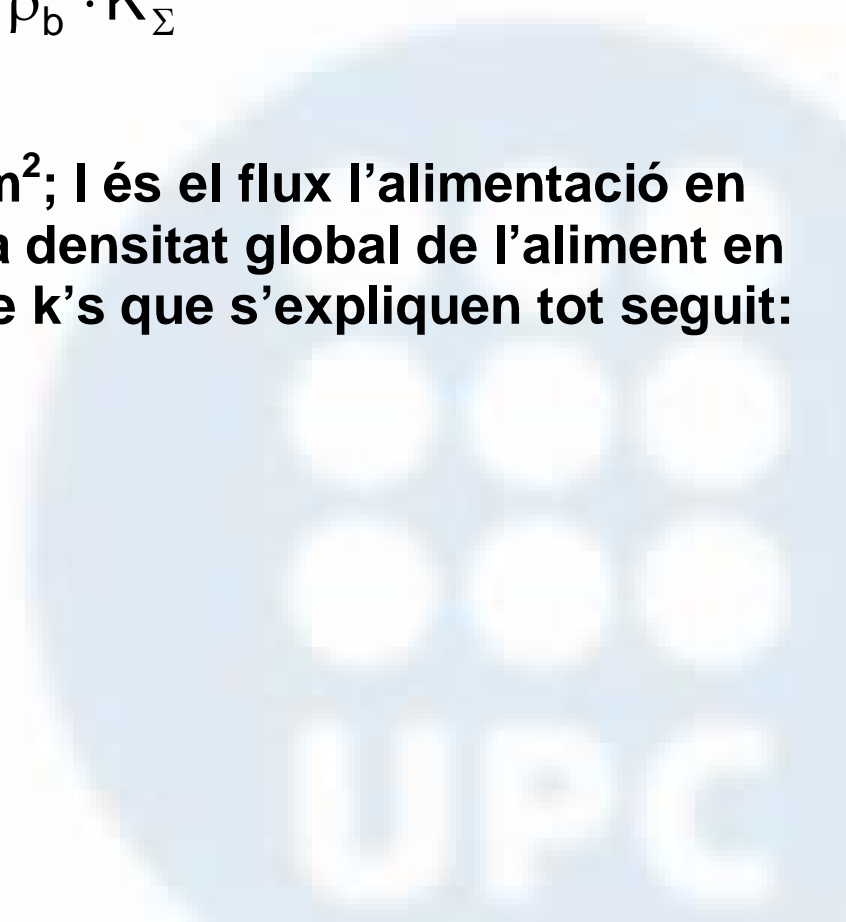
- Si densitat global és 1,6 t/m³: H = quatre vegades obertura malla
- Si densitat global és 0,8 t/m³: H = 2,5-3 vegades obertura malla

SCREENING: capacitat

- Mètode factor empíric (Kelly i Spottiswood, 1990).

$$A = \frac{I}{\frac{I_u}{\rho_b} \cdot \rho_b \cdot K_\Sigma}$$

On A és l'àrea de garbellament en m²; I és el flux l'alimentació en kg/h, I_u la capacitat unitària, ρ_b és la densitat global de l'aliment en kg/m³ i K_Σ el factor del productes de k's que s'expliquen tot seguit:



SCREENING: capacitat

Tabla 9.7 Método del factor.

- I_U = Capacidad unitaria: (figura 9.25)
 K_{Σ} = $K_1 \times K_2 \times K_3 \times K_4 \times K_5 \times K_6 \times K_7 \times K_8 \times K_9 \times K_{10}$
 K_1 = Factor de área abierta: (% de área abierta de la criba)/100
 K_2 = Factor de medio tamaño: para hacer correcciones por el porcentaje de alimentación que pasa por una abertura de la mitad del tamaño de la abertura de la criba (figura 9.26)
 K_3 = Factor de sobretamaño: un factor para hacer correcciones por el porcentaje de sobretamaño en la alimentación (figura 9.26)
 K_4 = Factor de eficiencia de cribado: (figura 9.27)
 K_5 = Factor de cubierta: para hacer correcciones por la longitud efectiva reducida de las cubiertas inferiores (tabla 9.8)
 K_6 = Factor de ángulo de la criba: para hacer correcciones por la inclinación no óptima de la criba (tabla 9.8)
 K_7 = Factor de cribado en húmedo: (tabla 9.8)
 K_8 = Factor de forma de la abertura: (tabla 9.8)
 K_9 = Factor de forma de la partícula: (tabla 9.8)
 K_{10} = Tenacidad o condición de humedad de la superficie: (tabla 9.8)

La criba debe tener una relación de longitud a anchura de 1.5 a 2.0:1. El ancho efectivo de las cribas es 150 mm menor que el ancho real.

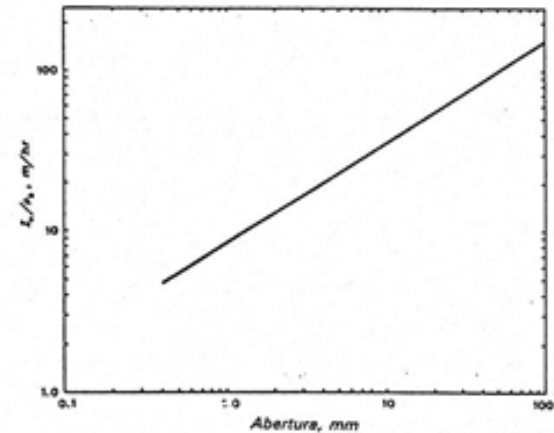


Figura 9.25 Datos típicos de capacidad unitaria para una criba vibratoria.

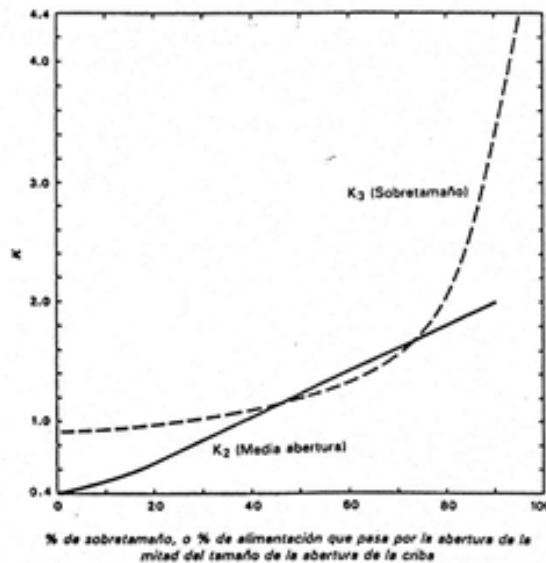


Figura 9.26 Valores típicos de los factores de cribado del material de sobretamaño K_3 y de media abertura K_2 .

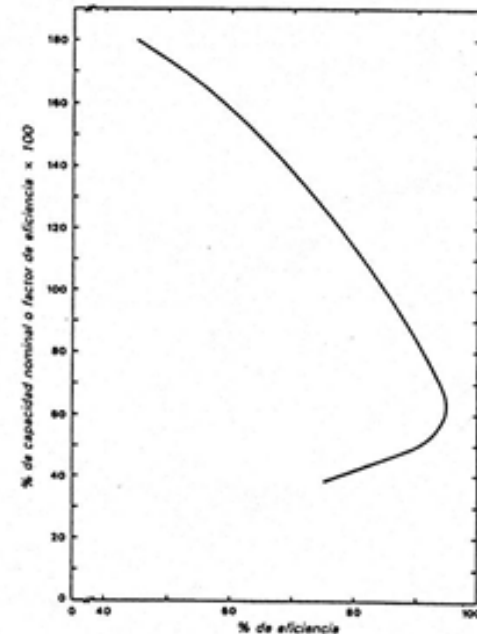


Figura 9.27 Valores típicos del factor de eficiencia K_4 .

SCREENING: capacidad

Tabla 9.8 Valores del factor.

K_5 : Número de cubierta

Cubierta	K_5
Superior	1.00
Segunda	0.90
Tercera	0.80
Cuarta	0.70

K_6 : Ángulo de la criba

Ángulo de inclinación (grados)	K_6
Horizontal	1.20
5	1.15
10	1.05
15	1.00
20	0.95

K_7 : Cribado en húmedo

Tamaño de la abertura (mm)	K_7	Tamaño de la abertura (mm)	K_7
0.8	1.25	9.5	2.25
1.6	1.5	12.7	2.5
3.2	1.75	19.0	2.71
4.75	1.9	25.4	2.9
7.9	2.1		

Se usa K_7 cuando se agrega agua al material a razón de 1 a 2.5 vol. %, Nota: Para tamaños de alimentación mayores de 25 mm, el cribado en húmedo se vuelve mucho menos eficaz. Abajo de 850 μ m, el cribado en húmedo plantea problemas.

K_8 : Forma de la abertura

Forma	K_8
Abertura cuadrada	1.0
Longitud de ranura, 6 o más veces el ancho	1.60
Longitud de ranura, 3 a 6 veces el ancho	1.40
Longitud de ranura, 2 a 3 veces el ancho	1.10
Aberturas circulares	0.80

K_9 : Forma de la partícula

Partículas alargadas, % *	K_9	Partículas alargadas, %	K_9
5	1.00	40	0.75
10	0.95	50	0.70
15	0.90	60	0.65
20	0.85	70	0.60
30	0.80	80	0.55

* El porcentaje de partículas alargadas en la alimentación que tienen una relación de longitud a anchura mayor de 3 a 1, y que tienen un ancho mayor que la mitad del ancho de la abertura pero menor que una y media veces el ancho de la misma.

Nota: los factores K_8 y K_9 son estrechamente interdependientes.

K_{10} : Humedad

Tenacidad o condición de humedad de la superficie, o ambas	K_{10}
Roca húmeda, lodosa o pegajosa en alguna forma; yeso, roca fosfática y similares.	0.75
Material con humedad superficial, procedente de minas o canteras; material de pilas de almacenaje con humedad superficial mayor de 14 vol. % pero no higroscópico.	0.85
Material seco de tajo; sustancias químicas manufacturadas por trituración, secas en terrones. Humedad superficial menor de 10 vol. %.	1.00
Material secado en forma natural, no triturado; materiales que han sido secados antes del cribado; o materiales cribados en estado caliente.	1.25

SCREENING: capacitat

- Mètode basat en la capacitat del garbell (King, 2001).

$$R = I_u \cdot \prod_i k_i$$

$$\prod_i k_i = k_1 \cdot k_2 \cdot \dots \cdot k_i$$

On R és la velocitat d'alimentació en $\frac{t}{h \cdot m^2}$, I_u és la capacitat unitària i $\prod k_i$ és el producte les k 's.

Factor I_u : Factor de capacitat unitària, $\frac{t}{h \cdot m^2}$, que depèn de l'obertura de malla "h" en mm:

$$I_u = 0.783 h + 37$$

si $h \geq 25$ mm

$$I_u = 20 h^{0.33} - 1.28$$

si $h < 25$ mm

On "h" és l'obertura de malla en mm.

Factor k_2 : Factor de mida mitja.

$$k_2 = 2 P^F(0.5 h) + 0.2$$

On $P^F(0.5 h)$ és la massa acumulada a 0.5 h de l'aliment.

SCREENING: capacitat

Factor k_3 : Factor de mides grans.

$$k_3 = 0.914 \cdot e^{e^{(4.22\bar{P}^F(h)) - 3.50}} = 0.914 \exp \exp(4.22\bar{P}^F(h) - 3.50)$$

On $\bar{P}^F(h)$ és la massa acumulada inversa a h de l'aliment:

$$\bar{P}^F(h) = 1 - P^F(h)$$

Factor k_4 : Factor de densitat global de l'aliment.

$$k_4 = \frac{\rho_b}{1600}$$

On ρ_b és la densitat global de l'aliment en kg/m^3 .

Factor k_5 : Factor de posició de malla.

$$K_5 = 1.1 - 0.1 \cdot S$$

On S és la posició desde dalt de la malla, la primera $S = 1$, segona $S = 2$, tercera $S = 3$, ...

SCREENING: capacitat

Factor k_6 : Factor d'inclinació del garbell.

$$K_6 = 1.0 - 0.01 \cdot (\alpha - 15)$$

On α és l'angle d'inclinació del garbell.

Factor k_7 : Factor de garbellat humit (a raó de 1 a 2.5% en volum d'aigua).

$$\begin{aligned} k_7 &= 1.0 + 2.4 \cdot 10^{-4} \cdot (25 - h)^{2.5} && \text{si } h \leq 25 \text{ mm} \\ k_7 &= 1.0 && \text{si } h > 25 \text{ mm} \end{aligned}$$

Factor k_8 , k_9 i k_{10} : Factors iguals al mètode anterior, i caldrà utilitzar les mateixes taules.

SCREENING: modelització

Eficàcia del garbell (model Rosin-Rammler):

$$c(d_i) = 1 - e^{\left[-0,693 \left(\frac{d_i}{d_{50}}\right)^{5,846}\right]}$$

(fracció de massa que no passa la malla)

Afecciones al garbellament (Screening)

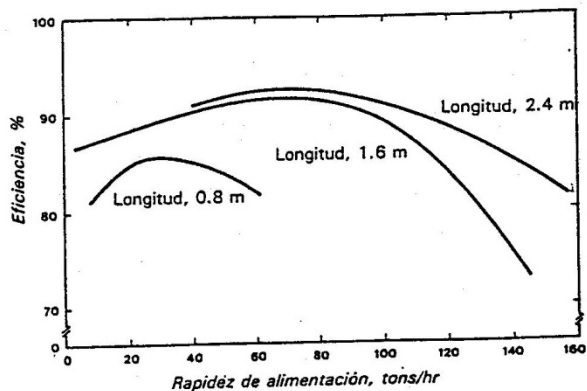


Figura 9.10 Efecto de la rapidez de alimentación y de la longitud en la eficiencia de cribado (obtenido con la ecuación 9.1 o la 9.2). (Según Chubb³²)

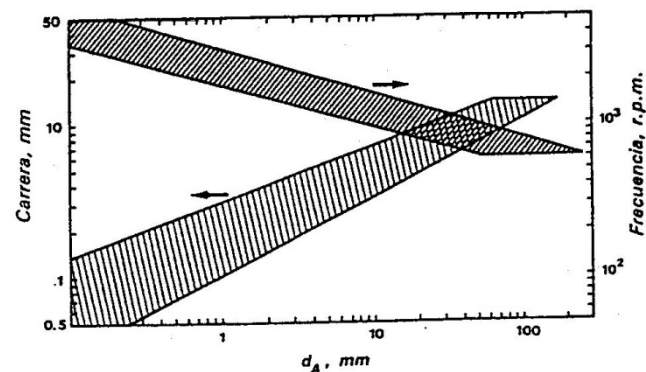


Figura 9.12 Carreras y frecuencias recomendadas para las cribas vibratorias.

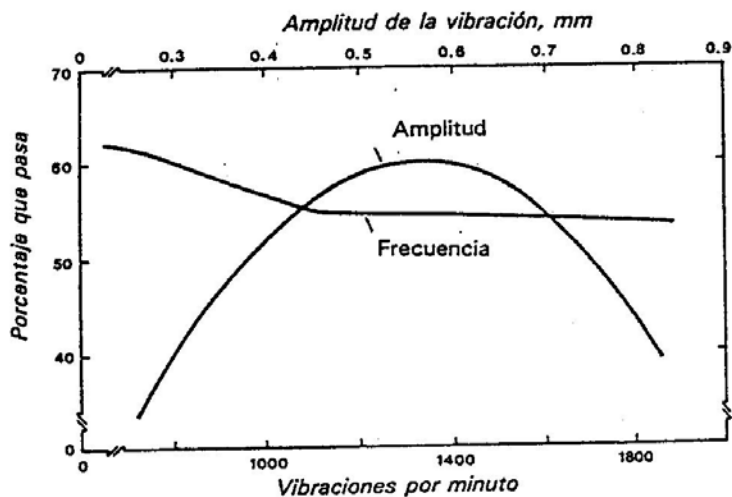


Figura 9.11 Dependencia de la eficiencia de cribado, de la amplitud y la frecuencia de vibración. (Según Dalla Valle³⁵).

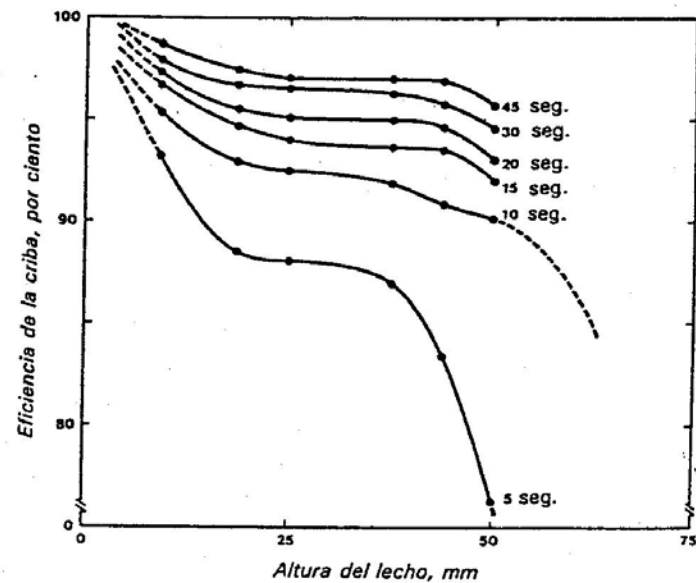


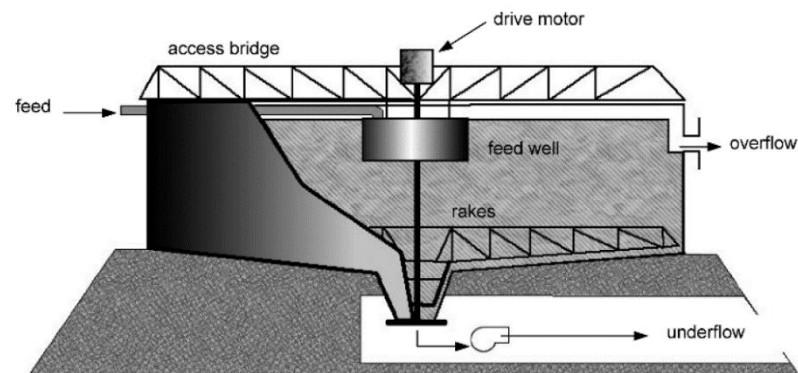
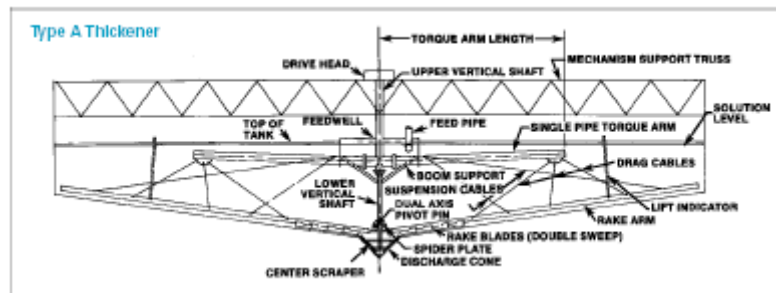
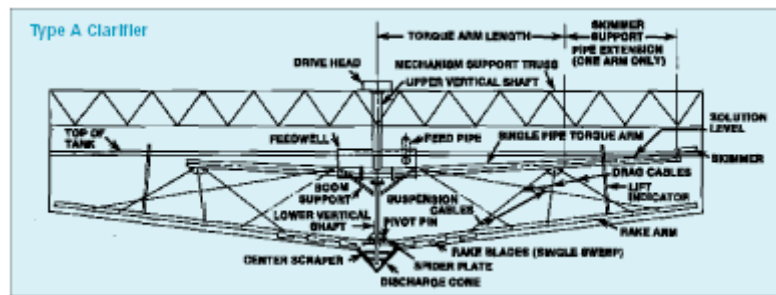
Figura 9.29 Características de respuesta al cribado a tiempo constante de los finos de carbón mineral húmedo. (Cortesía de Triple/S Dynamics, Inc.)

Exercicis:

17, 9, 14, 22, 36, 49, 50, 52, 60, 70.



TEORIA DE LA SEDIMENTACIÓ



INTRODUCCIÓ

La decantació o sedimentació consisteix en la separació, per l'acció de la gravetat, de partícules suspeses el pes específic de les quals és més gran que el del fluid portador.

En el projecte d'un tanc de sedimentació és tan important l'efluent de fins o lleugers com el de grossos o densos.

En funció de la concentració i de la tendència de les partícules a la interacció, es poden definir quatre tipus i/o zones de sedimentació:

- Discreta.
- Floculenta.
- Retardada (o zonal).
- Per compressió.

Aquests tipus es descriuen a la taula 1. És freqüent que la sedimentació es produeixi per fases i que en cada fase actuïn mecanismes diferents, i és possible que els quatre mecanismes de sedimentació es duguin a terme simultàniament.

Analitzarem els mecanismes separatament, tenint en compte la importància de la sedimentació.

Taula 1. Tipus de sedimentació.

Tipus	Descripció
<i>Discreta</i>	Es refereix a la sedimentació de partícules en una suspensió amb baixa concentració de sòlids. Les partícules sedimenten com entitats individuals i no hi ha interacció substancial amb les partícules veïnes.
<i>Floculenta</i>	Es refereix a una suspensió bastant diluïda de partícules que s'agreguen o floculen durant el procés de sedimentació. Quan les partícules s'uneixen augmenten de massa i sedimenten a més velocitat.
<i>Retardada (zonal)</i>	Es refereix a suspensions de concentració intermèdia, en què les forces entre les partícules són suficients per entorpir la sedimentació de les partícules veïnes. Les partícules tendeixen a quedar en posicions relatives fixes i la massa de partícula sedimenta com una unitat. Es desenvolupa una interfície sòlid-líquid a la part superior de la massa que sedimenta.
<i>Per compressió</i>	Es refereix a la sedimentació en la qual les partícules estan concentrades de tal manera que es forma una estructura i la sedimentació només pot tenir lloc com a conseqüència de la compressió d'aquesta estructura. La compressió es produeix per l'augment de pes de les partícules que es van afegint a partir del líquid sobrenedant.

SEDIMENTACIÓ DE PARTÍCULES DISCRETES

Aquest tipus de sedimentació es fonamenta en la llei de Newton, que es basa en la suposició que les partícules són esfèriques amb diàmetres homogenis.

Quan una partícula sedimenta, va accelerant-se fins que les forces que provoquen la sedimentació, en particular el pes efectiu de la partícula, s'equilibren amb la resistència o les forces de fricció que ofereix el líquid. Quan s'arriba en aquest equilibri, la partícula assoleix una velocitat de sedimentació constant, denominada velocitat final de sedimentació de la partícula.

Aplicant el principi d'Arquimedes, la força que provoca la sedimentació (F_S) d'una partícula en un líquid és la diferència entre el seu pes i l'empenta hidrostàtica:

$$F_S = m_S g - m_L g = V \rho_S g - V \rho_L g = V g (\rho_S - \rho_L) \quad [1]$$

On:

m_S és la massa del sòlid.
 m_L és la massa del líquid desallotjat.
 V és el volum del sòlid.
 ρ_S és la densitat del sòlid.
 ρ_L és la densitat del líquid.
 g és l'acceleració de la gravetat.

La força de fricció (F_D) queda definida com:

$$F_D = \frac{C_D \cdot A_P \cdot \rho_L \cdot v^2}{2} \quad [2]$$

On:

C_D és el coeficient de fricció.
 A_P és l'àrea projectada sobre un pla normal a v .
 v és la velocitat relativa entre partícula i líquid.

A la figura 1 es veuen les forces que actuen sobre la partícula.

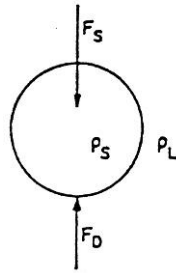


Figura 1. Sedimentació d'una partícula.

Per a les condicions que defineixen la velocitat final de sedimentació (v_s), $F_s = F_D$, que no és més que igualar les equacions [1] i [2], i resulta:

$$V \cdot g(\rho_S - \rho_L) = \frac{C_D \cdot A_P \cdot \rho_L \cdot v^2}{2}$$

On:

$$v = v_s = \text{velocitat final de sedimentació}$$

Per al cas de partícules esfèriques, substituint:

$$A_P = \frac{\pi d^2}{4}$$

$$V = \frac{\pi \cdot d^3}{6}$$

L'equació final és la llei de Newton:

$$v_s = \left[\frac{4 \cdot g \cdot (\rho_S - \rho_L) \cdot d}{3 \cdot C_D \cdot \rho_L} \right]^{\frac{1}{2}} = \sqrt{\frac{4 \cdot g \cdot (\rho_S - \rho_L) \cdot d}{3 \cdot C_D \cdot \rho_L}} \quad [3]$$

L'anàlisi dimensional indica que el coeficient de fricció d'un sòlid llis en un fluid no compressible depèn del nombre de Reynolds de partícula i dels factors de forma que siguin necessaris. Per a una forma determinada:

$$C_D = f(N_{Re,p})$$

El nombre de Reynolds de partícula es defineix com:

$$N_{Re,p} = \frac{\rho_L \cdot v_s \cdot d}{\mu} \quad [4]$$

On:

μ és la viscositat dinàmica del líquid en kg/m s.

A la figura 2 es representen corbes típiques de C_D respecte de $N_{Re,p}$, per a esferes, cilindres llargs i discs. Les variacions de les corbes de C_D respecte de $N_{Re,p}$ per a diferents nombres de Reynolds són el resultat de la interrelació dels diferents factors que controlen la fricció, tant de forma com de paret. Aquests efectes poden analitzar-se estudiant el cas d'una esfera.

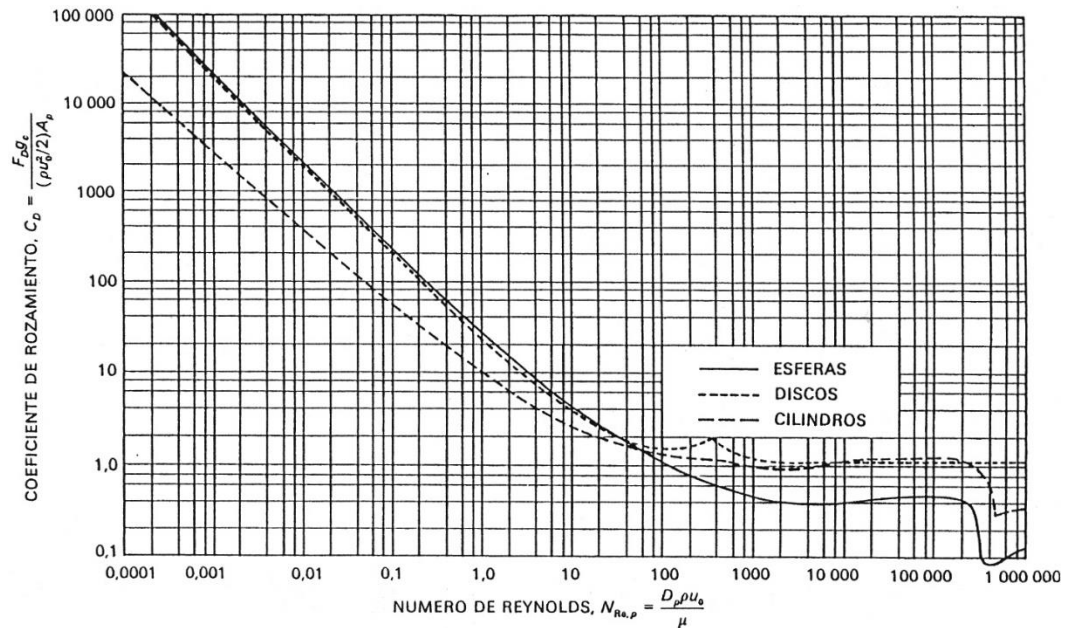


Figura 2. Coeficients de fregament.

Per a una esfera l'equació general aproximada seria:

$$C_D = \frac{b}{N_{Re,p}^n} \quad [5]$$

En la qual els coeficients b i n per a les diferents regions són els indicats a la taula 2.

Taula 2. Valors dels coeficients b i n

Zona	b	n	Equació
Zona de Stokes $N_{Re,p} < 2$	24	1,0	$C_D = \frac{24}{N_{Re,p}}$ [6]
Zona de transició $2 < N_{Re,p} < 500$	18,5	0,6	$C_D = \frac{18,5}{N_{Re,p}^{0,6}}$ [7]
Zona de Newton $N_{Re,p} > 500$	0,4	0,0	$C_D = 0,4$ [8]

Zona de Stokes

En aquesta zona un terç de la fricció es deu a la forma de partícula i els altres dos terços al tipus de paret de partícula. A les velocitats més baixes la partícula es mou a través del fluid i el deforma. El moviment de l'esfera afecta el fluid en distàncies considerables; si a menys de 20-30 diàmetres hi ha una paret de recipient, cal corregir la llei de Stokes per tenir en compte l'efecte d'aquesta paret. El flux descrit per aquesta llei es denomina *flux reptant*.

Així doncs, l'equació de C_D linealitzada és:

$$\log C_D = -\log N_{Re,p} + \log 24 \quad [9]$$

Per poder substituir en l'equació de Newton [3], primer serà necessari substituir el Reynolds, de manera que quedi:

$$C_D = \frac{24}{N_{Re,p}} = \frac{24}{\frac{\rho_L \cdot v_s \cdot d}{\mu_L}} \quad [10]$$

Substituint en [3] s'obté la llei de Stokes:

$$v_s = \frac{(\rho_s - \rho_L)gd^2}{18\mu_L} = K \cdot d^2 \quad [11]$$

Aquesta equació escrita linealitzada és:

$$\log v_s = 2 \log d + \log K = 2 \log d + C \quad [12]$$

D'aquesta forma, un gràfic doble logarítmic de v_s respecte de d dona una recta de pendent 2 (figura 3.3).

Zona de transició

A mesura que augmentem el nombre de Reynolds, es produeix un augment de la fricció de forma, com a conseqüència del deixant, i s'origina al deixant una succió en la direcció contrària al moviment de la partícula. Tot això dona com a resultat un valor de fricció total més gran que si s'apliqués l'equació de la zona de Stokes.

Així doncs, l'equació de C_D d'aquesta zona linealitzada és:

$$\log C_D = -0,6 \log N_{Re,p} + \log 18,5 \quad [13]$$

Per poder substituir en l'equació de Newton [3], primer serà necessari substituir el Reynolds, de manera que quedi:

$$C_D = \frac{18,5}{N_{Re,p}^{0,6}} = \frac{18,5}{\left(\frac{\rho_L \cdot v_s \cdot d}{\mu_L}\right)^{0,6}} \quad [14]$$

Substituint en [3] s'obté:

$$v_s = \left[\left(\frac{4g}{55,5} \right) \left(\frac{\rho_L^{0,6}}{\mu_L^{0,6}} \right) \left(\frac{\rho_s - \rho_L}{\rho_L} \right) \right]^{-0,7143} \cdot d^{1,143} = K' \cdot d^{1,143} \quad [15]$$

Aquesta equació escrita linealitzada és:

$$\log v_s = 1,143 \log d + \log K' = 1,143 \log d + C' \quad [16]$$

D'aquesta forma, un gràfic doble logarítmic de v_s respecte de d dona una recta de pendent 1,143 (figura 3.3).

Zona de Newton

Per a Reynolds moderats els vòrtexs es desprenen del deixant d'una manera regular, cosa que dona lloc, aigües avall, a una sèrie de vòrtexs mòbils que es denomina *carrer de vòrtexs*. En canvi, per a nombres de Reynolds superiors, els vòrtexs ja no es desprenen del deixant. Es forma una capa límit estable. La capa límit creix i se separa, de manera que flueix lliurement al voltant del deixant després de la separació. Al principi el flux de la capa límit és laminar, tant abans com després de la separació. En aquest cas el coeficient de fricció és constant. En augmentar encara més el Reynolds passa a ser turbulent i s'origina una caiguda de la fricció fins a 0,1, amb Reynolds de prop de 250.000. Per a Reynolds superiors a 300.000 la fricció ja es manté constant.

Així doncs, l'equació de C_D d'aquesta zona linealitzada és:

$$\log C_D = \log 0,4 = 0,0 \log N_{Re,p} + \log 0,4 \quad [17]$$

Substituint $C_D = 0,4$ en [3] s'obté:

$$v_s = \left[\left(\frac{4 \cdot g}{3 \times 0,4} \right) \cdot \left(\frac{\rho_s - \rho_L}{\rho_L} \right) \right]^{0,5} \cdot d^{0,5} = K'' \cdot d^{0,5} \quad [18]$$

Aquesta equació escrita linealitzada és:

$$\log v_s = 0,5 \log d + \log K'' = 0,5 \log d + C'' \quad [19]$$

D'aquesta forma, un gràfic doble logarítmic de v_s respecte de d dona una recta de pendent 0,5 (figura 3).

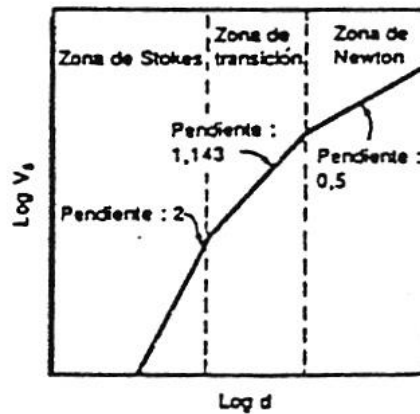


Figura 3. Gràfic logarítmic de la velocitat de sedimentació en funció del diàmetre de partícula.

La corba de C_D vs. $N_{Re,p}$ per a un cilindre infinitament llarg que circula en la direcció longitudinal és molt més semblant a la d'una esfera, però per a nombres de Reynolds baixos C_D no varia de forma inversament proporcional amb el $N_{Re,p}$ a causa del caràcter bidimensional del flux al voltant del cilindre. Per a cilindres curts, com ara pèl·lets, el C_D està entre els valors d'esferes i cilindres llargs, i sí que varia inversament amb el Reynolds per a valors baixos. Els discs no presenten la caiguda del C_D en valors alts, ja que quan es fa el règim turbulent a la capa límit els corrents no retornen a la part posterior i el deixant no s'estreny. Els sòlids amb aquest tipus de comportament reben el nom de *coscos escarpats*.

Per a partícules irregulars, com ara sorra o carbó, són del mateix valor que per a esferes de la mateixa mida nominal si el Reynolds és inferior a 10^5 . Tanmateix, la corba es descompensa per a valors del Reynolds al voltant de 100, i els valors de C_D són de dues a tres vegades més grans en l'interval 500-1.000 del Reynolds. S'han trobat resultats similars per a partícules isomètriques com ara cubs i tetràedres.

CÀLCUL DE LA VELOCITAT DE SEDIMENTACIÓ

diàmetre de partícula =	0,3	mm =	0,0003	m
densitat mineral =	2,7	g/cm ³ =	2700	kg/m ³
densitat líquid =	1	g/cm ³ =	1000	kg/m ³
viscositat líquid =	0,001	kg/m s		

Suposem vs	Rep	Cd	vs
0,1	30	2,403804	0,052679
0,052679	15,80377	3,531143	0,043464
0,043464	13,03925	3,962965	0,041028
0,041028	12,30836	4,102529	0,040324
0,040324	12,09719	4,145349	0,040115
0,040115	12,03454	4,158282	0,040053
0,040053	12,01582	4,16217	0,040034
0,040034	12,0102	4,163337	0,040028
0,040028	12,00852	4,163687	0,040027
0,040027	12,00801	4,163792	0,040026
0,040026	12,00786	4,163823	0,040026

Suposem

Calculem

v' (m/s)	Re			C _D	C _D	v (m/s)
0,040026	12,0078	Stokes (Re	1,998701	0	0	0,040026
		Transició (4,163837	4,163837	4,163837	
		Newton (R	0,4	0	0	

Concepte de tanc rectangular de sedimentació ideal

Aquest concepte s'utilitza per poder arribar a les equacions de disseny de tancs. El model per a un decantador de secció rectangular consisteix en quatre zones:

1. *Zona d'entrada.* En la qual el flux pot considerar-se laminar. Se suposa que a la capa límit d'aquesta zona les partícules es distribueixen uniformement segons la secció d'entrada.
2. *Zona de sedimentació.* Se suposa que la partícula deixa d'estar suspesa quan arriba al fons d'aquesta zona.
3. *Zona de sortida.* Aquí es recull l'aigua abans del tractament posterior.
4. *Zona de llots.* Aquesta zona és la reservada per a la retirada dels llots.

Les trajectòries de sedimentació de les partícules que entren a la zona de sedimentació en els punts x i x' , són les indicades amb les línies xy , $x'y'$, xy'' i $x'y''$ a la figura 4. Aquestes trajectòries són el resultat dels dos vectors components de la velocitat.

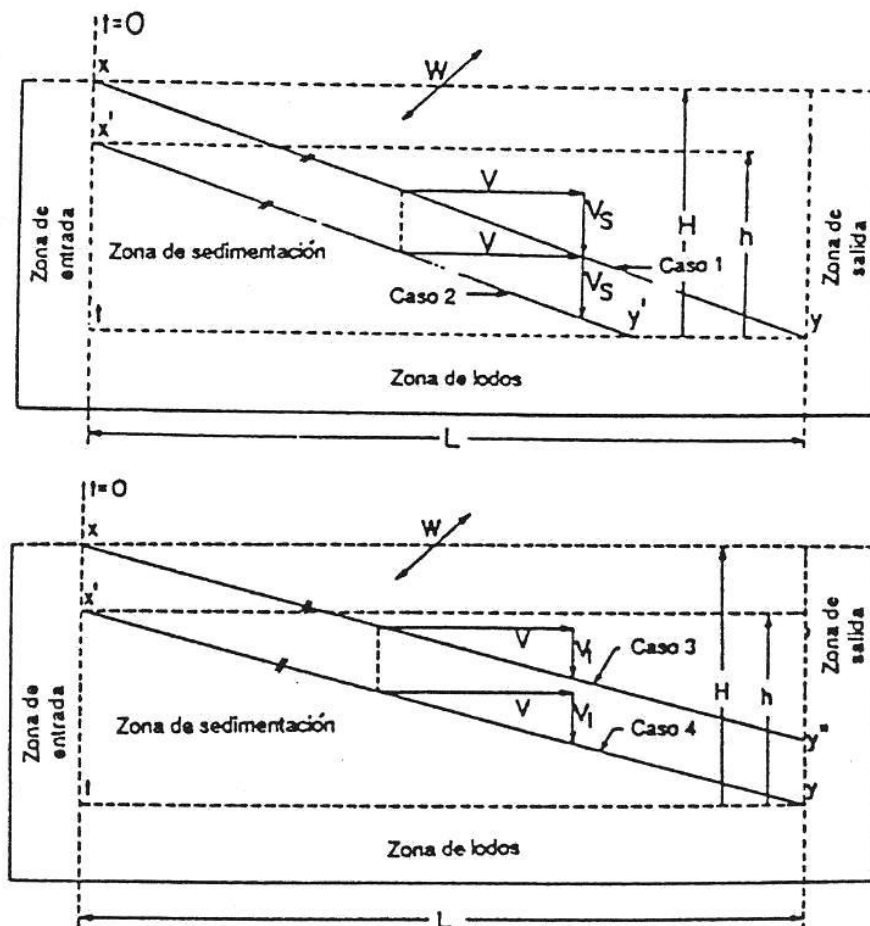


Figura 4. Model del tanc en sedimentació discreta.

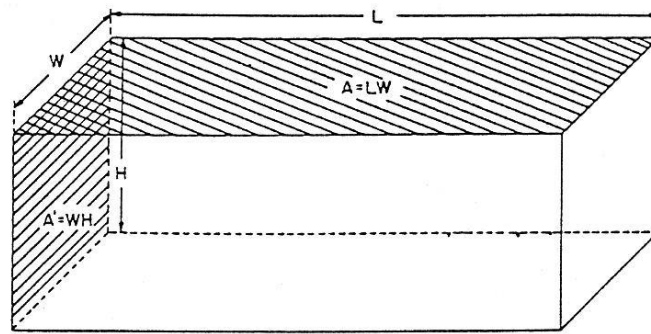


Figura 5. Geometria de la zona de sedimentació.

La velocitat de pas v , segons la figura 5, ve donada per l'equació:

$$v = \frac{Q}{A'} = \frac{Q}{W \cdot H} \quad [20]$$

On:

- v és la velocitat de pas del fluid en m/s.
- Q és el cabal en m^3/s .
- A' és l'àrea de pas en m^2 .
- W i H són les longituds dels costats en m.

La velocitat de sedimentació, representada a la figura 4 com v_s i v_i , respectivament, en el cas de sedimentació discreta és constant en les seves trajectòries. Això és perquè una partícula no està sotmesa a cap procés de coalescència, de manera que sedimenta a velocitat uniforme. Per a sedimentació amb floculació la situació és diferent. La figura 6 il·lustra la trajectòria típica per a sedimentació d'un procés de floculació. A la vegada té lloc la coalescència amb les partícules pròximes i, de forma progressiva, el diàmetre efectiu de les partícules augmenta, de manera que també ho fa la seva velocitat de sedimentació. El resultat és que la trajectòria de precipitació és corba, en contrast amb la línia recta per a la sedimentació de partícules discretes.

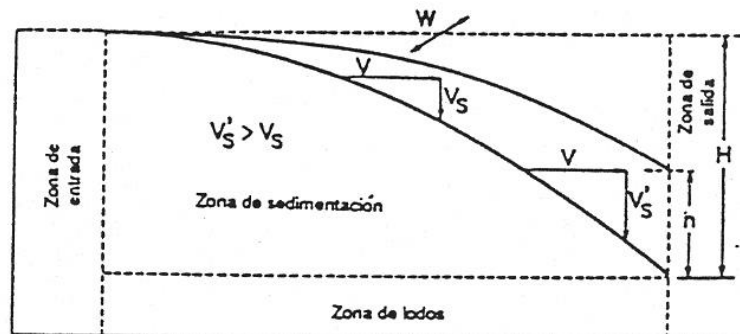


Figura 6. Trajectòria per a un procés de floculació.

Examinarem els casos relacionats amb la figura 4, considerant que una partícula ha sedimentat quan assoleix la part inferior del tanc de sedimentació.

Cas 1 (figura 4). Una partícula que en moment zero ($t = 0$) està situada en el punt x i té una velocitat de sedimentació igual a v_s . Aquesta partícula és eliminada en y (trajectòria xy).

Cas 2 (figura 4). Una partícula que en moment zero ($t = 0$) està situada en el punt x' i té una velocitat de sedimentació v_s . Aquesta partícula és eliminada a l'esquerra de y en y' (trajectòria $x'y'$).

Si la velocitat de sedimentació és més gran a v_s , assoleix el fons a l'esquerra de y' . La figura 4 representa aquestes mateixes partícules però amb una velocitat $v_i < v_s$ (és a dir, $d_i < d_s$).

Cas 3 (figura 4). Una partícula que en moment zero ($t = 0$) està situada en el punt x i té una velocitat de sedimentació v_i . Aquesta partícula no s'elimina perquè no assoleix el fons del tanc (trajectòria ty).

Cas 4 (figura 4). Una partícula que en moment zero ($t = 0$) està situada en el punt x' i té una velocitat de sedimentació v_i . Aquesta partícula se separa perquè sí que assoleix el fons del tanc (trajectòria $x'y$).

Considerant els triangles semblants de la figura 4, arribem a les següents relacions:

$$\frac{v}{v_s} = \frac{L}{H} \quad [21]$$

$$\frac{v}{v_i} = \frac{L}{h} \quad [22]$$

Igualant les equacions [21] i [22]:

$$\frac{v_s}{H} = \frac{v_i}{h} \quad [23]$$

Aleshores podem escriure:

$$\frac{v_i}{v_s} = \frac{h}{H}$$

Com la concentració de partícules és uniformement repartida a llarg de l'alçada H , l'alçada h representa la fracció de partícules amb velocitat de sedimentació v_i que sedimenten dins el tanc. Aleshores aquest quocient

representarà la fracció de partícules de velocitat inferior a la de disseny del tanc que sedimenten degut a la seva condició de menor alçada a l'entrada del sedimentador. Aïllant v de l'expressió [21]:

$$v = \frac{L \cdot v_s}{H} \quad [24]$$

I substituint a la [20]:

$$Q = v \cdot WH = \frac{L \cdot v_s \cdot WH}{H} = v_s \cdot LW = v_s \cdot A \quad [25]$$

$$A = \frac{Q}{v_s}$$

On A és l'àrea horitzontal de la zona de sedimentació.

De l'equació [25] es deriva que el rendiment de la sedimentació és funció de l'àrea de la secció horitzontal, més que de la profunditat. Les úniques raons per utilitzar profunditats raonables són:

- Els requisits de profunditat per als rascadors mecànics que retiren els llots.
- La voluntat que la velocitat de pas v es conservi en uns límits i que no tingui lloc l'arrossegament de les partícules dipositades.

La velocitat v ha d'estar per sota de la velocitat d'arrossegament. L'arrossegament ocorre quan la velocitat de pas és suficient per fer passar les partícules dipositades a la suspensió. L'arrossegament no és un problema en els grans dipòsits de sedimentació, però pot ser un factor important als canals estrets.

La velocitat mínima amb què s'inicia l'arrossegament, v_c (en mm/s), de partícules de diàmetre d o inferior, pot calcular-se a partir de la següent equació empírica:

$$v_c = \sqrt{\frac{8\beta g d (s-1)}{f}} \quad [26]$$

On:

β és una constant que depèn del tipus de material arrossegat (0,04 per a sorra unigranular i 0,06 per a matèria més agregada).

g és l'acceleració de la gravetat en mm/s^2 .

d és el diàmetre de la partícula més gran arrossegada en mm.

s és el pes específic de la partícula $\left(s = \frac{\rho_s}{\rho_{\text{agua}}} \right)$.

f és el factor de fricció de Weisbach-D'Arcy (els valors típics són entre 0,02 i 0,03; per a ciment com a material de fons del tanc pren el valor de 0,03).

$$A_T = \frac{Q}{v_c}$$

On A_T és l'àrea transversal en m^2 .

Els postulats fonamentals per al concepte de tanc de sedimentació ideal són:

- Distribució uniforme de les partícules a la secció d'entrada.
- La partícula es considera separada quan assoleix el fons del tanc.

Amb aquests postulats es dedueixen les següents afirmacions:

- Totes les partícules amb velocitat de sedimentació $v_i \geq v_s$ se separen.
- Les partícules amb velocitat de sedimentació $v_i < v_s$ se separen en la proporció v_i/v_s .

La segona afirmació es deriva de la figura 3.6, ja que les partícules per sobre de x' no se separen, mentre que les que hi estan per sota sí. Així doncs, la relació h/H ens dóna la fracció de partícules separades, ja que segons el primer postulat la distribució de partícules és uniforme en tota l'entrada. Com que, segons l'expressió [23], es pot escriure $\frac{h}{H} = \frac{v_i}{v_s}$, ja queda demostrada la segona afirmació.

El flux de sòlids o factor de càrrega queda definit com la velocitat de sedimentació d'una partícula al llarg de la profunditat del tanc en el període de residència:

$$\frac{Q}{A} = v_s \left[\text{en } \frac{m^3}{m^2 s} = \frac{m}{s} \right]$$

El temps de residència (τ en s) es defineix com:

$$\tau = \frac{V}{Q} = \frac{A \cdot H}{Q} \quad [27]$$

On:

V és el volum del tanc en m³.

Q és el cabal en m³/s.

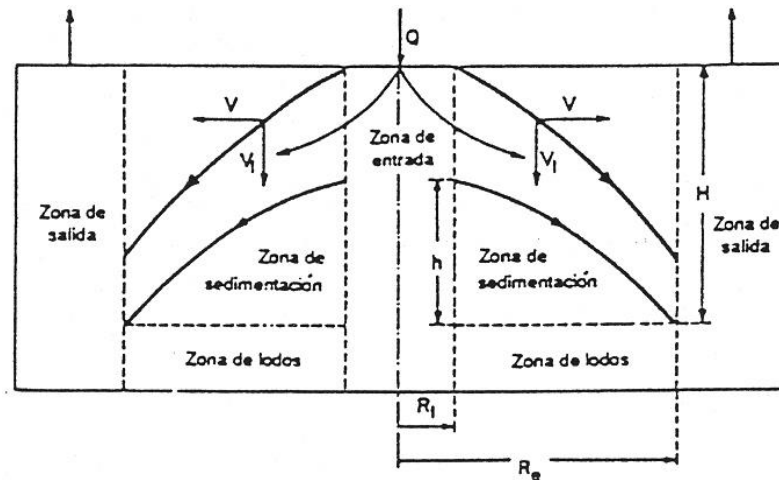


Figura 7. Model d'un tanc de sedimentació circular.

Concepte de tanc circular de sedimentació ideal

Aquest és el cas de la figura 7. En aquesta ocasió el component horitzontal de la velocitat, v, varia amb el radi (si l'alimentació és central), d'acord amb l'equació:

$$v = \frac{Q}{A'} = \frac{Q}{2\pi Hr} \quad R_i \leq r \leq R_e \quad [28]$$

Com que v varia amb el radi i la velocitat de sedimentació v_s o v_s és constant, la trajectòria és corba. El pendent de la corba en un punt ve donat per:

$$\frac{-dh}{dr} = \frac{v_s}{v} \quad [29]$$

Multiplicant numerador i denominador per 2πrH:

$$\frac{-dh}{dr} = \frac{2\pi r H v_s}{2\pi r H v} = \frac{2\pi r H v_s}{Q} \quad [30]$$

Com que Q és el cabal, s'obté multiplicant la velocitat de passada, v, per l'àrea de passada, 2πrH.

Resolent l'equació diferencial [30]:

$$\int_h^0 \frac{-dh}{H} = \int_{R_i}^{R_e} \frac{2\pi v_s r}{Q} dr$$

$$\frac{h}{H} = \frac{v_s \cdot \pi (R_e^2 - R_i^2)}{Q} = \frac{v_s \cdot A}{Q} = \frac{v_s}{v} \quad [31]$$

I queda la mateixa equació que la ja coneguda [23] per a tancs rectangulars.

Càlcul de la fracció de partícules eliminades

Com ja s'ha explicat, les partícules que s'eliminen seran les que tenen una velocitat de sedimentació $v_i > v_s$, on v_s és la velocitat de sedimentació utilitzada per al disseny del tanc. Però a més també s'eliminen partícules amb $v_i < v_s$, en la proporció X_R , en tant per un:

$$X_R = \frac{v_i}{v_s} \quad [32]$$

Així, per a cada v_i tenim el percentatge de partícules amb aquesta velocitat que s'eliminen. Per conèixer el percentatge total de partícules (P_1), més petites en velocitat de sedimentació que v_s , que s'elimina, haurem d'integrar de la següent manera:

$$P_1 = \int_0^{x_s} \frac{v_i}{v_s} dx \quad [33]$$

On x és la fracció de partícules amb una velocitat de sedimentació v_i i x_s és la fracció de partícules amb velocitat de sedimentació v_s .

Així, $1-x_s$ serà la fracció de partícules amb $v_i > v_s$, que són les que s'eliminen totalment.

Unint els dos termes obtenim la fracció total de partícules separades (P) en un decantador de sedimentació discreta amb velocitat de sedimentació de disseny v_s :

$$P = (1 - x_s) + \int_0^{x_s} \frac{v_i}{v_s} dx \quad [34]$$

Per poder fer aquest càlcul cal disposar de la representació gràfica x respecte de v , ja que a la pràctica resulta molt difícil trobar aquesta relació matemàtica.

Per arribar al gràfic anteriorment esmentat i poder fer la integral numèrica caldrà disposar inicialment de la granulometria del sòlid, i per a cada granulometria s'haurà de determinar la velocitat de sedimentació.

Amb aquests valors ja podem realitzar la representació gràfica abans indicada (figura 8) i fer la integral numèrica de l'equació [34].

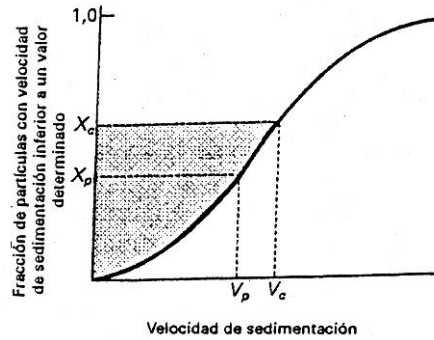


Figura 8. Esquema de l'anàlisi de la sedimentació discreta.

Una altra forma d'obtenir aquests valors, per a partícules més petites, és fent un assaig de sedimentació. L'assaig consistiria en:

1. Fer un assaig de sedimentació discreta amb la mostra problema en què mesurem, en una proveta graduada, a intervals de temps la concentració de sòlids en suspensió (SS).
2. Podem calcular la fracció de sòlids al líquid si dividim tots els SS pel SS_0 (inicial a temps zero).
3. Sabent l'altura total del líquid H , respecte al fons de la proveta, podem calcular, per a cada temps en què determinem SS, la velocitat de sedimentació, v_i .
4. Ara ja tenim per a la nostra mostra una relació de v respecte de x .

Així, aquest esquema queda resumit a la taula següent:

Temps	SS_i	$x_i = SS_i/SS_0$	$v_i = H/t_i$
t_0	SS_0	X_0	V_0
t_1	SS_1	X_1	V_1
t_2	SS_2	X_2	V_2
...
t_n	SS_n	X_n	V_n
...

SEDIMENTACIÓ FLOCULENTA

En solucions diluïdes, les partícules no es comporten com partícules discretes, sinó que tendeixen a agregar-se les unes a les altres durant el procés de sedimentació. Així que es produeix la coalescència o floculació, la massa de la partícula va augmentant i es diposita a més velocitat. La mesura en la qual es desenvolupi el fenomen de la floculació depèn de la possibilitat de contacte entre partícules, que al seu torn depèn de diversos aspectes:

- Profunditat del tanc.
- Gradient de velocitat del sistema.
- Concentració de partícules.
- Mida de partícules.

L'efecte d'aquestes variables es pot determinar mitjançant un assaig de sedimentació floculenta en laboratori. Mitjançant aquest assaig es determinen també els criteris de disseny del sistema.

Aquest és el procés de l'assaig de sedimentació floculenta:

- S'agafa una mostra del fluid.
- Es col·loca en una columna del tipus de la figura 9.

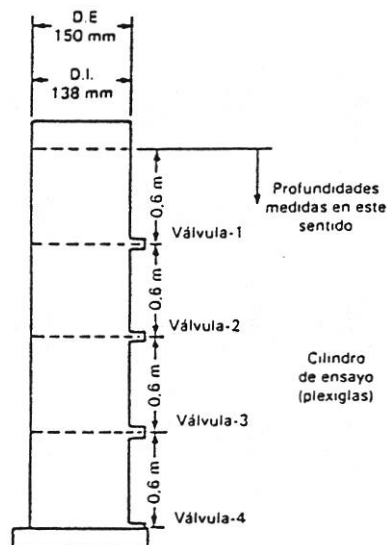


Figura 9. Columna de sedimentació de laboratori.

- L'alçària de la columna ha de ser aproximadament la del tanc que es pretén dissenyar.
- La concentració es manté uniforme en la columna al principi de l'assaig mitjançant un agitador portàtil.
- La temperatura es manté constant durant els assaigs.
- Es van agafant mostres dels punts de mostreig (vàlvules 1, 2, 3, i 4) per unitat de temps.

A la pràctica n'hi ha prou amb una columna de 2,4 m d'alçària, amb obertures de mostreig a 0,6, 1,2, 1,8 i 2,4 m de la part superior. Les dades del punt de mostreig a 2,4 m s'utilitzen per a determinacions de compactació i concentració de llots.

Els càlculs del disseny amb els resultats de l'assaig són:

- a) Les dades són per a cada altura (vàlvula 1 h_1 , vàlvula 2 h_2 i vàlvula 3 h_3) i representen la variació de sòlids en suspensió SS amb el temps.

Altura\temps	t_0	t_1	...	t_n
h_1	SS_0	SS_{11}	...	SS_{n1}
h_2	SS_0	SS_{12}	...	SS_{n2}
h_3	SS_0	SS_{13}	...	SS_{n3}

- b) Es representa gràficament h respecte de t , posant en cada punt la x_{ij} (fracció de sòlids en eliminats que s'obté amb l'expressió, $x_{ij} = 1 - \frac{SS_{ij}}{SS_0}$). Unint amb línies els punts d'igual x s'obté un gràfic del tipus de la figura 10.

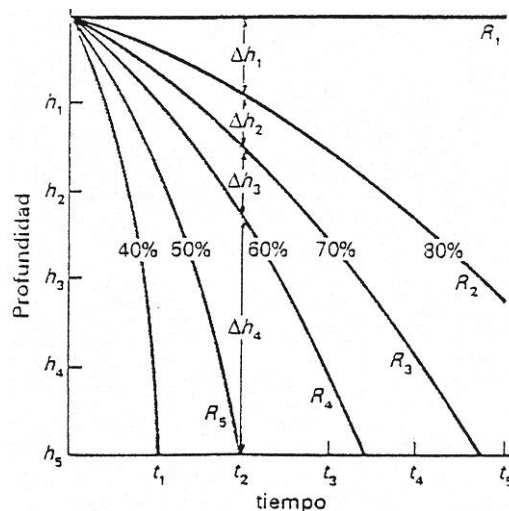


Figura 10. Corbes d'igual eliminació percentual de partícules floculentes

- c) Com que aquest gràfic resulta difícil de construir a causa de la poca quantitat de punts, una altra alternativa és seguir aquests passos: primer fer la taula següent i representar el gràfic de x respecte de t . Per obtenir-lo anem llegint per a cada t el valor de x segons h , de manera que creem una taula del tipus:

Temps	x (fracció de sòlids eliminats)		
	h ₁	h ₂	h ₃
t ₁	X ₁₁	X ₁₂	X ₁₃
t ₂	X ₂₁	X ₂₂	X ₂₃
...
t _n	X _{n1}	X _{n2}	X _{n3}

Que representem gràficament en la figura 11.

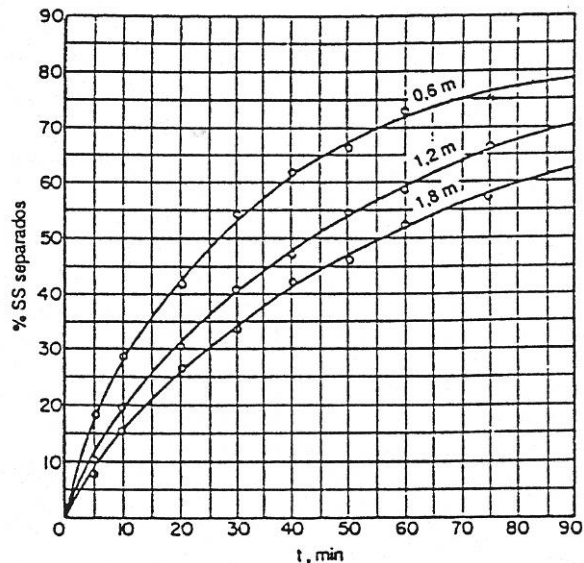


Figura 11. Sòlids en suspensió separats en funció del temps.

d) Ara només falta construir el gràfic de profunditat respecte de temps, h *versus* t. Per arribar a aquest gràfic és necessari llegir el gràfic anterior, on per a cada valor de x (fracció de sòlids separats) llegim els valors de t segons el valor de h i obtenim la taula:

x	t		
	h ₁	h ₂	h ₃
X ₁	t ₁₁	t ₁₂	t ₁₃
X ₂	t ₂₁	t ₂₂	t ₂₃
...
X _n	t _{n1}	t _{n2}	t _{n3}

Ara ja podem dibuixar el gràfic de h respecte de t, unint les línies d'igual valor a x, i el resultat correspon a la figura 10 indicada abans.

La velocitat efectiva de sedimentació v_s , amb una altura de columna h_5 , ve definida en aquest cas:

$$v_s = \frac{h_5}{t} \quad [35]$$

Com ja sabem, segons l'equació [23] i [32], la fracció de partícules eliminades és la relació de h/H .

Segons la figura 10, per a un temps t_2 , s'elimina R_5 (el 50 % de partícules), que correspon a aquelles partícules amb velocitat de sedimentació superior o igual a l'efectiva, $v_s = h_5/t_2$.

Les partícules amb velocitats de sedimentació efectives entre R_4 i R_5 , s'eliminen en un percentatge definit per $\frac{\sum_{i=1}^{i=3} \Delta h_i}{h_5} (R_4 - R_5)$, i anàlogament entre R_3 i R_4 s'eliminen en un percentatge definit per $\frac{\sum_{i=1}^{i=2} \Delta h_i}{h_5} (R_3 - R_4)$, etc.

Així, segons la figura 10, l'eliminació de sòlids percentual (P) per a un tanc de profunditat h_5 després d'un temps de residència t_2 s'estima amb la següent expressió:

$$P = R_5 + \sum_{n=1}^{n=4} \left[\frac{\sum_{i=1}^{i=n-1} \Delta h_i}{h_5} (R_n - R_{n+1}) \right] \quad [36]$$

Per tenir en compte el traspàs de valors de laboratori a procés, les velocitats de sedimentació de projecte són els valors teòrics multiplicats per 0,65-0,85, mentre que els temps de residència s'afecten entre 1,25 i 1,5.

SEDIMENTACIÓ ZONAL O RETARDADA

Aquest tipus de sedimentació s'obté en decantadors que excedeixen de 500 mg/l. Vegem què ocorre quan una suspensió de llots es col·loca en un cilindre de sedimentació (figura 12).

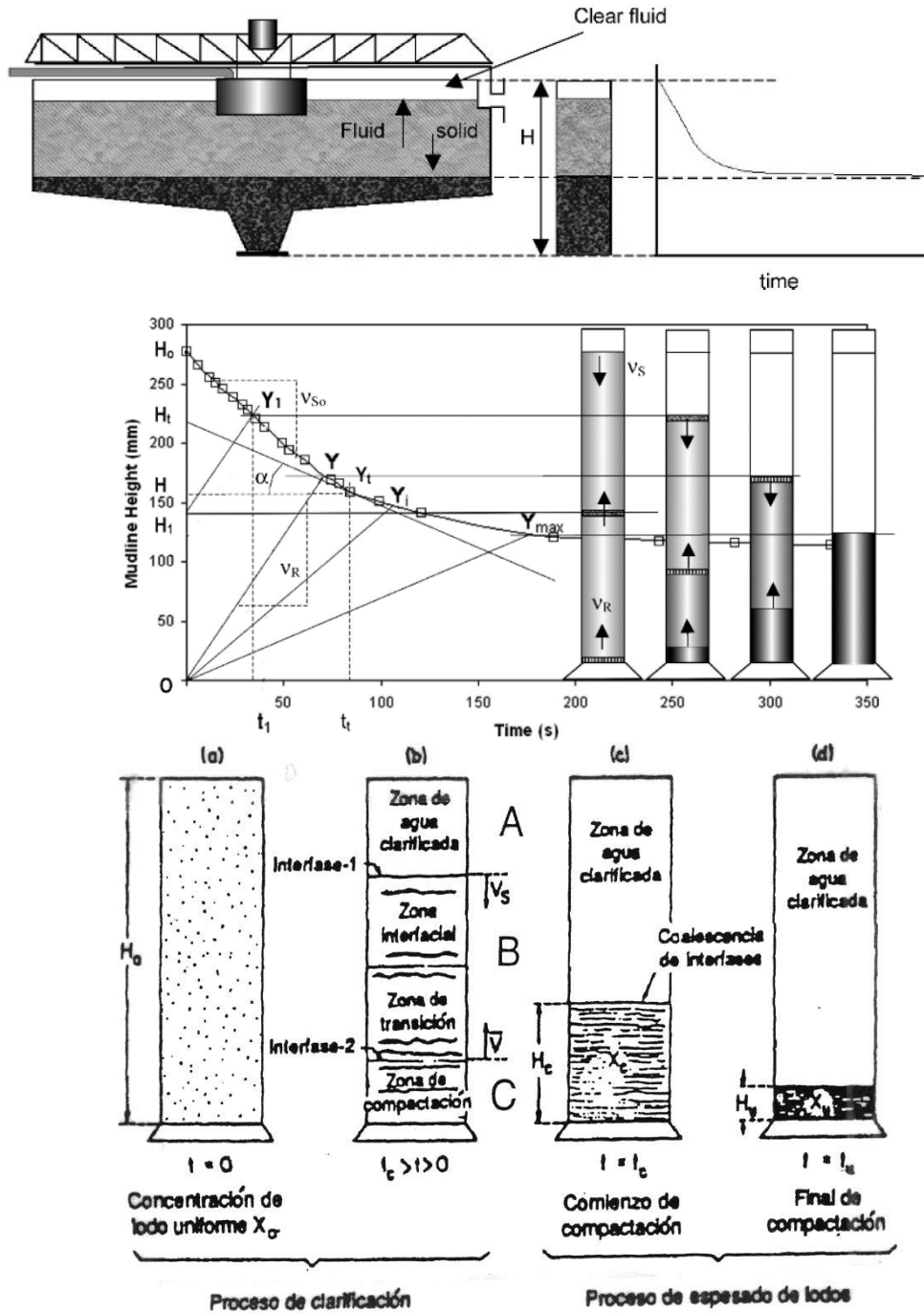


Figura 12. Sedimentació per zones.

Els llots comencen a precipitar i s'estableix una interfície (interfície 1) entre la capa de llots que decanta i el líquid aclarit. La zona inferior al

líquid aclarit es denomina *zona interfacial*. La concentració d'aquesta zona és uniforme i decanta tot això com una capa a velocitat constant, a causa bàsicament de l'elevada concentració de sòlids que fa que les partícules entrin en contacte i s'obstrueixin en la sedimentació, de manera que es mantenen constants les seves posicions relatives. Simultàniament en el fons del cilindre comença la *zona de compactació* dels llots, i aquí també hi ha una altra interfície (interfície 2), que també avança a velocitat constant. Entre les dues zones hi ha una *zona de transició*. La zona on hi ha el traspàs de les velocitats es caracteritza per tenir en el mateix sentit l'increment de densitat i viscositat i la disminució de la velocitat.

El disseny d'aquest tipus d'equips es pot fer sobre la base de dues tècniques diferents:

- a) Dades obtingudes de l'assaig de sedimentació simple (*batch*).
- b) Mètode de flux de sòlids.

Assaig de sedimentació simple (*batch*)

A efectes de disseny és necessari el càlcul de tres factors: superfície de clarificació, superfície d'espessiment i taxa d'extracció de fangs.

El mètode desenvolupat per Talmadge i Fitch consisteix a agafar una mostra (a concentració inicial x_0) i posar-la en una proveta graduada amb una escala d'altura (altura màxima H_0) i anar prenent nota de l'evolució de la interfície 1 amb el temps de manera que es construeix un gràfic del tipus del de la figura 13.

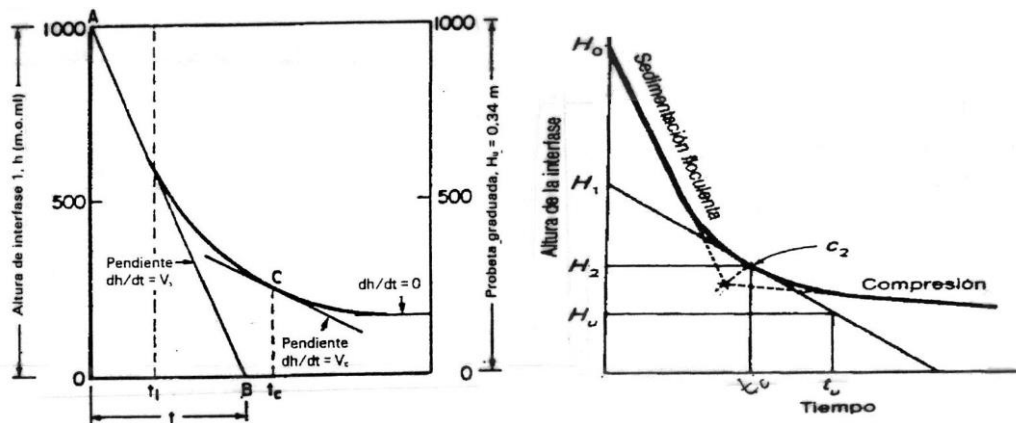


Figura 13. Anàlisi gràfic de la corba de sedimentació.

La metodologia de càlcul és:

1. Determinar el pendent de la tangent de la zona inicial de sedimentació de la interfície 1, vs.

L'àrea de clarificació (A_c) serà:

$$A_c = \frac{Q_E}{v_s} \quad [37]$$

On Q_E és el cabal d'efluent aclarit, que s'obté del balanç de matèria.

2. Es traça una línia prolongació de la recta inicial de sedimentació de la interfície 1 i una altra de la zona de compressió, i en el punt d'intersecció es traça una bisectriu i es troba el punt c_2 .
3. Es fa una tangent a la corba en el punt c_2 .
4. Considerant que la separació és perfecta, es compleix:

$$H_0 \cdot x_0 = H_u \cdot x_u \quad [38]$$

On x_u i H_u són la concentració dels llots i l'altura que assoleixen. De manera que, com que un paràmetre de disseny és la concentració amb què volem extreure els llots, amb aquesta equació podem obtenir la seva altura H_u .

Amb el valor de H_u i la tangent a la corba en el punt C_2 trobem el valor de t_{eu} , que correspon al temps necessari perquè els llots assoleixin la concentració x_u (vegeu figura 6-15).

5. Sabent el valor de Q_E , l'àrea de compressió, A_{co} , és:

$$A_{co} = \frac{Q_E \cdot t_u}{H_0} \quad [39]$$

Amb els dos valors d'àrees, la solució final correspon al que sigui més gran.

Mètode de flux de sòlids

Aquest mètode es basa en l'anàlisi del flux de sòlids dins del tanc, i exigeix que es tinguin dades d'assaigs de sedimentació *batch*.

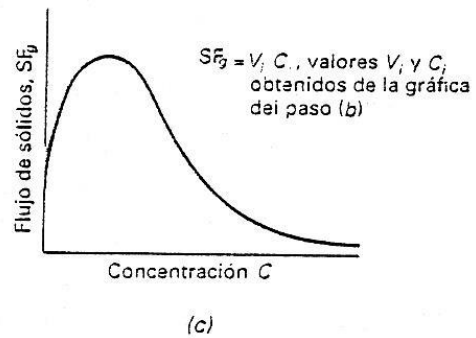
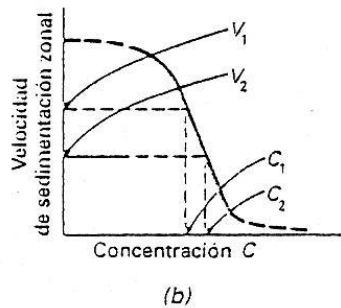
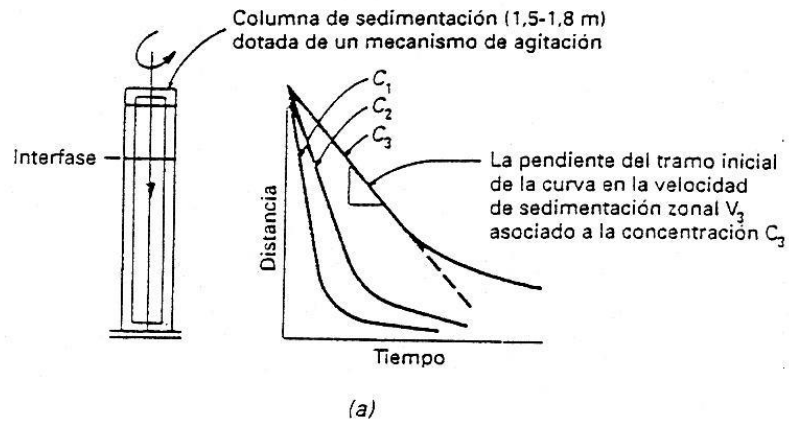
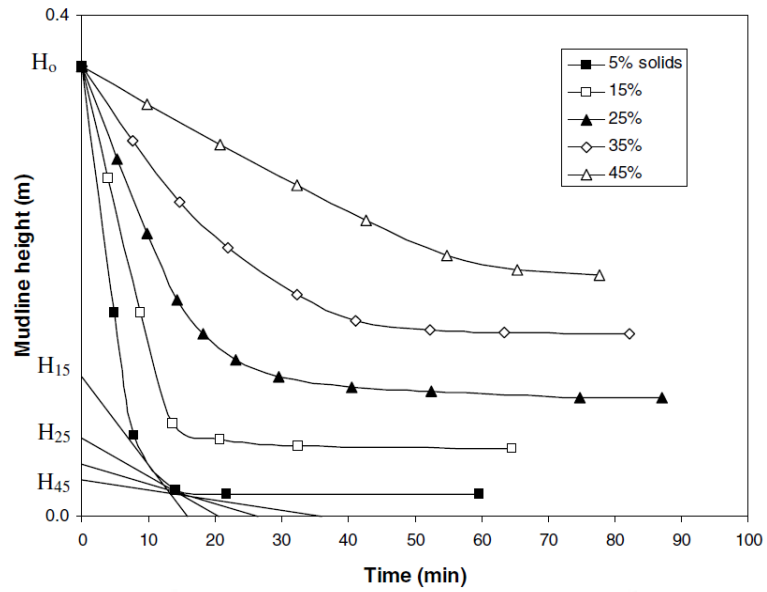
Per al càlcul de l'àrea de clarificació el mètode és el mateix que amb l'assaig *batch*, mentre que per a la de compressió és diferent, i correspon al desenvolupat per Yoshioka i Dick.

En primer lloc cal indicar que els assaigs de laboratori són en discontinu i els tancs operen en continu. La capacitat del clarificador d'arrossegar sòlids a la seva part inferior, amb una concentració x_i , per acció de la gravetat, en discontinu, ve donada per:

$$G_B = x_i \cdot v_i \quad [40]$$

On G_B és el flux de sòlids en $\text{kg/m}^3 \text{ s}$, x_i és la concentració de sòlids en kg/m^3 i v_i és la velocitat de sedimentació de la interfície de l'assaig *batch* a la zona de compressió.

Per poder obtenir el valor del flux de sòlids cal seguir les indicacions de la figura 14 (atenció en aquesta figura, ja que la concentració s'indica com a c i el flux de sòlids com a SF).



Procedimiento de obtención del gráfico de flujo de sólidos debido a la gravedad en función de la concentración de sólidos. (a) Velocidades de sedimentación zona deducidas de ensayos de sedimentación en columna con suspensiones de diferentes concentraciones. (b) Gráfico de las velocidades de sedimentación zonal obtenidas en el paso (a) frente a las concentraciones correspondientes. (c) Gráfico de valor calculado del flujo de sólidos frente a la concentración correspondiente.

Figura 14. Procediment per obtenir el valor del flux de sòlids.

Si observem la forma de la corba veiem que té un màxim. La raó d'això és que quan x augmenta la velocitat, v disminueix, de manera que el seu producte també disminueix. Per a valors baixos de x també tenim valors baixos de G_B , ja que per a $x = 0$ ha de ser que $G_B = 0$.

En un tanc en continu els sòlids es transporten cap a baix per acció de la gravetat i per acció de la succió de sòlids que es van extraient (G_u), de manera que el flux total (G_T) serà:

$$G_T = G_B + G_u \quad [41]$$

El terme G_u pot escriure's com:

$$G_u = x_i \cdot v_u \quad [42]$$

On v_u és la velocitat del llot deguda a l'extracció per la part inferior. Substituint en [41]:

$$G_T = x_i \cdot v_i + x_i \cdot v_u \quad [43]$$

Si coneguéssim el G_T que donés el valor de x_u desitjat, es podria obtenir ràpidament l'àrea de compressió:

$$A_{co} = \frac{M}{G_T} \quad [44]$$

On M és el cabal total de massa de sòlids en kg/s, que s'obté com a:

$$M = Q_0 \cdot x_0 \quad [45]$$

On Q_0 i x_0 són el cabal de l'efluent i la seva concentració d'SS.

Considerant la corba de flux de sòlids en discontinu (figura 15), suposem que x_u és la concentració de sòlids que desitgem obtenir. Si tracem una tangent a la corba tallem ordenades en el punt B, de manera que el valor de flux és el segment OB.

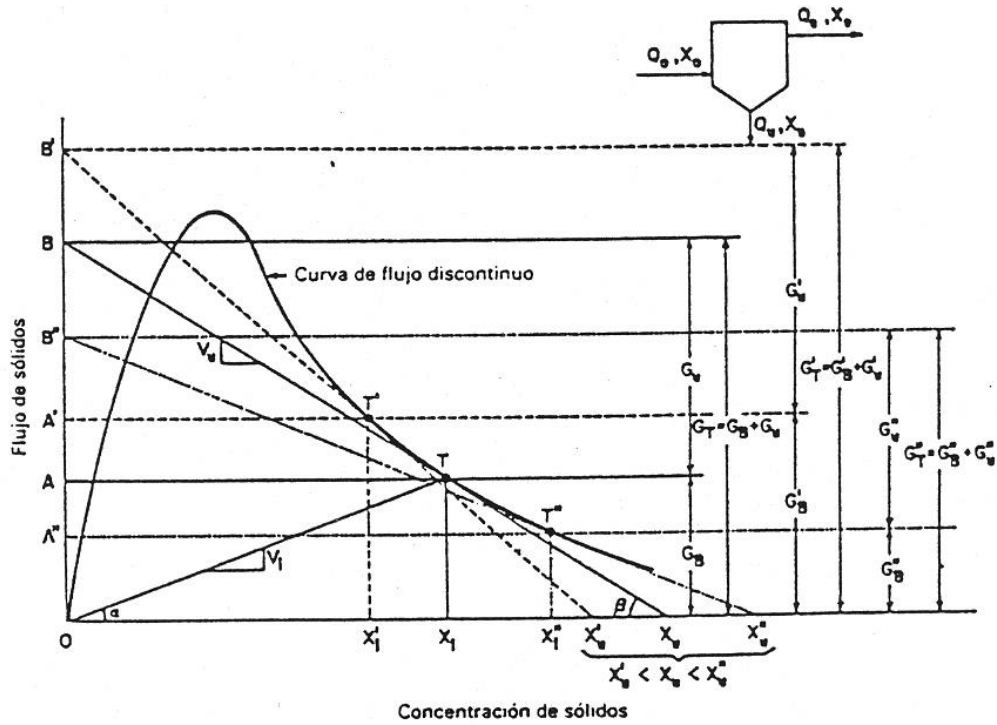


Figura 15. Procediment gràfic per calcular G_T .

Resulta que el segment OB ja és directament el valor de G_T . Demostrem el perquè:

1. Considerem que el punt de tangència T correspon a l'abscissa x_i i el segment OA correspon al valor de G_B . La recta que uneix l'origen amb T té pendent v_i , ja que:

$$OA = O_{x_i} \cdot \text{tag}\alpha \quad \text{llavors} \quad G_B = x_i \cdot \text{tag}\alpha$$

Segons l'equació [40], la $\text{tag}\alpha$ és v_i .

2. Es pot deduir:

$$OB = O_{x_u} \cdot \text{tag}\beta \quad [46]$$

Com que v_u és la velocitat de sortida de llots, és:

$$v_u = \frac{Q_u}{A_{co}} \quad [47]$$

On Q_u és el cabal de sortida de llots i A_{co} és l'àrea de compressió del tanca. Multiplicant a dalt i a baix per x_u obtenim:

$$v_u = \frac{Q_u \cdot x_u}{A_{co} \cdot x_u} \quad [48]$$

D'altra banda, el balanç de matèria és:

$$M = Q_0 \cdot x_0 = Q_u \cdot x_u + Q_E \cdot x_E \quad [49]$$

Com que es pot considerar que $x_E \approx 0$:

$$M = Q_0 \cdot x_0 = Q_u \cdot x_u \quad [50]$$

Substituint en l'equació [47]:

$$v_u \approx \frac{Q_0 \cdot x_0}{A_{co} \cdot x_u} = \frac{M}{A_{co} \cdot x_u} \quad [51]$$

Substituint el valor de l'equació [44], es dedueix:

$$v_u \approx \frac{G_T}{x_u} \quad [52]$$

Comparant amb les equacions [46] i [52] es dedueix que el pendent de Bx_u és $tag\beta$, la velocitat de sortida de llots v_u , i que OB dona el flux total de sòlids G_T . Amb l'equació [41] es dedueix que AB és G_u , ja que OA era G_B .

En cas que tinguéssim les dades podríem dibuixar les dues corbes, tal com s'indica a la figura 16.

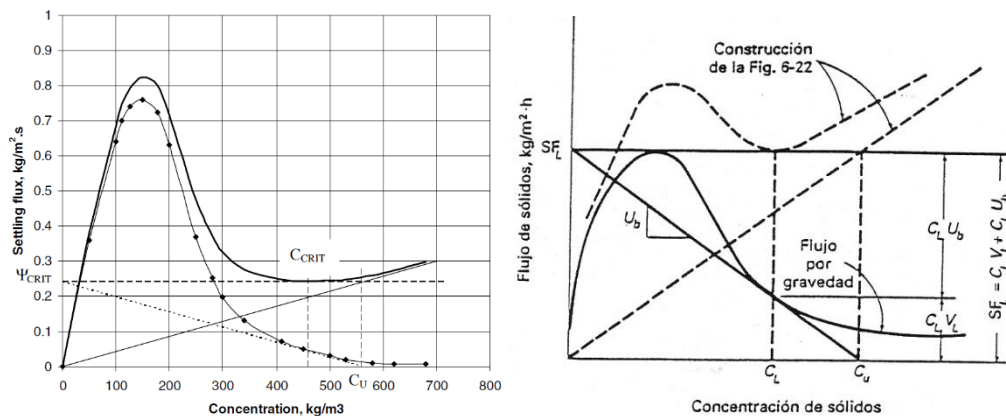


Figura 16. Esquema alternatiu per a l'anàlisi de les dades de la sedimentació pel mètode del flux de sòlids.

CLASSIFICACIÓ VOLUMÈTRICA VIA INDIRECTA - CLASSIFICATION



HYDRAULIC CLASSIFIERS

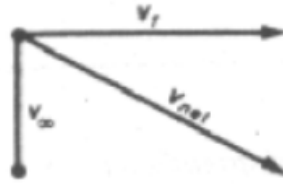
UPC

CLASSIFICATION

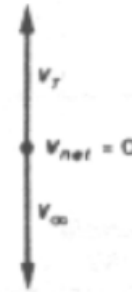
Un classificador indirecte és un aparell que permet la separació de certes partícules sòlides per arrossegament, amb ajuda d'un corrent de fluid (generalment aire o aigua), mentre que altres partícules sedimenten. Els classificadors indirectes es divideixen en:



CLASSIFICATION: tipus



a. Clasificador de sedimentación

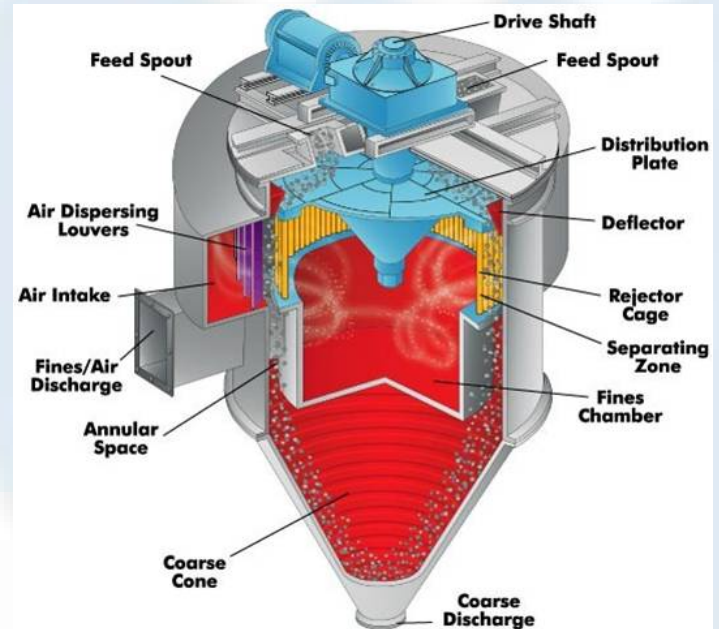


b. Clasificador de lecho fluidizado

Figura 10.1 Caracterización de los clasificadores con base en su principio de operación.

1. Classificadors de corrent horitzontal (teories de la sedimentació i estratificació).

2. Classificadors de corrent vertical (teoria de la fluidització).



CLASSIFICATION: tipus

3. Classificadors centrífugos - centrifugal classifiers (hydrocyclons)

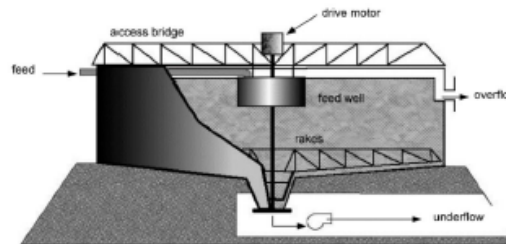
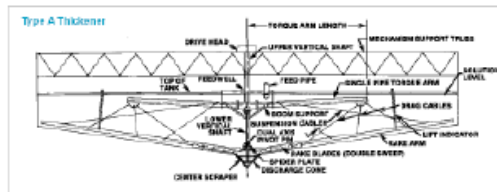
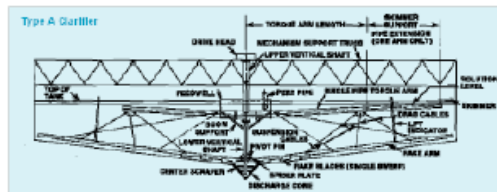


Cada un d'aquests grups conté aparells que utilitzen com a fluid l'aigua, classificadors indirectes hidràulics, o l'aire, classificadors indirectes pneumàtics.

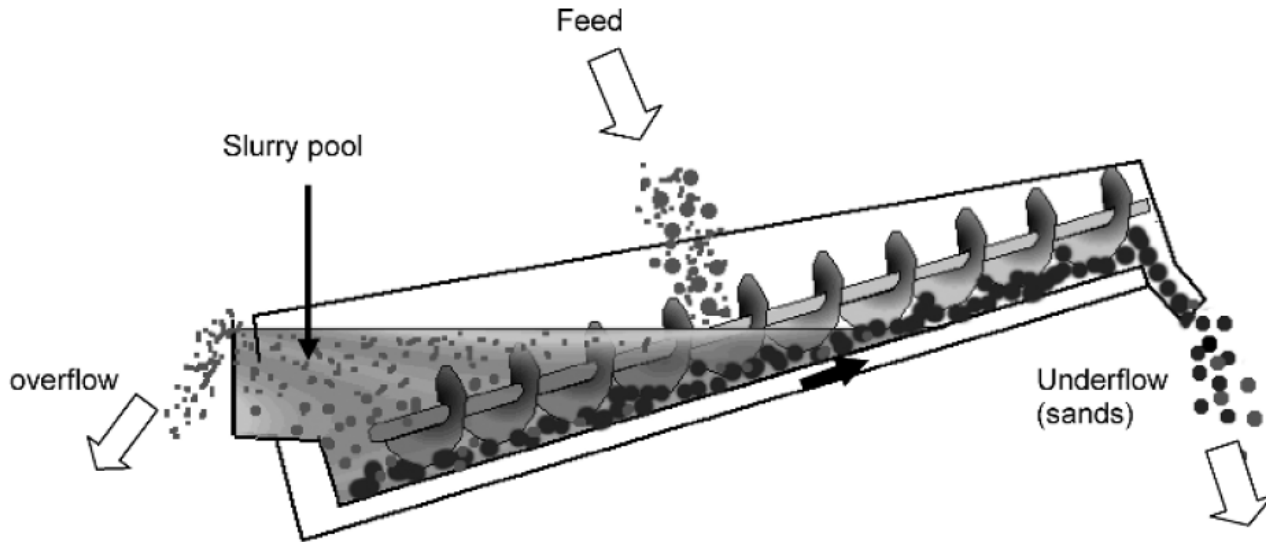
- Els classificadors que utilitzen l'acció de la gravetat (classificadors de corrent horitzontal i vertical) efectuen talls correctes de separació entre 2 mm i 70 μm .
- Classificadors centrífugos: poden treballar amb partícules inferiors a 70 μm .

CLASSIFICATION: teoria de la sedimentació

TEORIA DE LA SEDIMENTACIÓ



CLASSIFICATION: mechanical classifiers



Classificador d'espiral (spiral classifier):

Tanc generalment restangular. Pendants van de 14-18°. Dos tipus:

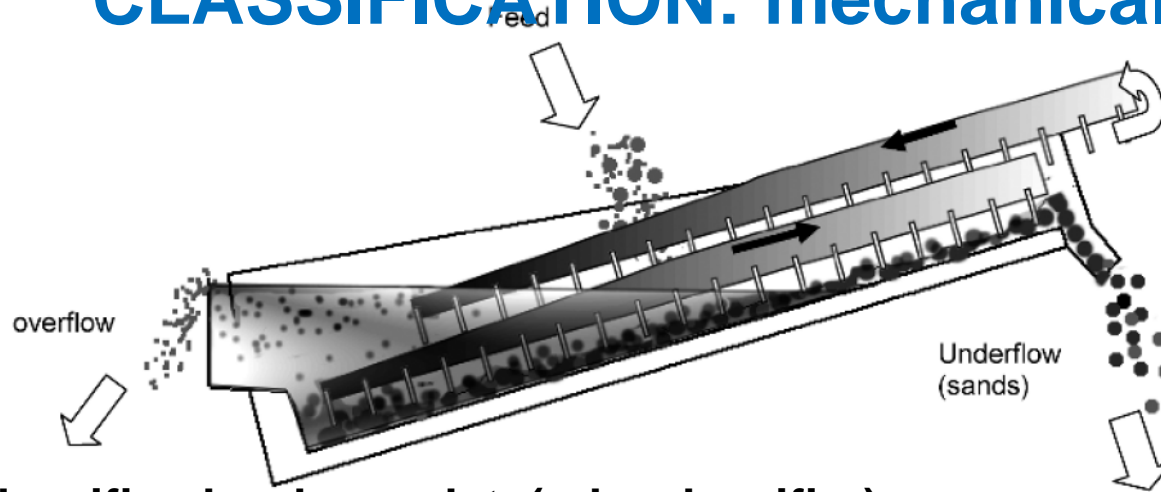
- H-Type classifiers: Els classificadors amb costats alts i tanc fondo són generalment anomenats classificadors d'alta o de tipus H.
- S-Type classifiers: Són classificadors amb costats baixos i tancs poc profunds es coneixen com classificadors de tipus S. Els classificadors de tipus S gairebé han deixat d'utilitzar.

Allargades de fins a 14 m i amplades de 0,5-7 m. Espiral de fins a 2400 mm de diàmetre. Capacitats de 1,5-2000 t/h.

Si espiral de 300 mm de diàmetre = 8-20 rpm

Si espiral de 2000 mm de diàmetre = 2-5 rpm.

CLASSIFICATION: mechanical classifiers



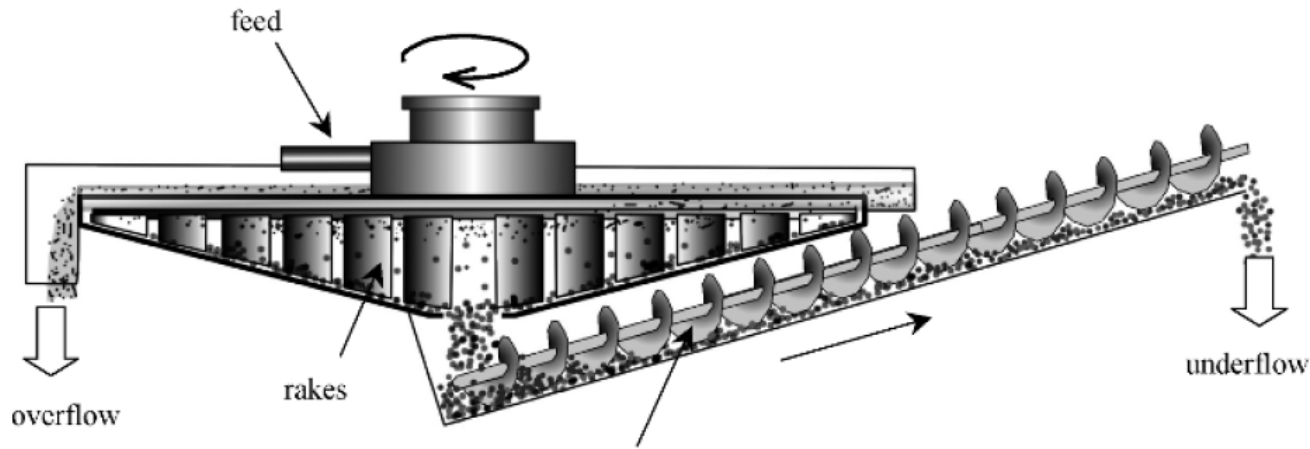
Classificador de rasclet. (rake classifier):

Són menys comuns que els d'espiral. Els rasclets consisteixen en una o més línies paral·leles de plaques d'acer que pegen d'un eix central. Les plaques estan articulades sobre aquests eixos i tenen un moviment de vaivé. Les plaques arrossegant les partícules sedimentades fins a la base inclinada del tanc. Al final de la cursa, les plaques s'eleven bruscament i després es baixen de nou en el tanc.

Table 13.1: Rake classifier summary [1].

Description	Dimensions	
	Min.	Max.
Size	1.2 m	4.8 m
Tank slope	9.4°	11.7°
Rake speed	5 strokes/min	30 strokes/min
Capacity	20 t/day/m-width-stroke	-
Power	7.6 kWh	15.2 kWh

CLASSIFICATION: mechanical classifiers



Classificador de con amb transportador en espiral (cone classifier):

Equip no molt utilitzat. Vas de forma cònica. El mecanisme de separació ve condicionat per:

- Mida partícula, d ,
- Velocitat del fluid al vas, v ,
- Fracció de sòlids al flux de grossos o ensonsats i fins o vessament,
- Viscositat de la polpa, μ_{SL} ,

Al cas ideal, on les partícules són esfèriques, la llei d'Stokes descriu la velocitat de sedimentació terminal en aquest tipus d'equips:

$$v_T = \frac{(\rho_S - \rho_L)g}{18\mu} d^2$$

On μ és la viscositat del líquid o gas.

CLASSIFICATION: mechanical classifiers

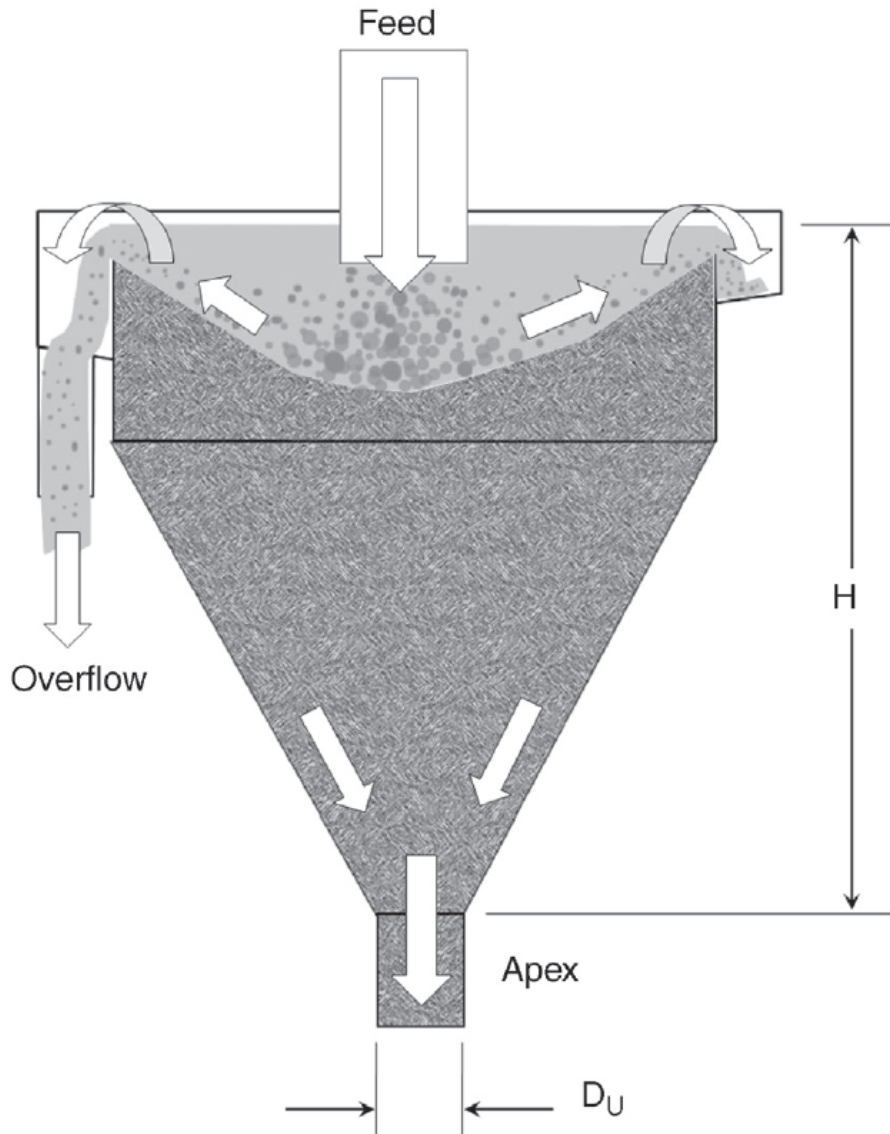


Figure 13.4: Cone Classifier.

La caiguda lliure de les partícules depèn del nombre de Reynolds, Re , i el nombre de Froude, Fr .

Aquests números adimensionals són una estimació quantitativa de la separació de partícules de forma irregular i de diferents mides podem obtenir.

Reynolds; a la secció cònica:

$$Re_c = \frac{2\rho_{SL}vH}{\mu}$$

Froude: a la secció cònica:

$$Fr_c = \frac{\rho_{SL}}{(\rho_S - \rho_{SL})} \frac{v^2}{gH}$$

Reynolds; a la secció cilíndrica:

$$Re_A = 2D_U\sqrt{gH\rho_{SL}}$$

On H és l'alçada de l'equip i D_U és el diàmetre de la boca de descàrrega o apex.

CLASSIFICATION: mechanical classifiers

Utilitzant aquest números adimensionals, **Kojovic i Whiten** determinen la concentració de sòlids al flux de grossos o enfonsats, $C_{S(U)}$, i el diàmetre de tall, d_{50C} :

$$C_{U(S)} = \frac{8,56 e^{2,38V_{S(F)}} Fr_C^{0,07} Re_A^{0,17} \left[\frac{d_{80}}{H} \right]^{0,10}}{Re_C^{0,09} \left[\frac{A_U}{A_C} \right]^{0,24}}$$

$$d_{50C} = \frac{e^{7,02V_{S(O)}} Fr_C^{0,28} \left[\frac{d_{80}}{H} \right]^{0,53}}{e^{7,02(V_{S(F)} - V_{S(O)})} Re_C^{0,33} \left[\frac{A_U}{A_C} \right]^{0,48}}$$

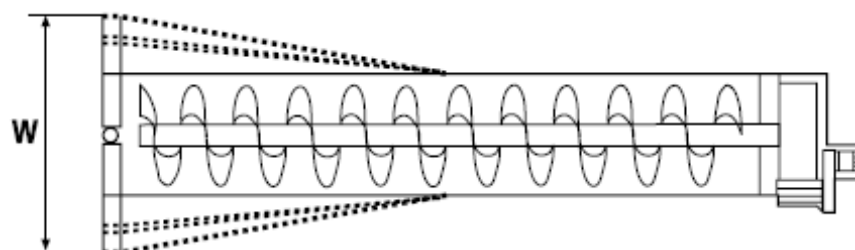
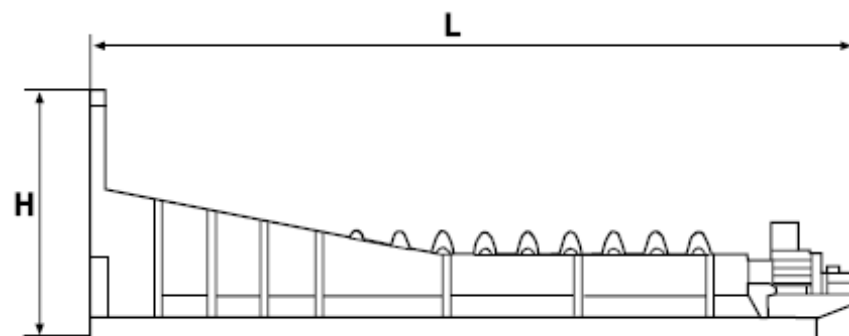
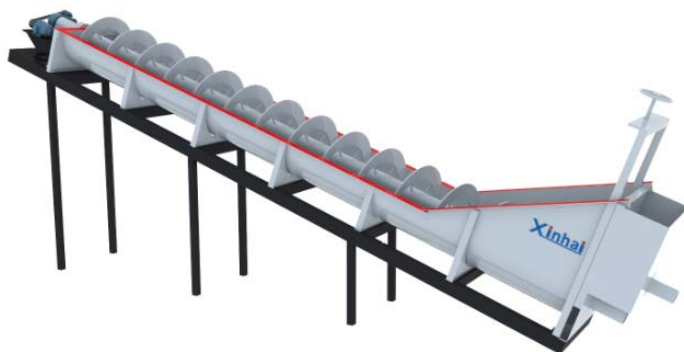
On: $V_{S(O)}$ i $V_{S(F)}$ són la fracció en volum de sòlids al vessament o fins i l'aliment, A_U i A_C són l'àrea transversal a la descàrrega o apex i al con respectivament i d_{80} és la malla on passa el 80% de la massa a l'aliment.

Mides industrials: diàmetres 0,073-3 m i fluxs d'alimentació de 1,2-5000 L/min.

Table 13.2: Stream characteristics of classifiers [1].

Streams	% Solids, Mass
Feed	65 (max.)
Overflow	1-35
Underflow	75-83

CLASSIFICATION: mechanical classifiers



Model*	H mm (inch)	L mm (inch)	W mm (inch) ST	W mm (inch) MF	W mm (inch) FF	Weight ton	Power (max) kW/hp
60 Sh	1 557 (61)	5 578 (220)	711 (28)	1 092 (43)	1 534 (60)	2,0	2.2/3
60 Lo	1 557 (61)	6 111 (241)	711 (28)	1 092 (43)	1 534 (60)	2,2	2.2/3
75 Sh	1 862 (73)	6 416 (253)	864 (34)	1 340 (53)	1 890 (74)	2,6	2.2/3
75 Lo	1 862 (73)	7 203 (284)	864 (34)	1 340 (53)	1 890 (74)	2,9	2.2/3
90 Sh	2 172 (86)	8 037 (316)	1 042 (41)	1 613 (64)	2 273 (90)	3,9	4.0/5
90 Lo	2 172 (86)	8 799 (346)	1 042 (41)	1 613 (64)	2 273 (90)	4,1	4.0/5
120 Sh	2 431 (96)	9 837 (387)	1 347 (53)	2 093 (82)	3 004 (118)	6,9	7.5/10
120 Lo	2 431 (96)	10 904 (429)	1 347 (53)	2 093 (82)	3 004 (118)	7,8	7.5/10
150 Sh	2 888 (114)	11 438 (450)	1 677 (66)	2 540 (100)	3 744 (147)	13,3	15/20
150 Lo	2 888 (114)	12 758 (502)	1 677 (66)	2 540 (100)	3 744 (147)	15,0	15/30
200 Sh	4 082 (161)	14 209 (559)	2 135 (84)	3 470 (137)	5 052 (199)	22,6	22/30
200 Lo	4 082 (161)	14 599 (575)	2 135 (84)	3 470 (137)	5 052 (199)	24,4	22/30
220 Sh	4 643 (183)	15 484 (610)	2 287 (90)	3 533 (139)	5 159 (203)	30,7	22/30
220 Lo	4 643 (183)	16 398 (646)	2 287 (90)	3 533 (139)	5 159 (203)	32,4	22/30

* 60 Sh = Spiral diameter 60 cm (600mm) Short version

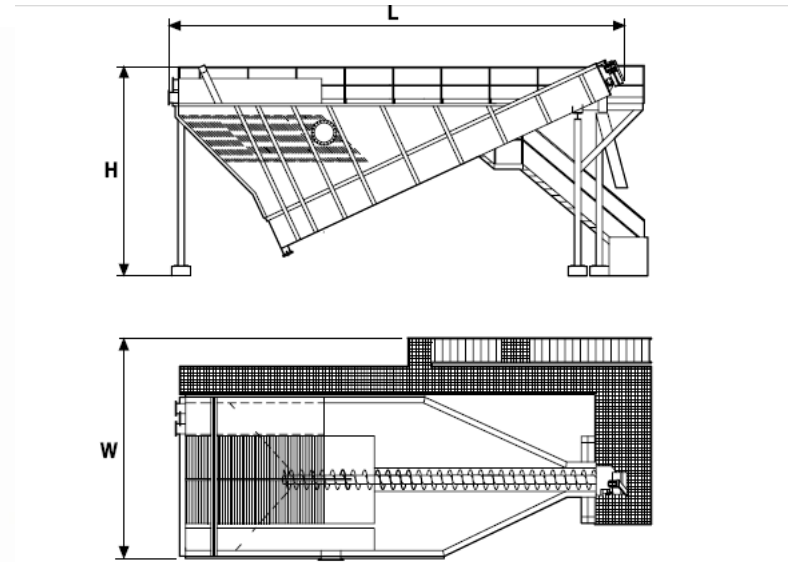
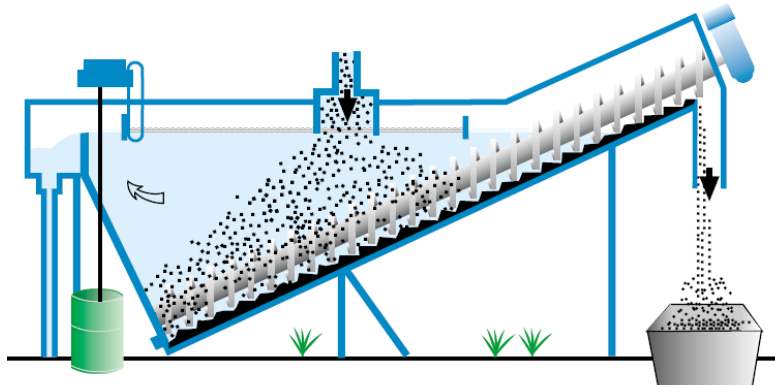
* 60 Lo = Spiral diameter 60 cm (600mm) Long version

Short version (slightly cheaper) is selected when dewatering of solids is not critical (e.g. in grinding circuits).

Long version is selected when maximum dewatering of solids is required.

Spiral diameter (inch): 60 (24), 75 (30), 90 (36), 120 (48), 150 (60), 200 (78), 220 (87)

CLASSIFICATION: mechanical classifiers



Standard model	Settling area m ² /ft ²	H mm /inch	L mm /inch	W mm /inch	Power kW/hp	Weight ton/Lbs (empty)	Tank volume m ³ /ft ³
SD 60-8*	8/86	2 815/111	7 340/289	2 300/91	1,5/2	9,0/19,842	8/283
SD 60-10	10/108	3 160/124	8 370/330	2 300/91	1,5/2	9,3/20,503	12/424
SD 60-20	20/215	4 000/157	10 600/417	3 200/126	3/4	12,5/27,558	30/1,059
SD 60-25	25/269	5 350/211	11 100/437	4 500/177	3/4	13,8/30,424	44/1,554
SD 60-30	30/323	6 400/252	14 000/551	5 000/197	4/5	23,0/50,706	70/2,472
SD 60-38**	38/409	5 350/211	11 100/437	4 500/177	3/4	14,4/31,747	44/1,554
SD 60-100**	100/1,076	6 400/252	14 000/551	5 000/197	4/5	24,4/53,793	70/2,472

*60-8, 60 = spiral dia in cm (24inch) -8 = settling area 8m² (86ft²)

** With lamella plates

CLASSIFICATION: area of mechanical classifier

Procediment de càlcul:

- 1) Estimació de la velocitat de sedimentació (sense obstacles) v ;

$$v = \sqrt[3]{\frac{(\rho_S - \rho_L) g \mu}{\rho_L^2}}$$

Per cada valor de Reynolds (figura 12.6) trobem v_S/v i podem aïllar v_S .

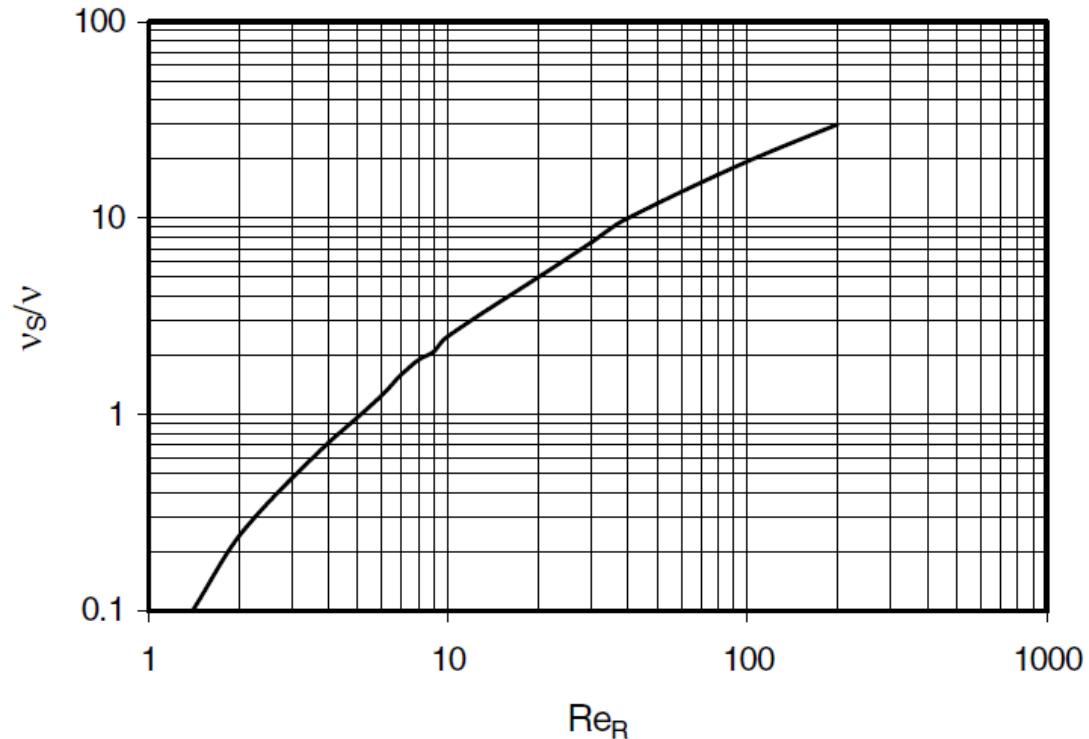


Fig. 12.6. Relation between reduced Reynolds number, Re_R and dimensionless v_S/v [3].

CLASSIFICATION: area of mechanical classifier

2) Estimació dels factor d'obstacles (H), pèrdua de càrrega.

Cal assumir:

- Totes les partícules seran separades.
- La concentració dels fins no canvia.
- La fracció buida existeix entre les partícules i la zona de decantació, ε .

$$\varepsilon = \frac{1}{1 + \frac{V_d}{V_F}} = \frac{V_{L(F)}}{V_{L(F)} + V_{d50}}$$

On;

$$V_F = \frac{V_{L(F)}}{V_{S(F)}} \quad (\text{relació de volums a aliment})$$

$$V_d = \frac{V_{d50}}{V_{S(F)}} \quad (\text{fracció de fins a aliment})$$

V_{d50} és la fracció fina o menor de d_{50} a l'aliment.

$V_{L(F)}$ i $V_{S(F)}$ volum de líquid i sòlids a l'aliment.

El factor d'obstacles es defineix com una funció de la fracció de buit a l'aliment, del Reynolds i la forma de la partícula, P_s , (figura 13.7).

Calculem Reynolds reduït:

$$Re_R = Re \frac{v_S}{v}$$

Mirant figura 13,7 calculem $f(Re_R, P_s)$; i aleshores:

$$H = \varepsilon f(Re; P_s)$$

CLASSIFICATION: area of mechanical classifier

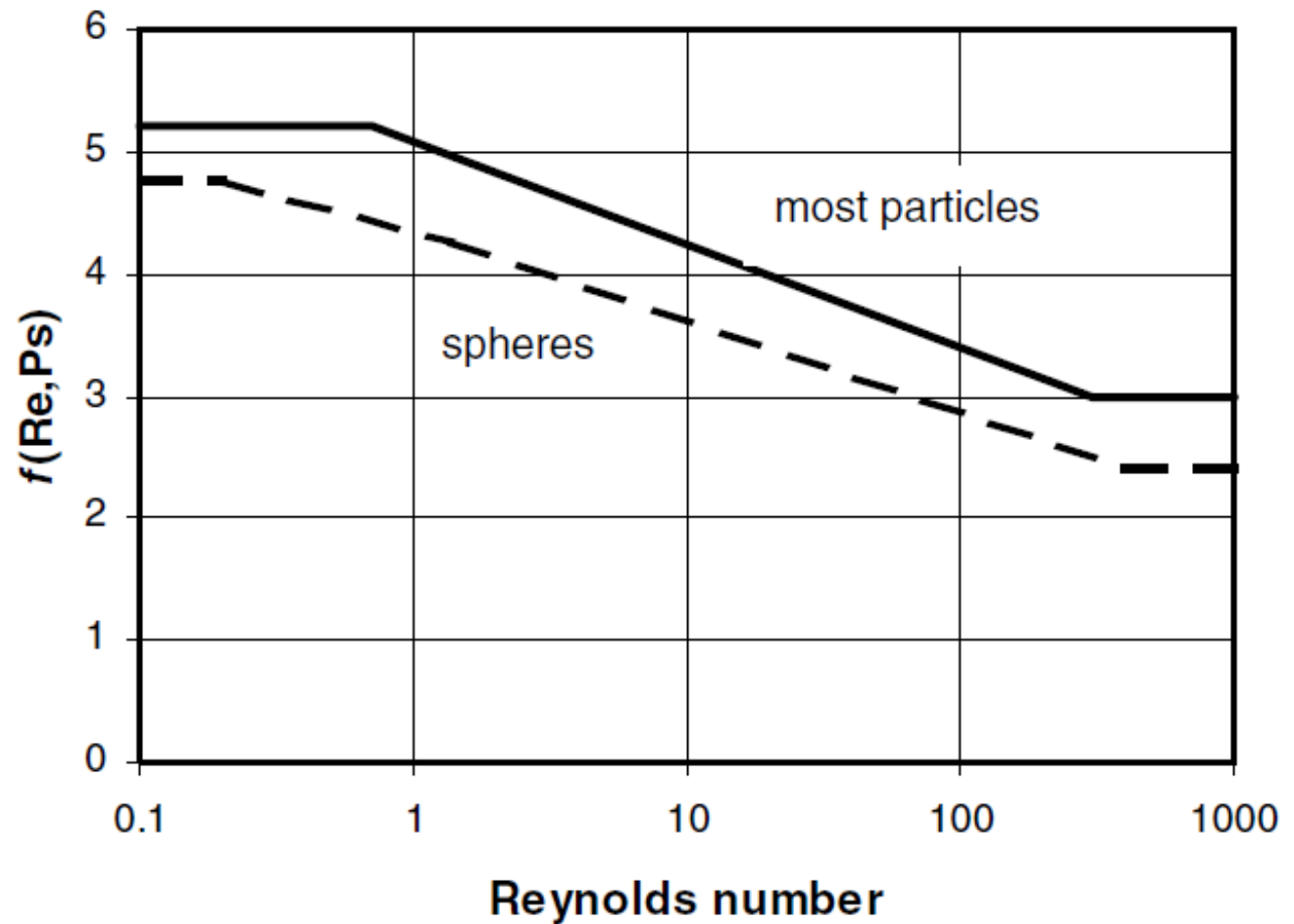


Fig. 12.7. Relation between Reynolds number and the function $f(\text{Re}, P_s)$ [3].

CLASSIFICATION: area of mechanical classifier

3) Factor de forma, P_s , mirar taula 12,4.

Table 12.4

Typical shape factors of selected minerals [3].

Particles	Shape factor
spheres	1.0
cubes	0.93
sand	0.9
crushed galena	0.7
crushed dolomite/pyrite	0.67
crushed quartz	0.5

4) Aleshores l'àrea serà:

$$A = \frac{Q_{VL(O)}}{v_s H P_s A_{EFF}}$$

On:

$Q_{VL(O)}$ és el cabal de líquid al vessament, m^3/s .

A_{EFF} és l'àrea efectiva o factor d'eficiència degut a les turbulències i contacte amb altres partícules, figura 13.5.

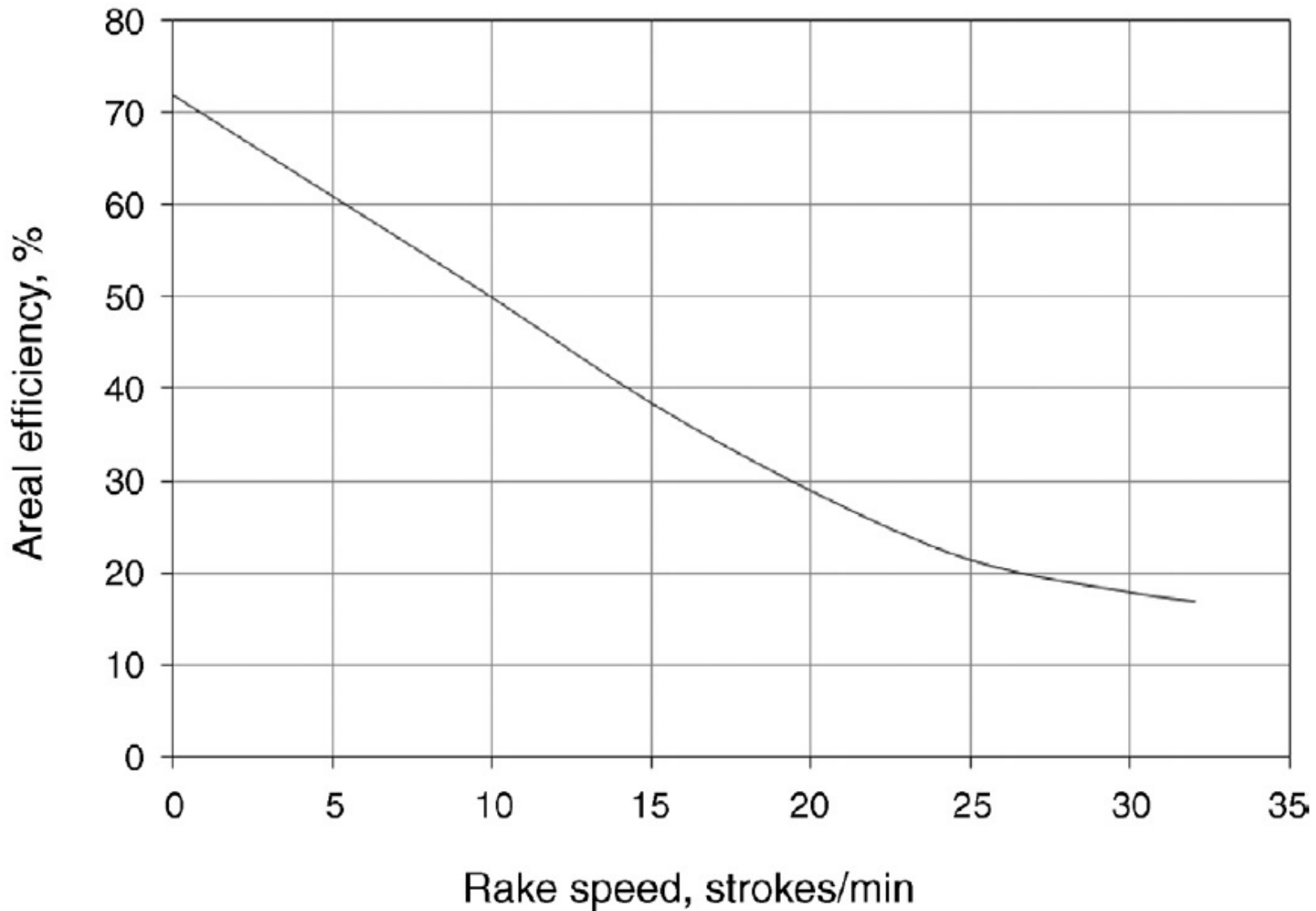
CLASSIFICATION: area of mechanical classifier

Figure 13.5: Effect of Rake Speed on Areal Efficiency [1].

CLASSIFICATION: area of mechanical classifier

Exercici 13.1

Un llot conté un 50% de sòlids en massa (quars) i alimenta a 100 t/h de sòlids un classificador amb una mida de separació de 250 micres. L'aigua recuperada al vessament és 95%. El factor d'eficiència d'àrea és 0,5 (A_{EFF}). La densitat del sòlid és 2650 kg/m³ i la seva granulometria:

Dp micres	710	355	180	90	45	15
Massa acumulada	10	25	45	60	75	100

Dades: densitat i viscositat aigua; 1000 kg/m³ i 0,001 Pa s.

- Calcula àrea del classificador.

Solució:

1) Estimació de la velocitat de sedimentació (sense obstacles) v_s :

$$v = \sqrt[3]{\frac{(\rho_S - \rho_L) g \mu}{\rho_L^2}} = \sqrt[3]{\frac{(2650 - 1000) \times 9,81 \times 0,001}{1000^2}} = 0,0253 \frac{m}{s}$$

Calculem Reynolds: tall classificador $d_p=250$ micres= $0,00025$ m

$$Re = \frac{d_p v_T \rho_L}{\mu} = \frac{0,000250 \times 0,0253 \times 1000}{0,001} = 6,325$$

Figura 12.6, amb $Re=6,325$ trobem $v_s/v=1,4$ i podem aïllar $v_s=0,0354$ m/s

CLASSIFICATION: area of mechanical classifier

2) Calculem la fracció buida, ε .

V_d ; Fracció de fins a aliment. Mirant la granulometria veiem que per sota de 250 micres hi ha aproximadament un 65% de massa o volum de sòlid (fracció massa i volum són iguals ja que és un sol mineral)= $V_d=0,65$

V_F ; relació volums aliment:

$$V_F = \frac{V_{L(F)}}{V_{S(F)}} = \frac{0,5/1000}{0,5/2650} = 2,65$$

Aleshores:

$$\varepsilon = \frac{1}{1 + \frac{V_d}{V_F}} = \frac{1}{1 + \frac{0,65}{2,65}} = 0,803$$

3) Càlcul del factor d'obstacles;

Calculem Reynolds reduït:

$$Re_R = Re \frac{v_S}{v} = 6,325 \times 1,4 = 8,86$$

Amb aquest valor mirant figura 13,7; $f(Re_R, P_S)=4,3$:

$$H = \varepsilon^{f(Re;P_S)} = 0,803^{4,3} = 0,389$$

4) Factor de forma quars; taula 13,4, dona $P_S=0,5$.

5) Càlcul fux d'aigua a aliment:

$$Q_{VL(F)} = \frac{100 \text{ t sòlids}}{h} \frac{0,5 \text{ t sòlids}}{0,5 \text{ t aigua}} = 100 \frac{\text{t aigua}}{h}$$

CLASSIFICATION: area of mechanical classifier

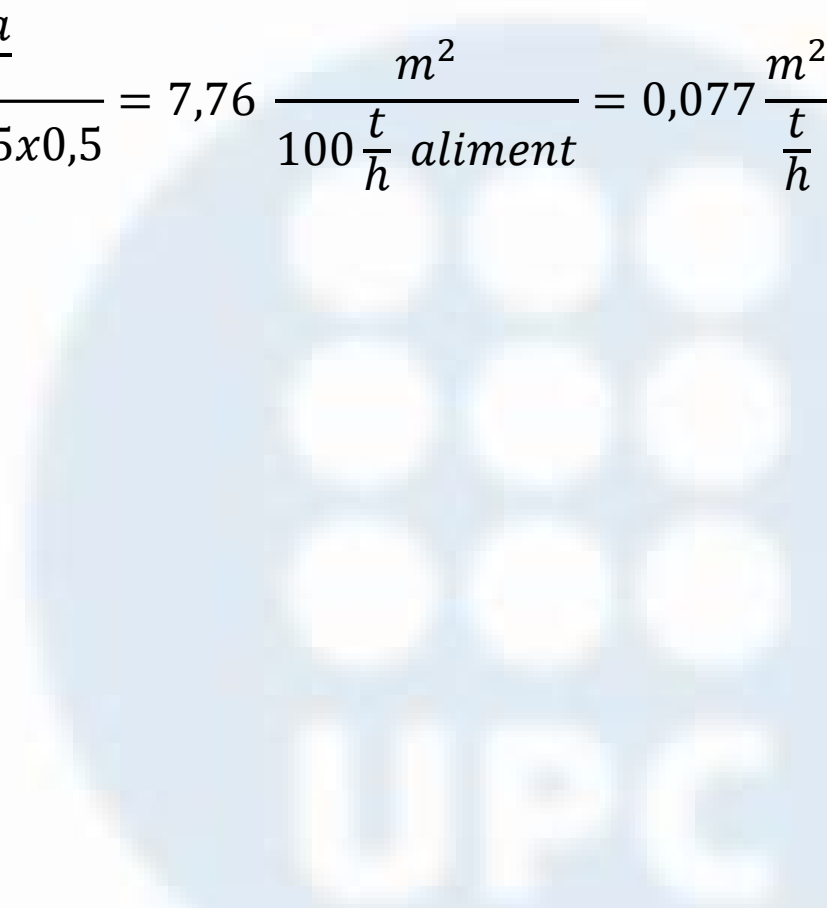
6) Càlcul flux d'aigua a vessament (95% aigua surt vessament):

$$Q_{VL(O)} = \frac{100 \text{ t líquid}}{h} \frac{95 \text{ t aigua vessament}}{1 \text{ t aigua aliment}} \frac{1 \text{ m}^3 \text{ aigua}}{1000 \text{ kg aigua}} = 95 \frac{\text{m}^3 \text{ aigua}}{h}$$

$$= 0,0264 \frac{\text{m}^3 \text{ aigua}}{s}$$

7) Càlcul àrea:

$$A = \frac{Q_{VL(O)}}{v_s H P_S A_{EFF}} = \frac{0,0264 \frac{\text{m}^3 \text{ aigua}}{s}}{0,0354 \frac{\text{m}}{s} \times 0,389 \times 0,5 \times 0,5} = 7,76 \frac{\text{m}^2}{100 \frac{\text{t}}{h} \text{ aliment}} = 0,077 \frac{\text{m}^2}{\frac{\text{t}}{h}}$$



CLASSIFICATION: operation of mechanical classifier

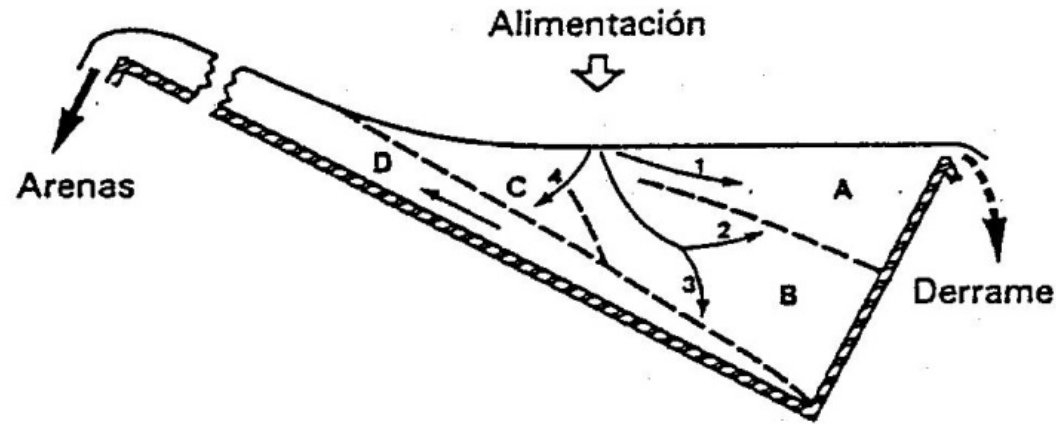


Figura 10.15 Regiones principales de un clasificador de espiral, y las rutas principales que toman los sólidos. (Según Stewart y Resta... 22)

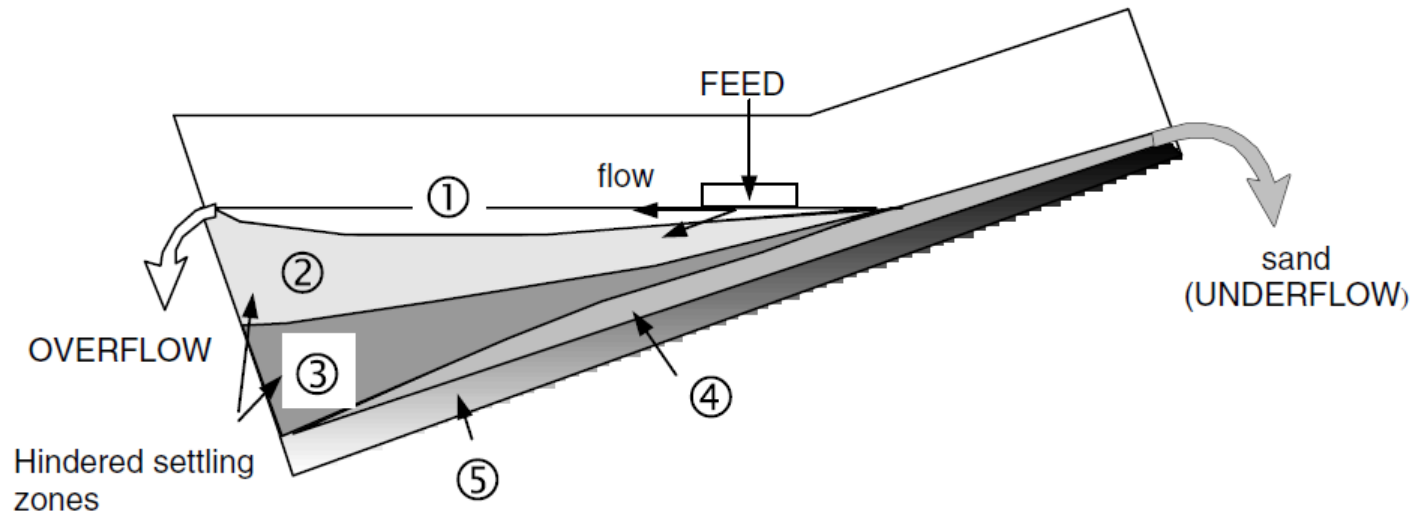


Fig. 12.12. Slurry movement and zones of particle separations in an operating classifier.

CLASSIFICATION: operation of mechanical classifier

Reid proposa que la recuperació serà:

$$R_i = 1 - e^{\left[-0,6931 \left(\frac{d_i}{d_{50}}\right)^s\right]}$$

Valors de $s=1-3,8$ segons Plitt.

Considerant:

- La fracció de partícules de cada flux depèn de la velocitat de sedimentació.
- La velocitat de sedimentació està afectada per la turbulència.
- Per a cada mida la velocitat és la mateixa.

Aleshores:

$$E_i = \frac{Q_{VL(O)}}{Q_{VL(F)}} k(1 - F_i)$$

On;

$Q_{VL(O)}$ és el cabal de líquid al vessament, m^3/s .

$Q_{VL(F)}$ és el cabal de líquid a l'aliment, m^3/s .

k és un factor que considera el canvis de concentració, és >1 .

F_i és el factor de sedimentació, figura 12.13.

CLASSIFICATION: operation of mechanical classifier

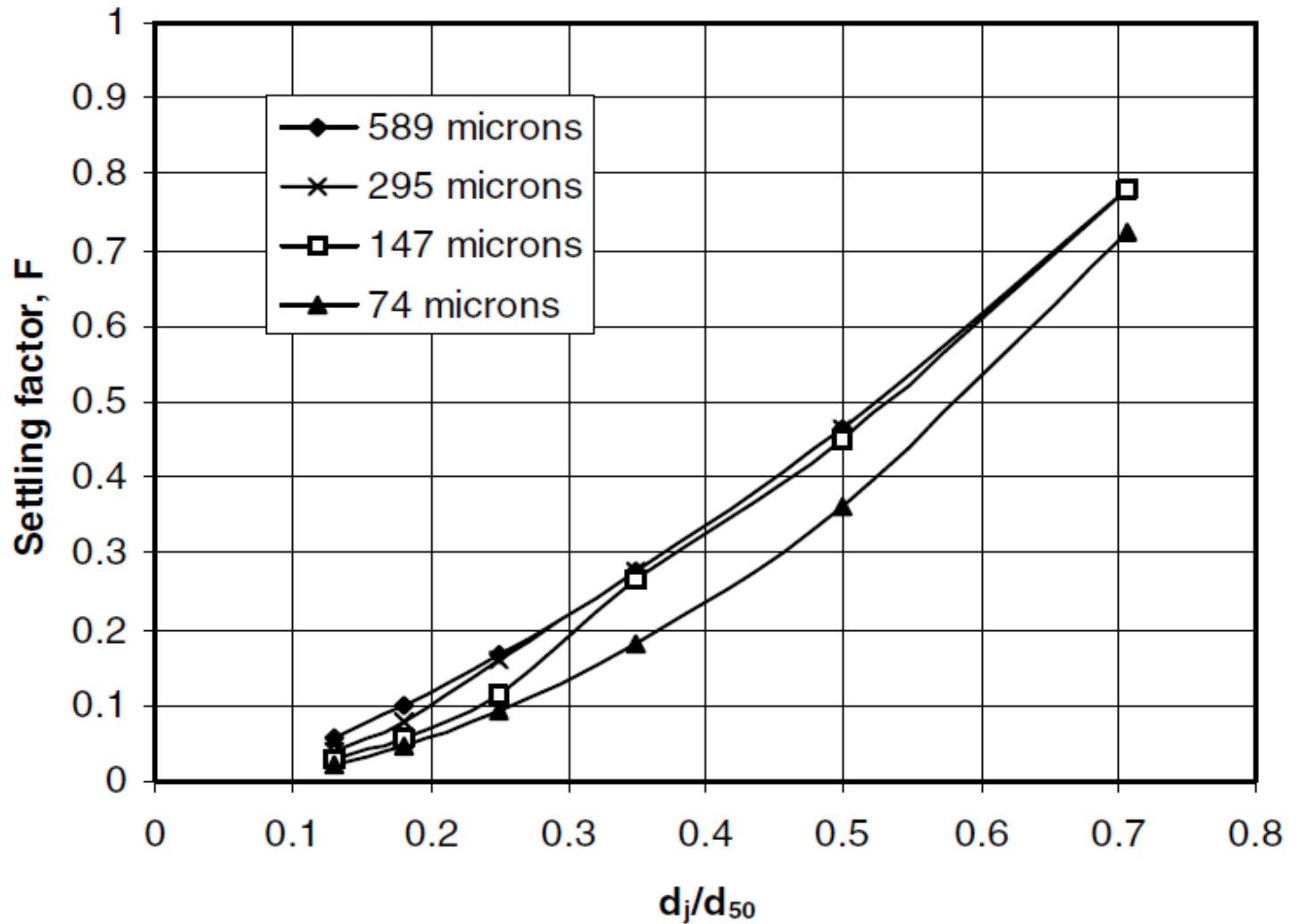
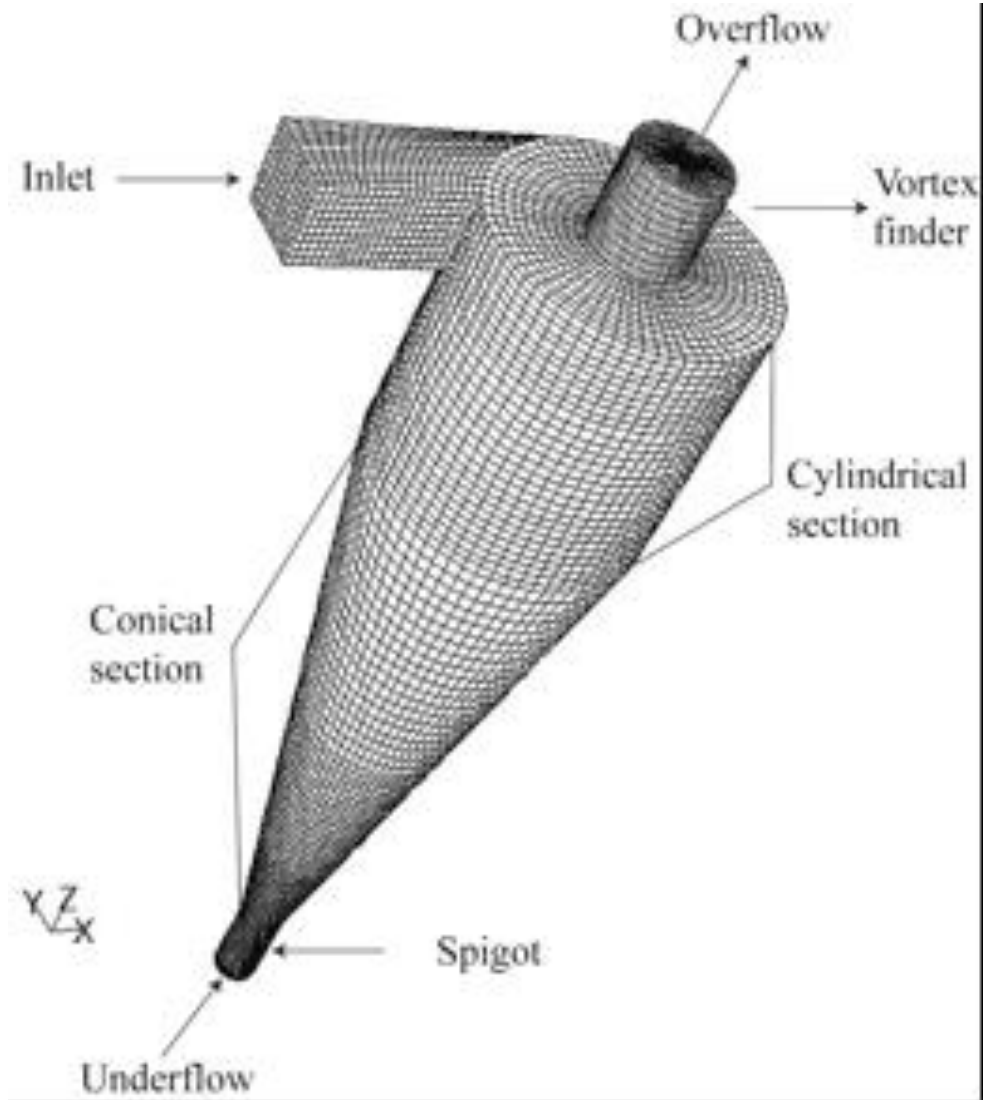


Fig. 12.13. Settling Factors of selected separation sizes (d_{50}) [3].

CLASSIFICATION: exercicis

11, 13, 16, 19, 26, 30, 34.





CICLONS I HIDROCICLONS

INTRODUCCIÓ

Recordem que els objectius de la classificació volumètrica són:

1. A les plantes de fragmentació, sostreure els materials prou fins a l'acció dels fragmentadors per permetre augmentar la capacitat d'aquests equips.
2. A les plantes de concentració, proporcionar una sèrie de productes de dimensions calibrades per permetre que els equips de concentració assoleixin taxes de separació superiors.
3. En determinats tipus de plantes, els productes acabats han de satisfer unes exigències quant a especificacions granulomètriques.

Per aconseguir aquests objectius és necessària la classificació volumètrica, que, segons les dimensions dels sòlids minerals, es pot realitzar de les maneres següents:

- Classificació per via directa o garbellament. Utilitza unes obertures de dimensions i formes donades. Aquest mètode és vàlid per a granulometries, en general, superiors a 0,2-0,5 mm.
- Classificació per via indirecta. Es basa en la sedimentació diferencial dels sòlids en un fluid. S'utilitza en un camp granulomètric comprès entre 2 mm i algunes micres.

Un classificador indirecte és un aparell que permet la separació de certes partícules sòlides per arrossegament, amb ajuda d'un corrent de fluid (generalment aire o aigua), mentre que altres partícules sedimenten. Els classificadors indirectes es divideixen en:

1. Classificadors de corrent horitzontal.
2. Classificadors de corrent vertical.
3. Classificadors centrífugs.

Cada un d'aquests grups conté aparells que utilitzen com a fluid l'aigua, classificadors indirectes hidràulics, o l'aire, classificadors indirectes pneumàtics.

Els classificadors que utilitzen l'acció de la gravetat (classificadors de corrent horitzontal i vertical) efectuen talls correctes de separació entre 2 mm i 70 μm , mentre que els que utilitzen l'acció de la centrifugació (classificadors centrífugs) poden treballar amb partícules inferiors a 70 μm .

CLASSIFICADORS CENTRÍFUGS

Aquests aparells de classificació utilitzen la força centrífuga per accelerar la velocitat d'assentament de les partícules.

És possible produir una classificació per efecte de centrifugació:

1. Injectant sota pressió el fluid amb els sòlids en uns aparells de forma cilíndrica, anomenats *ciclons* (si el fluid és aire) o *hidrociclons* (si el fluid és aigua).
2. Centrifugant la polpa (aigua amb sòlids en suspensió) en uns aparells constituïts per un recipient giratori al voltant d'un eix i anomenats *centrífuges*. Aquest tipus d'aparells es tractaran en el punt 4 del capítol 10 (separació sòlid-líquid).

Així doncs, en aquest apartat ens dedicarem exclusivament a l'estudi dels ciclons i hidrociclons.

CICLONS

a) Principis de funcionament

Un cicló típic (figura 1.a) consisteix en un recipient de forma cònica, obert en el seu àpex o descàrrega que està unit a una secció cilíndrica, la qual té una entrada d'alimentació tangencial.

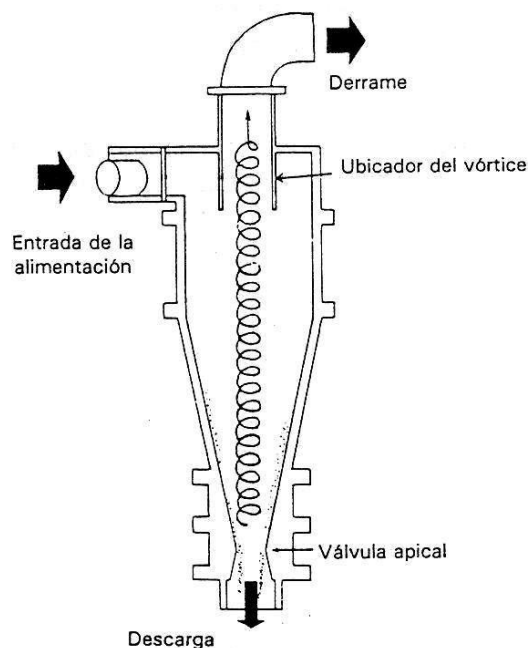


Figura 1.a. Cicló

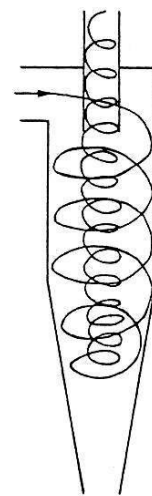


Figura 1.b. Trajectòria del fluid

La part superior de la secció cilíndrica està coberta amb una placa a través de la qual passa un tub de vessament axialment muntat. El tub s'estén cap a l'interior del cos del cicló per mitjà d'una secció curta, coneguda com a *cercador de remolí*, que evita que l'alimentació entri directament en el vessament.

L'alimentació s'introdueix sota pressió a través de l'entrada tangencial, la qual cosa dóna un moviment d'espiral descendent a la mescla i crea una zona de baixes pressions al llarg de l'eix vertical. A la zona inferior, l'espiral passa a ser ascendent i de radi molt més petit, i finalment el fluid surt pel tub de vessament coaxial al cilindre (figura 1.b).

Les partícules més pesades, o d'assentament més ràpid, són llançades contra la paret cilíndrica del cicló i per allà descendeixen (seguint la trajectòria helicoïdal). La part inferior condueix aquestes partícules a la boca de descàrrega.

Les partícules més lleugeres, o d'assentament més lent, són arrossegades pel fluid i surten pel tub de vessament coaxial al cilindre.

La distància per sota de la sortida del fluid a la qual la trajectòria helicoïdal passa de ser descendent a ascendent (o punt d'inversió del vòrtex) es denomina *longitud natural del cicló*. Pot calcular-se de forma aproximada mitjançant l'equació empírica:

$$T = 2,3 \cdot D_e \cdot \left[\frac{D^2}{a \cdot b} \right]^{\frac{1}{3}} \quad [1]$$

On: T és la longitud natural del cicló en m, D_e , és el diàmetre del conducte de vessament, en m, D és el diàmetre del cicló, en m, i a i b són, respectivament, l'amplada i l'alçària de la boca d'entrada del fluid al cicló, en m.

Resulta interessant observar que aquesta inversió del vòrtex té lloc de forma natural, ja que és originada per la distribució de pressions a l'interior del cicló i no per l'existència del con. La inversió es produiria igual si el con se substituís per un cilindre obert en la part inferior.

Les velocitats de la partícula i del fluid en un punt qualsevol de l'elicoïdal descendent tenen els següents components (figura 2):

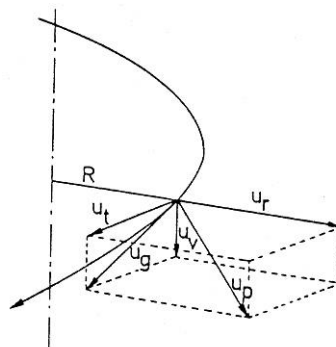


Figura 2. Velocitats

u_r = Velocitat radial de la partícula.

u_t = Velocitat tangencial (se suposa que no hi ha lliscament i que té el mateix valor per a la partícula que per al fluid).

u_v = Velocitat de descens vertical (té el mateix valor per a la partícula que per al fluid).

u_g = Velocitat del fluid.

u_p = Velocitat de la partícula.

b) Càlcul de la dimensió de tall del cicló

En un pla horitzontal que passa per la partícula, la força d'arrossegament radial sobre la partícula (F_r) serà igual a la força centrífuga (F_c) menys l'acció del fluid o empenta (E) i la resistència deguda a la fricció (F); és a dir:

$$F_c - E - F = F_r = m_s \cdot \frac{d^2R}{dt^2} \quad [1-a]$$

On m_s és la massa de la partícula, R és la posició radial i t és el temps. Substituint F_c i E en l'equació [1-a]:

$$(V_s \cdot \rho_s \cdot \frac{u_t^2}{R}) - (V_s \cdot \rho \cdot \frac{u_t^2}{R}) - F = m_s \cdot \frac{d^2R}{dt^2} \quad [1-b]$$

$$(V_s \cdot (\rho_s - \rho) \cdot \frac{u_t^2}{R}) - F = m_s \cdot \frac{d^2R}{dt^2} \quad [1-c]$$

On V_s és el volum de la partícula, ρ_s és la densitat de la partícula i ρ és la densitat del fluid.

Suposant partícules esfèriques i admetent que el desplaçament de la partícula té lloc en règim laminar —lleï de Stokes—, i que en aquest desplaçament s'assoleix immediatament la velocitat terminal ($d^2 R / dt^2 = 0$), s'obtenen les següents expressions, a partir de l'equació [1-c]:

$$(V_s \cdot (\rho_s - \rho) \cdot \frac{u_t^2}{R}) - (C_D \cdot \frac{u_r^2}{2} \cdot \rho \cdot A_p) = 0 \quad [1-d]$$

On C_D és el coeficient de fricció i A_p és l'àrea projectada de la partícula.

$$\left(\frac{\pi \cdot d_p^3}{6} \cdot (\rho_s - \rho) \cdot \frac{u_t^2}{R}\right) - \left(C_D \cdot \frac{u_r^2}{2} \cdot \rho \cdot \frac{\pi \cdot d_p^2}{4}\right) = 0 \quad [1-e]$$

Per a règim laminar:

$$C_D = \frac{24}{Re} \quad [1-f]$$

El Reynolds de partícula és:

$$Re = \frac{d_p \cdot u_r \cdot \rho}{\mu} \quad [1-g]$$

On μ és la viscositat del fluid. Substituint en l'equació [1-i] queda:

$$\left(\frac{\pi \cdot d_p^3}{6} \cdot (\rho_s - \rho) \cdot \frac{u_t^2}{R}\right) - \left(\frac{24}{\left[\frac{d_p \cdot u_r \cdot \rho}{\mu}\right]} \cdot \frac{u_r^2}{2} \cdot \rho \cdot \frac{\pi \cdot d_p^2}{4}\right) = 0 \quad [1-h]$$

$$\frac{\pi \cdot d_p^3 \cdot (\rho_s - \rho) \cdot u_t^2}{6 \cdot R} = 3 \cdot \pi \cdot \mu \cdot d_p \cdot u_r \quad [1-i]$$

Com:

$$u_r = \frac{dR}{dt} \quad [1-j]$$

Substituint l'expressió [1-i] queda:

$$\frac{\pi \cdot d_p^3 \cdot (\rho_s - \rho) \cdot u_t^2}{6 \cdot R} = 3 \cdot \pi \cdot \mu \cdot d_p \cdot \frac{dR}{dt} \quad [1-k]$$

La velocitat tangencial u_t varia amb el radi del cicló segons una expressió del tipus:

$$u_t \cdot R^n = \text{cte} \quad [1-l]$$

L'exponent valdria 1 per a un fluid sense viscositat i -1 per a un sòlid rígid. Diversos autors que l'han estudiat aconsellen prendre el valor de 0,5.

Suposant que per a $R = R_2 = D / 2$; $u_t = u$ (u és la velocitat del fluid u_g , que és la mateixa que en l'entrada) s'obté:

$$u_t \cdot R^{0,5} = u \cdot R_2^{0,5} \quad [1-m]$$

$$u_t = \frac{u \cdot R_2^{0,5}}{R^{0,5}} \quad [1-n]$$

Així doncs, substituint en l'equació [1-k] i integrant entre R_1 i R_2 sortirà quin és el temps (t_r) necessari perquè una partícula assoleixi la paret en el cas més desfavorable (és a dir, entrant al cicló a $R_1 = D_e / 2$).

$$\frac{\pi \cdot d_p^3 \cdot (\rho_s - \rho) \cdot \left[\frac{u \cdot R_2^{0,5}}{R^{0,5}}\right]^2}{6 \cdot R} = 3 \cdot \pi \cdot \mu \cdot d_p \cdot \frac{dR}{dt} \quad [1-o]$$

$$\int_0^{t_r} dt = \int_{R_1}^{R_2} \left[\frac{18 \cdot \mu}{d_p^2 \cdot (\rho_s - \rho) \cdot u^2 \cdot R_2} \right] \cdot R^2 \cdot dR \quad [1-p]$$

$$t_r = \frac{6 \cdot \mu \cdot (R_2^3 - R_1^3)}{d_p^2 \cdot (\rho_s - \rho) \cdot R_2 \cdot u^2} \quad [1-q]$$

D'altra banda, el camí recorregut per una partícula sobre l'helicoide en el temps dt , en el qual deriva un espai dR cap a la paret, serà:

$$\frac{dt \cdot u_t}{dR} = \frac{2 \cdot \pi \cdot R \cdot v}{R_2 - R_1} \quad [1-r]$$

On v és en funció de la velocitat d'entrada al cicló. Per a la gamma de velocitats utilitzades pot acceptar-se de forma aproximada que:

$$v = \frac{h}{a} \quad [1-s]$$

On h és la longitud del cilindre del cicló.

Integrant l'expressió [1-r]:

$$u_t = \left[\frac{2 \cdot \pi \cdot R \cdot v}{R_2 - R_1} \right] \cdot \frac{dR}{dt} \quad [1-t]$$

$$\frac{u \cdot R_2^{0.5}}{R^{0.5}} = \left[\frac{2 \cdot \pi \cdot R \cdot v}{R_2 - R_1} \right] \cdot \frac{dR}{dt} \quad [1-u]$$

$$\int_0^{t_s} dt = \int_{R_1}^{R_2} \frac{2 \cdot \pi \cdot v}{(R_2 - R_1) \cdot u \cdot R_2^{0.5}} \cdot R^{1.5} \cdot dR \quad [1-v]$$

$$t_s = \frac{4 \cdot \pi \cdot v \cdot \left[R_2^{5/2} - R_1^{5/2} \right]}{5 \cdot u \cdot [R_2 - R_1] \cdot \sqrt{R_2}} \quad [1-w]$$

On t_s és el temps necessari perquè la partícula recorri tota l'espiral exterior.

Una partícula de diàmetre d_p se separarà del fluid, entrant en les pitjors condicions ($R = R_1$), si el temps necessari per lliscar fins a R_2 és inferior al temps necessari per recórrer l'espiral fins a la inversió del flux. Per tant, el diàmetre límit d_p de la partícula que serà separada en un 100 per 100 s'obté igualant els temps ($t_r = t_s$) segons les equacions [1-q] i [1-w]; i quedarà:

$$\frac{6 \cdot \mu \cdot (R_2^3 - R_1^3)}{d_p^2 \cdot (\rho_s - \rho) \cdot R_2 \cdot u^2} = \frac{4 \cdot \pi \cdot v \cdot \left[R_2^{5/2} - R_1^{5/2} \right]}{5 \cdot u \cdot [R_2 - R_1] \cdot \sqrt{R_2}} \quad [1-x]$$

$$d_p = \sqrt{\frac{30 \cdot \mu \cdot (R_2^3 - R_1^3) \cdot (R_2 - R_1) \cdot R_2^{0.5}}{4 \cdot \pi \cdot v \cdot (R_2^{5/2} - R_1^{5/2}) \cdot (\rho_s - \rho) \cdot R_2 \cdot u}} \quad [1-y]$$

Una aproximació a l'expressió [1-i] és:

$$d_p = 1,09 \cdot k \cdot \sqrt{\frac{\mu \cdot D}{v \cdot (\rho_s - \rho) \cdot u}} \quad [2]$$

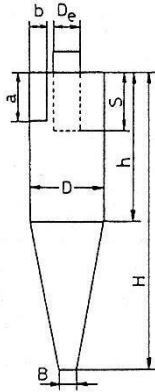
On k és una constant que depèn de les proporcions del cicló (el seu valor pot trobar-se per a diversos ciclons de tipus normal a la taula 1), μ és la viscositat del fluid, en $\text{kg}/(\text{m} \cdot \text{s})$, D és el diàmetre del cicló, en m , v és un paràmetre del cicló (taula 1) que està en funció de la velocitat d'entrada al cicló; per a la gamma de velocitats utilitzades pot acceptar-se de forma aproximada que:

$$v = \frac{h}{a} \quad [3]$$

h és l'alçària del cilindre del cicló, en m, ρ_s i ρ són respectivament les densitats del sòlid i del fluid, en kg/m^3 i o és la velocitat d'entrada del fluid.

Taula 1. Proporcions de ciclons de tipus normal.

	Alta eficàcia		Uso general			
	Stairmand (3)	Swift (4)	Lapple (5)	Swift (4)	Peterson (6)	Zenz (7)
a/D	0,5	0,44	0,5	0,5	0,583	0,5
b/D	0,2	0,21	0,25	0,25	0,208	0,25
s/D	0,5	0,5	0,625	0,6	0,583	0,75
D_e/D	0,5	0,4	0,5	0,5	0,5	0,5
h/D	1,5	1,4	2,0	1,75	1,333	2,0
H/D	4,0	3,9	4,0	3,75	3,17	4,0
B/D	0,375	0,4	0,25	0,4	0,5	0,25
ν	3	3,2	4	3,5	2,3	—
k	0,659	0,674	0,729	0,729	0,671	0,729
K	55,1	699	403	382	342	347



És aconsellable utilitzar una expressió semblant a aquesta, obtinguda seguint el mateix camí, però amb altres consideracions:

$$d_p = \sqrt{\frac{9 \cdot b \cdot \mu}{(\rho_s - \rho) \cdot \pi \cdot v \cdot u}} \quad [4]$$

Tanmateix els resultats obtinguts en la pràctica mostren que el valor de d_p obtingut de les equacions precedents no correspon realment al diàmetre límit de separació, sinó a aquell diàmetre per al qual l'eficàcia de separació és del 50 per 100 (denominat *diàmetre de tall*). És a dir:

$$d_p = d_{50} \quad [5]$$

Com es pot veure, la velocitat d'entrada al cicló té una influència important en el diàmetre de tall: un increment d'aquesta velocitat hauria d'implicar una disminució del diàmetre de tall. Tanmateix, això és cert tan sols dins d'uns límits determinats, ja que a velocitats excessivament altes l'aparició de turbulències provoca la disminució d'aquest efecte. En general, la velocitat d'entrada ha d'estar compresa entre 15 m/s i 30 m/s.

c) Eficàcia del cicló

No existeix un mètode teòric senzill que permeti el càlcul de l'eficàcia (definida com el percentatge de massa de partícules entrants que és separada pel cicló) de forma exacta. En part, això és perquè, a la pràctica, algunes partícules petites que teòricament haurien de sortir amb el fluid seran captades a causa de l'aglomeració i l'escombrada i el xoc amb partícules més grans; i, d'altra banda, partícules grans que haurien de ser retingudes rebotaran contra les parets o seran captades per turbulències i escaparan del cicló.

El mètode més comú de representar l'eficàcia d'un cicló és per una corba d'eficàcia o *corba de Tromp*, la qual relaciona la dimensió de les partícules amb la fracció de massa o percentatge de cada mida de partícula en l'alimentació que surt per la boca de descàrrega (figura 3.a).

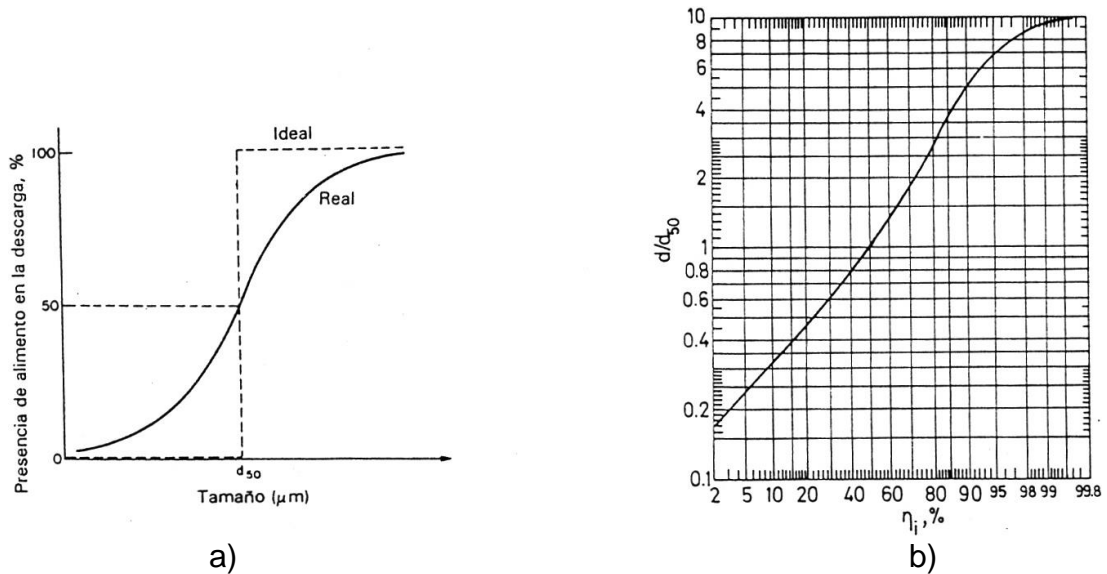


Figura 3. Corbes d'eficàcia

És bastant normal que, en lloc de representar la dimensió de les partícules davant la fracció de l'alimentació en la descàrrega, es representi la relació d/d_{50} davant d'aquesta fracció (figura 3.b).

La claredat de tall o separació depèn del pendent de la secció central de la corba: com més pròxim estigui a la vertical, més alta serà la claredat. Aquest pendent pot expressar-se prenent els punts en els quals el 75 % i el 25 % de les partícules de l'alimentació surten per la descàrrega, i aquests són les mides d_{75} i d_{25} , respectivament. La claredat de la separació o l'anomenada *imperfeció* (I) ve donada per:

$$I = \frac{d_{75} - d_{25}}{2 \cdot d_{50}} \quad [6]$$

La corba d'eficàcia o de Tromp ha d'obtenir-se del fabricant o bé determinar-se experimentalment.

Per a la seva determinació experimental únicament cal fer anàlisis granulomètriques en l'entrada i la sortida del cicló.

Un mètode aproximat per al càlcul de l'eficàcia és mitjançant l'equació:

$$\eta_i = 1 - \exp \left[-2 \cdot \left(\frac{(1+n) \cdot Q \cdot K \cdot \rho_s \cdot d_{pi}^2}{D^3 \cdot 18 \cdot \mu} \right)^{\frac{1}{(2n+2)}} \right] \quad [7]$$

On η_i és la fracció en massa de mida d_{pi} de l'alimentació que surt per la descàrrega, d_{pi} és el diàmetre de partícula del qual calculem l'eficàcia, en m, Q és el

cabal de fluid alimentat en m^3/s , D és el diàmetre del cicló, en m , ρ_s és la densitat del sòlid en kg/m^3 , μ és la viscositat del fluid en $kg/(m \cdot s)$, K és una constant que depèn de les proporcions del cicló (vegeu taula 1) i n és l'exponent de vòrtex que es calcula mitjançant la següent expressió:

$$n = 1 - \left[(1 - 0,67 \cdot D^{0,14}) \cdot \left(\frac{T}{283} \right)^{0,3} \right] \quad [8]$$

T és la temperatura del fluid en graus Kelvin.

d) Disseny de ciclons

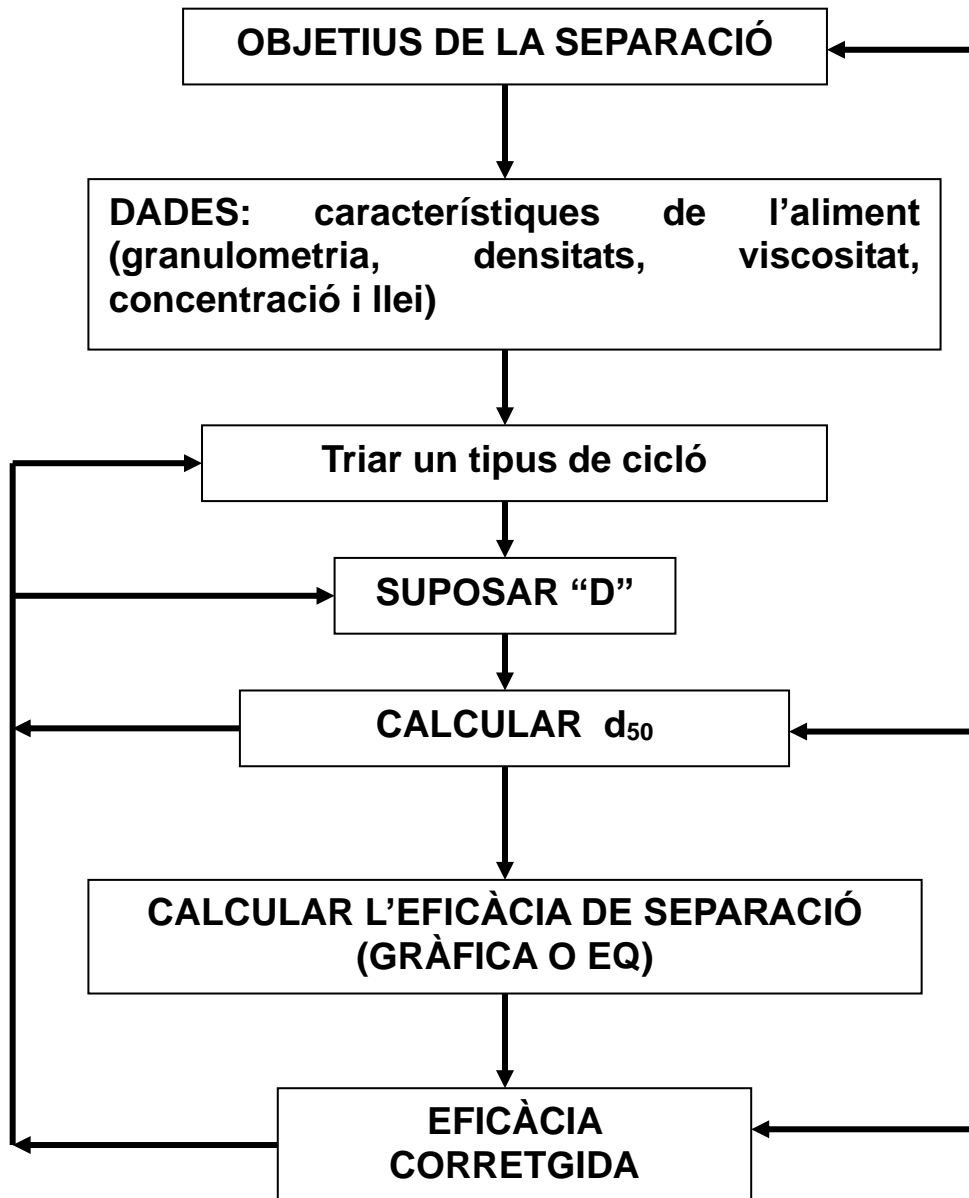
Els especialistes solen utilitzar metodologies empíriques o semiempíriques, habitualment no publicades. A continuació s'exposen dos mètodes de càlcul que permeten efectuar un disseny bastant fiable d'un cicló.

El mètode probablement més pràctic es basa en el càlcul de d_{50} per a un determinat diàmetre de partícula i unes condicions d'operació, i, d'altra banda en la utilització de la corba d'eficàcia d'aquest tipus de cicló (obtinguda a través del fabricant o experimentalment). Una vegada caracteritzades les partícules a separar (distribució granulomètrica i densitat), i calculat prèviament d_{50} , es determina l'eficàcia de cada fracció i a continuació es calcula l'eficàcia total ponderada η mitjançant l'expressió:

$$\eta = \sum \eta_i \cdot m_i \quad [9]$$

On m_i és la fracció de massa en % de diàmetre d_{pi} recuperada en la descàrrega.

Si es vol establir el valor de D per obtenir una determinada eficàcia, cal efectuar un procés iteratiu. Primer se suposa un valor de D i es calcula l'eficàcia pel mètode exposat; del resultat s'estima un nou valor de D i es repeteixen els càlculs fins que s'obté l'eficàcia desitjada.



Un altre mètode, que no requereix tenir la corba d'eficàcia, és utilitzar les expressions [7] i [8]. Per a una operació òptima diversos autors han suposat la següent relació entre el diàmetre del cicló i la velocitat d'entrada del fluid:

$$D = 0,0262 \cdot \left[\frac{Q \cdot \rho^2 \cdot (1-b)}{\mu \cdot \rho_s \cdot a \cdot (b^{2,2})} \right]^{0,4543} \quad [10]$$

S'ha d'observar que en cap d'aquests mètodes no intervé per a res la longitud del cicló. Se suposa que el dispositiu respon a un disseny concret i que la seva longitud és suficient perquè la longitud natural, equació [1], quedi compresa dins del cos. Un increment addicional de la longitud del cicló n'augmenta el cost sense proporcionar, en general, cap avantatge.

L'eficàcia obtinguda per qualsevol d'aquests mètodes és l'eficàcia "a buit", és a dir, la que s'obtidria separant partícules aïllades. A la pràctica, la interacció entre

partícules fa que l'eficàcia augmenti amb la concentració de sòlids. L'eficàcia "corregida" (η_c) pot obtenir-se de la correlació gràfica de la figura 4.

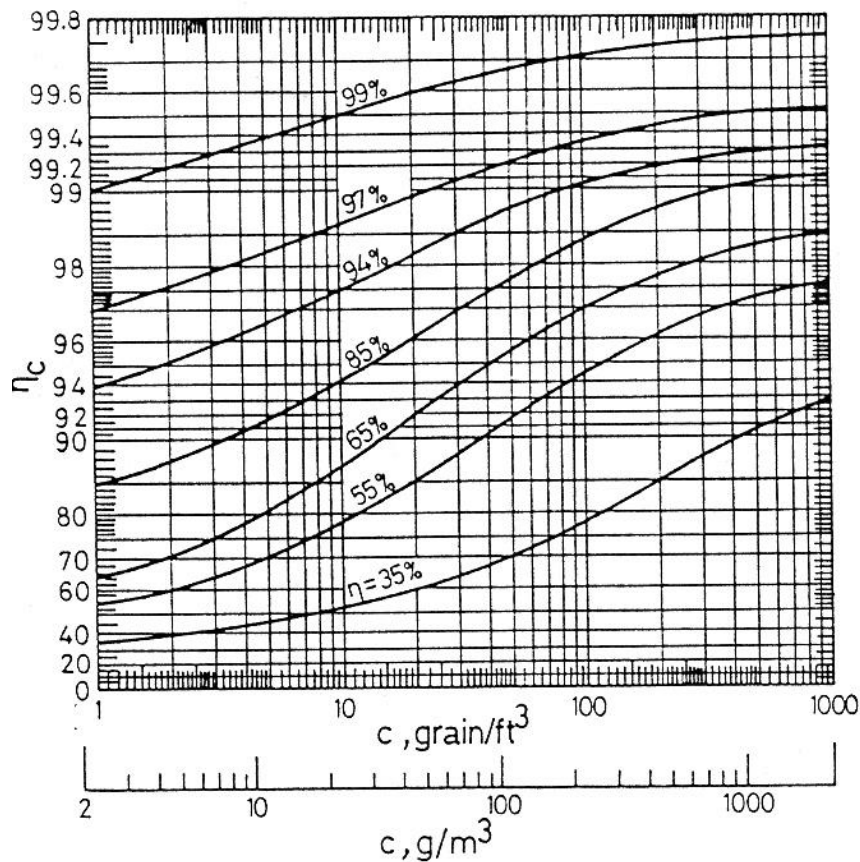


Figura 4. Correlació de l'eficàcia en funció de la càrrega de partícules

L'eficàcia d'un cicló varia segons les condicions de treball. A continuació es presenten algunes expressions que permeten predir de forma aproximada aquesta variació.

d.1) Variació de cabal

Implica evidentment un canvi de la velocitat d'entrada al cicló. Si no es disposa de dades experimentals, per a variacions poc importants del cabal la nova eficàcia pot calcular-se mitjançant la relació empírica:

$$\frac{100 - \eta_a}{100 - \eta_b} = \left[\frac{Q_b}{Q_a} \right]^{0.5} \quad [11]$$

Si el cabal augmenta també augmenta l'eficàcia, però fins a uns límits determinats, com ja s'ha dit anteriorment.

d.2) Variació de la viscositat del fluid

El canvi d'eficàcia pot estimar-se mitjançant l'expressió:

$$\frac{100 - \eta_a}{100 - \eta_b} = \left[\frac{\mu_a}{\mu_b} \right]^{0,5} \quad [12]$$

Si la viscositat del fluid augmenta, l'eficàcia disminueix.

d.3) Variació de la concentració de partícules

Si augmenta la concentració de partícules (c) augmentarà l'eficàcia; de forma aproximada:

$$\frac{100 - \eta_a}{100 - \eta_b} = \left[\frac{c_b}{c_a} \right]^{0,5} \quad [13]$$

La nova eficàcia també podria estimar-se mitjançant la gràfica de la figura 4.

e) Reciclatge de part del fluid

El reciclatge d'una part de la sortida del cicló (figura 5) permet augmentar-ne l'eficàcia. En contrapartida, l'augment de cabal d'alimentació implica un diàmetre més gran i una pèrdua de càrrega superior.

El reciclatge pot ser interessant en determinats casos en què sigui important augmentar l'eficàcia del procés, o bé quan es vulgui mantenir una determinada velocitat d'operació malgrat una variació de cabal a tractar (més flexibilitat).

L'eficàcia del conjunt E_i (cicló més recicló) pot calcular-se, per a cada fracció de mida, a partir de la η_i :

$$\frac{E_i}{\eta_i} = \frac{1 + r}{1 + (r \cdot \eta_i)} \quad [14]$$

On r és la fracció reciclada.

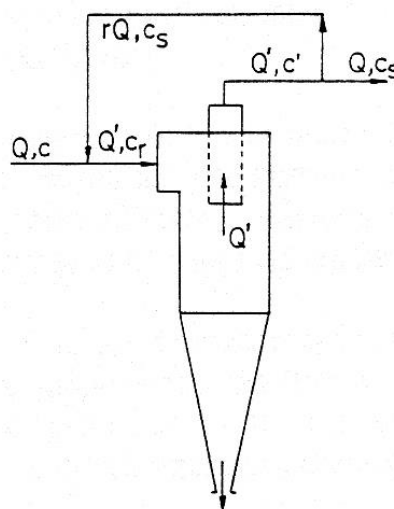


Figura 5. Reciclatge de part del fluid

f) Pèrdua de càrrega

La pèrdua de càrrega experimentada pel fluid en travessar el cicló és important, ja que repercuteix directament en el cost. Les principals causes són:

- Expansió del gas a l'entrada del cos del cicló.
- Pèrdues d'energia cinètica en la trajectòria helicoïdal seguida al cicló.
- Fricció sobre les parets interiors del cicló i sobre el conducte de sortida.
- Recuperació d'energia cinètica en forma de pressió a la sortida.

La pèrdua de càrrega (ΔP , en N/m^2) pot calcular-se mitjançant l'estudi de totes i cada una de les contribucions citades; tanmateix, una aproximació ve donada per la següent expressió:

$$\Delta P = \frac{\zeta \cdot \rho \cdot u^2}{2} \quad [15]$$

On ζ és un coeficient adimensional que depèn únicament de la geometria del cicló. Per a ciclons comercials, el fabricant sol donar aquest paràmetre; en altres casos, cal recórrer a equacions empíriques o semiempíriques, entre les quals hi ha la següent:

$$\zeta = \frac{16 \cdot a \cdot b}{D_e^2} \quad [16]$$

La pèrdua de càrrega (ΔP) així calculada és la corresponent a l'aire solament. En presència de certes concentracions de partícules, la caiguda de pressió disminueix. Per corregir aquest efecte hi ha la següent expressió:

$$\Delta P_c = \frac{\Delta P}{1 + (0,0086 \cdot \sqrt{c})} \quad [17]$$

On ΔP_c és la caiguda de pressió tenint en compte la concentració, en N/m^2 , i c és la concentració de partícules en g/m^3 . L'experiència indica que els resultats obtinguts amb aquesta expressió són conservadors, és a dir, són superiors als que s'obtenen realment en presència de partícules.

g) Aspectes pràctics

L'eficàcia d'un cicló pot disminuir substancialment si el vòrtex penetra a la tremuja de descàrrega i assoleix el nivell dels sòlids ja separats. És possible evitar la sortida del vòrtex instal·lant un con a l'entrada de la tremuja.

Un altre defecte que pot provocar la reducció de l'eficàcia és l'existència d'irregularitats a la paret interior del cicló (per exemple, un cordó de soldadura), que pot provocar turbulències i rebot de partícules. Si és amb sòlids abrasius, aquest efecte pot arribar a tallar la paret del cicló. Passa una cosa semblant si l'entrada no és tangencial.

És possible que en alguns casos no hi hagi una altura suficient per instal·lar el cicló verticalment. En aquest cas es pot disposar de forma inclinada. En posició horitzontal el camp centrífug actua igualment, però les partícules separades s'acumulen a la part cònica, per la qual cosa la secció ha de ser curvilínia per donar lloc a un punt de descàrrega vertical.

HIDROCICLONS

Aquests aparells utilitzen els mateixos principis que els ciclons, però les diferències de densitat entre les matèries sòlides i el fluid portador o d'arrossegament són aquí menys marcades.

Les característiques generals i els principis de funcionament són els mateixos que els que ja s'han explicat per als ciclons.

El treball experimental realitzat per diversos investigadors mostra que en l'interior de l'hidrocló s'observen quatre regions que contenen distribucions de mides clarament diferenciades (figura 6).

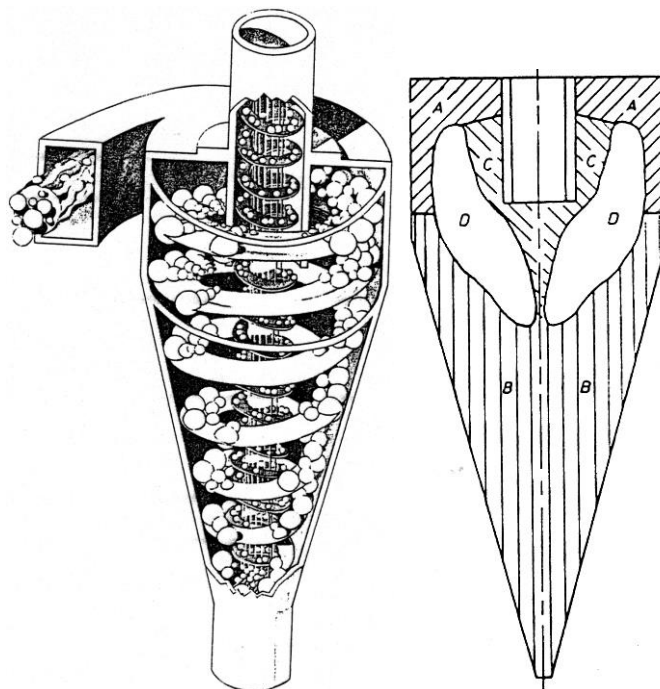


Figura 6. Distribució de mides en un hidrocló

La regió A, situada contra la coberta superior i la paret del cilindre, conté partícules que tenen la distribució de mides de l'alimentació (és a dir, alimentació no classificada). La major part de la regió cònica l'omple la regió B, en la qual les partícules tenen essencialment la distribució de mides del producte gruixut. Circumdant el tub de vessament i estenent-se per sota es troba la regió C, que conté la distribució de mides del producte fi. La quarta regió D és un toroide allargat situat entre C i A-B. A través d'aquesta regió, les fraccions de mida es distribueixen radialment, de manera que les mides decreixents mostren un màxim en les distàncies radials decreixents, cosa que indica que aquesta regió és el lloc geomètric de la classificació activa.

Les correlacions per a hidroclons podrien ser les mateixes que les indicades amb les equacions [2] i [4], encara que en aquest cas s'haurien de tenir els paràmetres dels hidroclons comercials.

Per a hidroclons existeixen moltes correlacions empíriques; la de Dahlstrom és una de les de més acceptació:

$$d_{50} = \frac{0,003 \cdot [D_e \cdot D_A]^{0,68}}{Q^{0,53} \cdot [\rho_s - \rho]^{0,5}} \quad [18]$$

On d_{50} és el diàmetre de tall, en m, D_e i D_A són els diàmetres de vessament i alimentació (boca d'entrada de tipus circular), en m, Q és el cabal d'alimentació, en m³/s, i ρ_s i ρ són les densitats del sòlid i fluid respectivament, en kg/m³.

Una altra correlació és la de Kawatra, que modifica la de Plitt incorporant la viscositat:

$$d_{50} = \frac{K \cdot D^{0,46} \cdot D_A^{0,6} \cdot D_e^{1,21} \cdot x^{0,41} \cdot \mu_L^{0,35}}{B^{0,71} \cdot h_0^{0,38} \cdot Q^{0,45} \cdot (\rho_s - \rho)^{0,5}} \quad [19]$$

On K és una constant, que coincideix amb la de Plitt en 0,0026, i μ_L és la viscositat del líquid en kg/m s.

L'eficàcia de separació de l'hidrocicló es determina de la mateixa manera que per al cicló, amb el mètode experimental.

Existeixen equacions aproximades per al càlcul de l'eficàcia en hidrociclons, una de les quals és:

$$\eta_i = 1 - \exp \left[-0,6931 \cdot \left(\frac{d_{p_i}}{d_{50}} \right)^s \right] \quad [20]$$

On s és un paràmetre empíric que manca de significat físic, però que representa la precisió de la separació; els valors estan en l'interval d'1 a 3,8 i es considera una classificació eficient si s val 2,5.

Una altra expressió és la de Lynch:

$$\eta_i = \frac{e^{\alpha \cdot \frac{d_{p_i}}{d_{50}}} - 1}{e^{\alpha \cdot \frac{d_{p_i}}{d_{50}}} + e^{\alpha} - 2} \quad [21]$$

On α és un paràmetre variable que descriu completament la corba; com més gran és, més perfecta és la separació. Normalment pren valors entre 3 i 4.

Els mètodes de disseny són bàsicament els mateixos, encara que en aquest cas utilitzariem dades comercials referents a hidrociclons.

Per a hidrociclons resulta interessant comentar l'efecte de l'augment del cabal d'alimentació (dins de certs límits), ja que ocasiona un augment de la caiguda de pressió (augment de potència) i una disminució del diàmetre de tall (les partícules més fines són conduïdes cap a la descàrrega).

Existeixen relacions empíriques per determinar la pèrdua de càrrega (N/m^2) en hidrociclons, per exemple, la de Dahlstrom:

$$\Delta P = \left[\frac{Q \cdot D_A^{0,9}}{7,4 \cdot 10^{-6} \cdot D_e^{0,9}} \right]^2 \quad [22]$$

La separació de mides fines només s'aconsegueix amb alimentacions amb un percentatge de sòlids baix (densitat de la polpa baixa) i una gran caiguda de pressió. Normalment, la concentració de l'alimentació no és més gran del 30 % de sòlids. Per a les operacions de mòlta en circuit tancat sovint es necessiten separacions relativament gruixudes, per la qual cosa s'usen concentracions d'alimentació de fins al 60 % de sòlids, combinades amb baixes caigudes de pressió.

La forma de les partícules en l'alimentació també és un factor important en la separació: les partícules molt planes, com ara la mica, apareixen freqüentment en el vessament, encara que siguin relativament gruixudes.

A la pràctica, el punt de tall o mida de separació es controla principalment per les variables de disseny de l'hidrocicló, com per exemple les obertures de l'entrada, del vessament i de la descàrrega. La majoria dels hidrociclons estan dissenyats de forma que aquestes variables es puguin canviar fàcilment.

L'àrea d'entrada determina la velocitat d'entrada. En la majoria dels casos l'entrada és de secció transversal circular o rectangular. Es disposa tangencialment, però també són comunes les entrades envolupants per minimitzar la turbulència i reduir el desgast.

El diàmetre del tub de vessament és una variable important. En una caiguda de pressió donada, augmentar el diàmetre del vessament significa augmentar el diàmetre de tall i la capacitat.

La mida de l'obertura de descàrrega determina la seva densitat, i alhora ha de permetre l'entrada d'aire a l'eix per establir el remolí d'aire. Si és massa petit es forma un raig de polpa massa espès i l'aire no hi pot entrar, de manera que baixa considerablement l'eficàcia. Si és massa gran, la descàrrega es dilueix i l'aigua transporta sòlids fins, que haurien d'aparèixer en el vessament.

A la pràctica, el diàmetre de tall o separació es determina en gran part pel diàmetre de l'hidrocicló. Les partícules fines requereixen ciclons petits, cosa que comporta poca capacitat i obliga a connectar ciclons en paral·lel. Per separar partícules més grans es necessiten hidrociclons de mides més grans i amb capacitats conseqüentment altes, per la qual cosa no poden usar-se en plantes amb produccions baixes. Amb freqüència això és un problema a les plantes pilot, on moltes vegades no es pot realitzar la simulació de la mida completa de la planta, ja que a mesura que es redueix la mida dels ciclons, per permetre una separació més petita, es redueix el punt de tall o separació.

a) Geometria de l'hidrocicló

En general una configuració de la següent forma és satisfactòria per a la classificació (nomenclatura segons la figura de la taula 1):

$$\begin{aligned}D_A &= D/7 \\D_e &= D/5 \\B &= D/15 \\S &= 0,4 \cdot D \\H &= 3 \cdot D \\ \theta &= 10 \text{ a } 30^\circ\end{aligned}$$

Els angles de con (θ) més grans són millors per a la classificació, però hi ha un límit superior, perquè ocasionen que d_{50} augmenti amb una disminució de la capacitat de processament per a una caiguda de pressió donada. L'efecte pot contrarestar-se parcialment augmentant la secció cilíndrica (h).

Si l'hidrocicló s'usa per a operacions d'eliminació d'aigua, és convenient que tingui unes proporcions lleugerament diferents:

$$\begin{aligned}D_A &= D/4 \\D_e &= D/3 \\S &= 0,4 \cdot D \\H &= 5 \cdot D\end{aligned}$$

A la pràctica també s'empren aquestes proporcions per a la classificació en mòlta en circuit tancat, perquè les obertures més grans redueixen la caiguda de pressió.

En alguns casos, els diàmetres dels tubs d'entrada i vessament han de ser més grans que la mida real de l'obertura de l'hidrocicló, i en el cas d'aquest últim tub s'ha d'anar amb compte d'evitar efectes de sifó que podrien alterar els patrons de flux dins de l'hidrocicló.

La descàrrega inferior és normalment una descàrrega lliure i la mida de l'obertura s'ajusta en general de manera que satisfaci l'aplicació.

b) Tipus d'hidrociclons

D'acord amb la seva geometria, els hidrociclons es classifiquen en cilíndrics i cònics. Dins del primer grup s'inclouen els cònics de con estès i els de con pronunciat. El segon grup recull els cilíndrics de fons pla i descàrrega perifèrica i els cilíndrics amb descàrrega central.

Es podrien esmentar dos tipus de ciclons relativament nous: l'hidrocicló garbell i el cicló airejat (ASC, *air-sparged cyclone*). Aquests equips, encara que reben el nom d'hidrociclons, s'allunyen en les seves aplicacions dels hidrociclons habituals.

b.1) Hidrociclons de con pronunciat

Característiques:

- Hidrociclons amb angle de con inferior a 20°.
- Part cilíndrica de gran longitud (més gran que una vegada el diàmetre).
- Toveres d'alimentació i desbordament de petites dimensions per augmentar el temps de residència.
- Es construeixen de diàmetre petit i mitjà, fins a 250 mm.
- Pressions mitjanes d'operació entre 150 i 400 kPa.
- Mides de tall de 2 a 30 μm .

Aplicacions:

- Classificacions fines, com les que es requereixen en operacions de clarificació i espessiment de llots.

b.2) Hidrociclons de con estès

Característiques:

- Angle de la part cònica entre 20° i 45°; excepcionalment se'n poden trobar de fins a 160°.
- Es construeixen en diàmetres entre 250 i 1.250 mm, encara que hi ha models de fins a 2.000 mm.
- Pressions mitjanes d'operació entre 30 i 100 kPa.
- Mides de tall de 20 a 150 μm .
- No assoleixen una recuperació de sòlids elevada, però sí que presenten més selectivitat o menys imperfecció (reclassificació per formació d'un llit en moviment a la part baixa del con).

Aplicacions:

- Classificacions tant per mida com per densitat. Un exemple n'és el rentatge de carbó amb els anomenats ciclons d'aigua.

b.3) Hidrociclons cilíndrics amb descàrrega perifèrica.

Característiques:

- El fons és pla.
- L'evacuació del producte gruixut es fa tangencialment a la zona baixa de la part cilíndrica.
- S'obté una descàrrega diluïda, cosa que redueix l'eficàcia de separació (a causa de les partícules fines, en suspensió al líquid, que acompanyen la descàrrega).
- Connectant a la sortida de descàrrega un hidrocicló cilíndric de diàmetre més petit, amb injecció d'aigua a la cambra de connexió dels dos hidrociclons, per diluir l'alimentació del segon cicló, es millora la separació (figura 10).

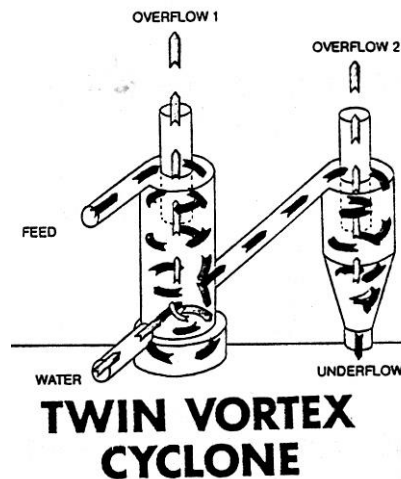


Figura 10. Hidrocicló cilíndric en doble etapa

Aplicacions:

- En tractaments de minerals en què s'operi a baixes concentracions de sòlids.

b.4) Hidrociclons cilíndrics amb descàrrega central

Característiques:

- Aquest disseny difereix de l'anterior en el fet que la descàrrega es fa a través d'un orifici central.
- Igual com passava amb els hidrociclons cilíndrics de con estès, en aquests també es crea un llit de sòlids circulant que afavoreix la reclassificació de la descàrrega.
- També se'ls denomina hidrociclons CBC (*circulating bed cyclone* o *circulating bed classifier*), hidrociclons de llit circulant o classificadors de llit circulant.
- Elevada eficàcia de separació. El llit de sòlids circulant afavoreix la classificació de la descàrrega, de manera que els sòlids fins que sortirien per la descàrrega, en quedar a la part superior del llit, són arrossegats pel remolí interior.
- El llit actua com un matalàs amortidor de les variacions d'alimentació, tant en cabal com en concentració de sòlids.
- Resistència al bloqueig de la boca de descàrrega (figura 11).
- Variació de d_{50} només variant la longitud de la part cilíndrica, amb l'addició o sostracció d'anells (figura 12).
- La relació de d_{50} , obtinguda mitjançant un hidrocicló CBC, del mateix diàmetre i longitud que un altre de cònic d'aproximadament 20° , és de 2,5. Però variant el nombre de cossos cilíndrics en el CBC aquesta relació varia entre 1 i 2,5.
- Mida de separació de fins a $500 \mu\text{m}$.

Aplicacions:

- Circuits tancats de mòlta.
- Circuits de concentració gravimètrica.

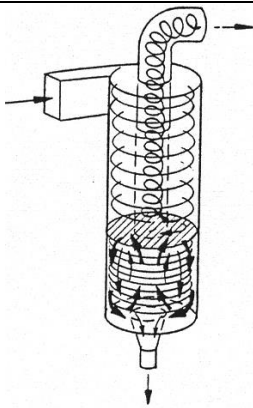


Figura 11. Corrents en l'interior d'un hidrocicló CBC

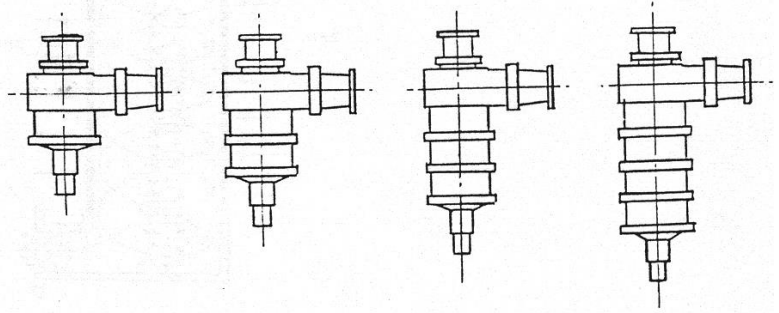


Figura 12. Hidrociclons CBC amb diferents longituds de la part cilíndrica

b.5) Hidrocicló garbell

Característiques:

- També anomenat garbell centrífug.
- Cicló de gran diàmetre (500 a 1.000 mm) amb parets perforades.
- Els sòlids fins i el líquid travessen la paret i els sòlids gruixuts cauen per la part cònica sense líquid.

Aplicacions:

- Rang d'aplicació entre 0,2 i 2 mm, que cobreix el buit entre hidrociclons i garbells convencionals.

b.6) Hidrocicló airejat ASC (*air-sparged cyclone*)

Característiques:

- Hidrocicló cilíndric amb parets de material ceràmic porós.
- Els remolins provoquen l'entrada de bombolles d'aire a través de les parets poroses.
- Les partícules hidròfobes són transportades en una fase escumosa pel corrent central ascendent, mentre que les hidròfiles es descarreguen a través del broquet (figura 13).

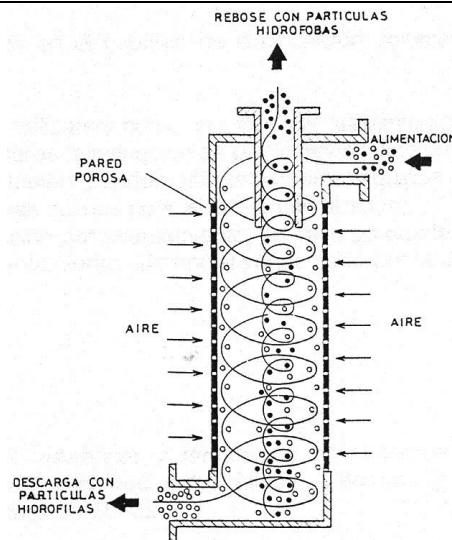


Figura 13. Esquema de funcionament d'un hidrocicló airejat

AVANTATGES I DESAVANTATGES DELS CICLONS I HIDROCICLONS

Aquest tipus d'aparells es caracteritzen principalment per:

- Menys cost d'inversió.
- Cost d'operació relativament baix.
- Construcció simple.
- No tenen parts mòbils.
- Aptitud per treballar a temperatures i pressions elevades.
- Possibilitat de tractar fluids amb elevades concentracions de partícules.
- Funcionen pràcticament en qualsevol posició.
- Operació en continu.
- Temps de residència baixos.
- Eficàcia relativament alta.

Els principals desavantatges són:

- Falta de precisió en la separació i quantitat de material que passa sense classificar-se.
- Despesa de bombament.
- Límits d'utilització.
- Poc flexible una vegada que està en operació.
- Problemes de desgast.

ALTRES APLICACIONS DELS CICLONS I HIDROCICLONS

Aquests equips, tractats en el capítol de classificació volumètrica, també poden tenir aplicació en altres casos:

1. Els ciclons solen utilitzar-se com a equips de tractament de l'aire, coneguts com a ciclons de desempolsar (d'eliminació de partícules sòlides en suspensió).

2. Els hidrociclons també poden utilitzar-se com a equips ambientals (en aquest cas, d'eliminació de partícules sòlides en suspensió en l'aigua).
3. Es poden utilitzar equips de concentració per assentament en cas que les partícules tinguin la mateixa granulometria i l'assentament diferencial vingui donat per la densitat.

ESPESSIDORS (THICKENERS)

SOLID-LIQUID SEPARATION



ESPESSIDORS (THICKENERS)

Són normalment cilíndrics: de fusta, acer o plàstic. Si són de >30 m són de formigó.

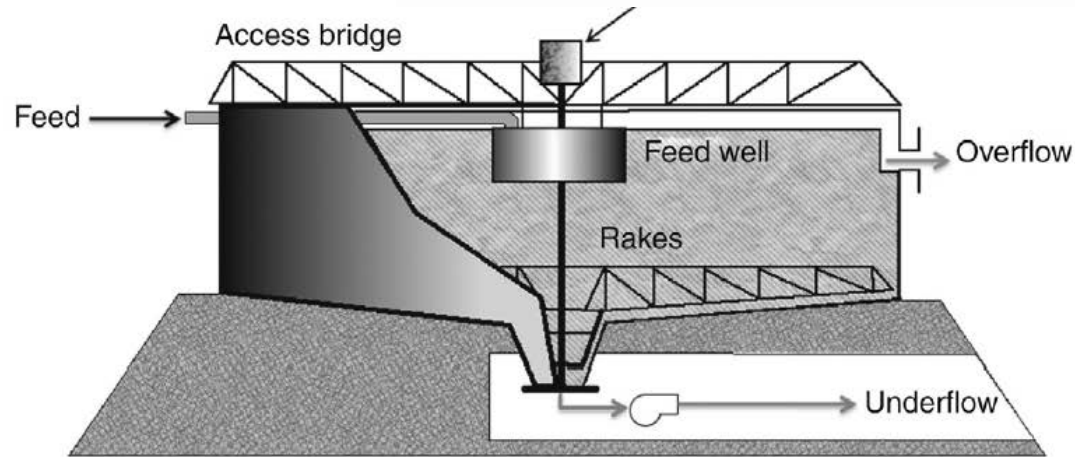


Figure 14.1: Sketch of a Thickener Showing the Access Bridge, Feed Well, Rakes Supported by the Central Column and Cables and the Underflow Discharge.

La pendent de la base és entre 80-150 mm/m, però poden ser més grans fins a 45° . El rasclat té com objectiu recollir el dipòsit fins a la part central on serà bombejat i extret. Un altre objectiu és desfer els flòculs i donar major densitat o concentració. Velocitat dels rasclats de 5-8 m/min als extrems.

Cabal vessament 0,1-02 m³/min m.

ESPESSIDORS (THICKENERS)

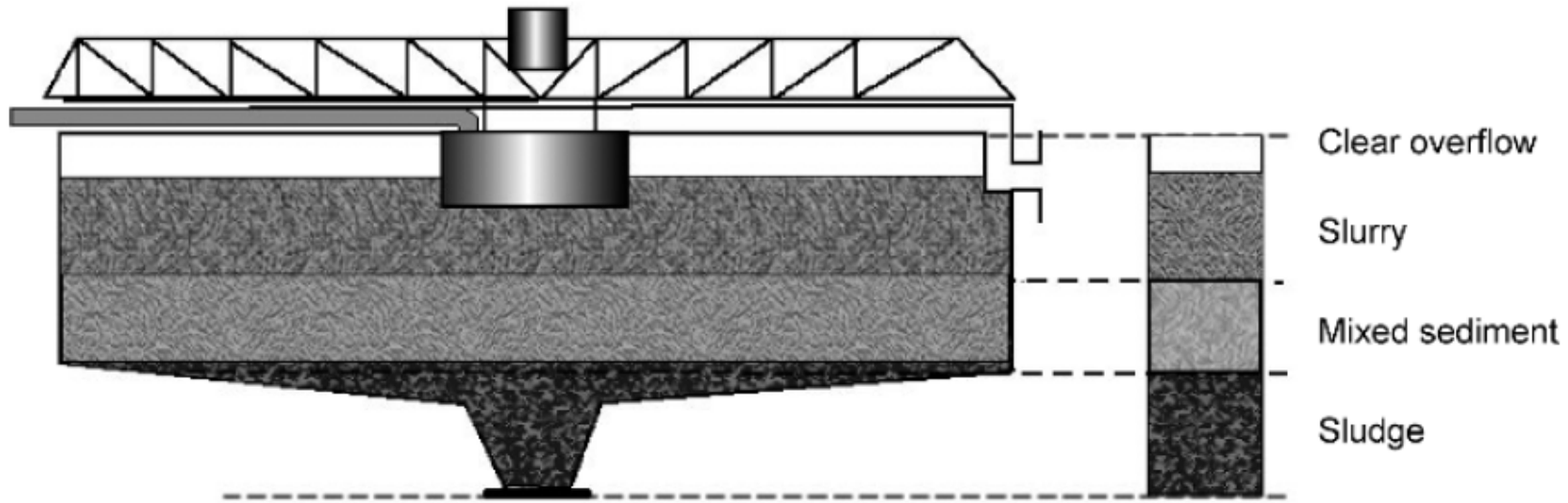


Fig. 13.23. Sedimentation layers resulting from particles of different size and density



THICKENERS: alimentació

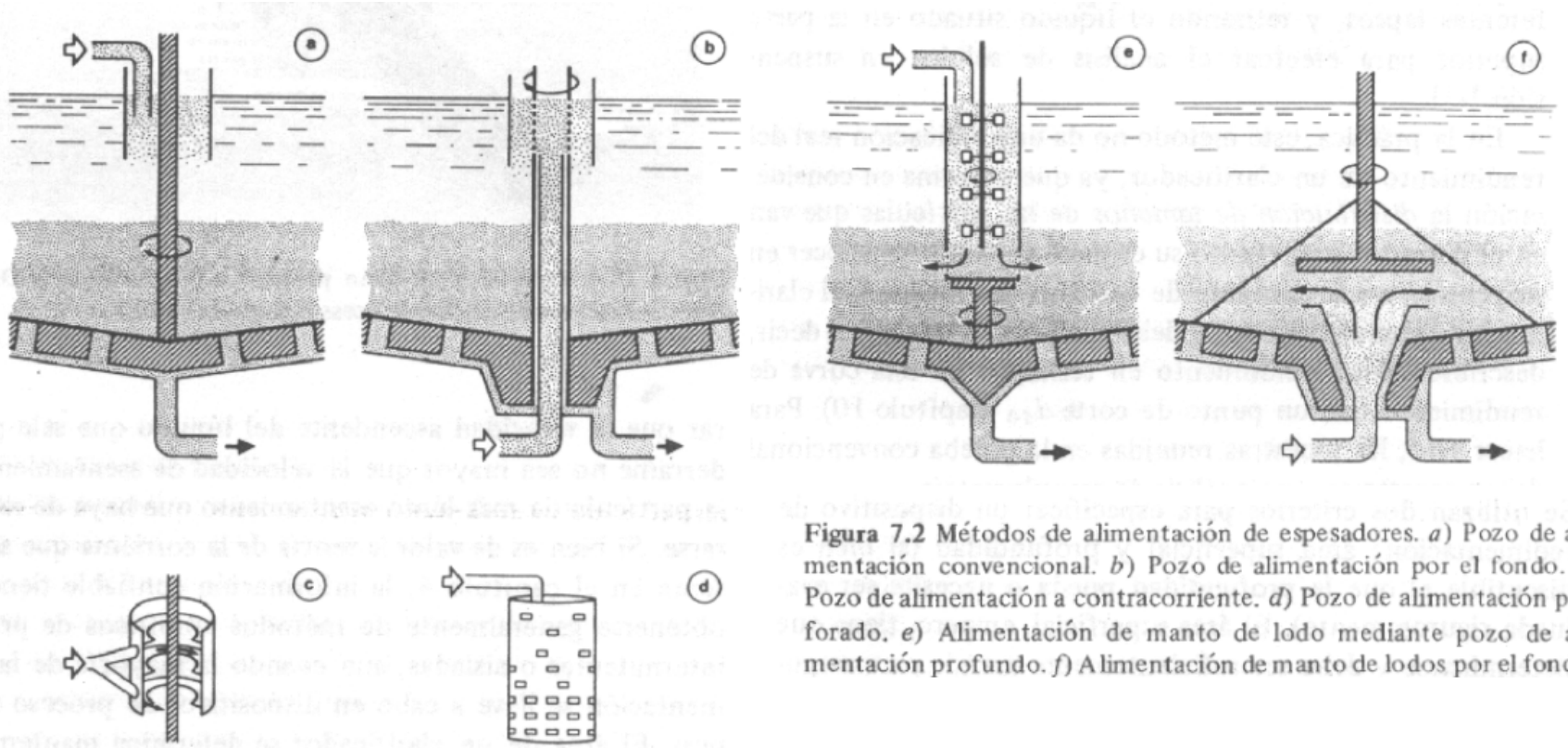


Figura 7.2 Métodos de alimentación de espesadores. a) Pozo de alimentación convencional. b) Pozo de alimentación por el fondo. c) Pozo de alimentación a contracorriente. d) Pozo de alimentación perforado. e) Alimentación de manto de lodo mediante pozo de alimentación profundo. f) Alimentación de manto de lodos por el fondo.



ESPESSIDORS (THICKENERS)

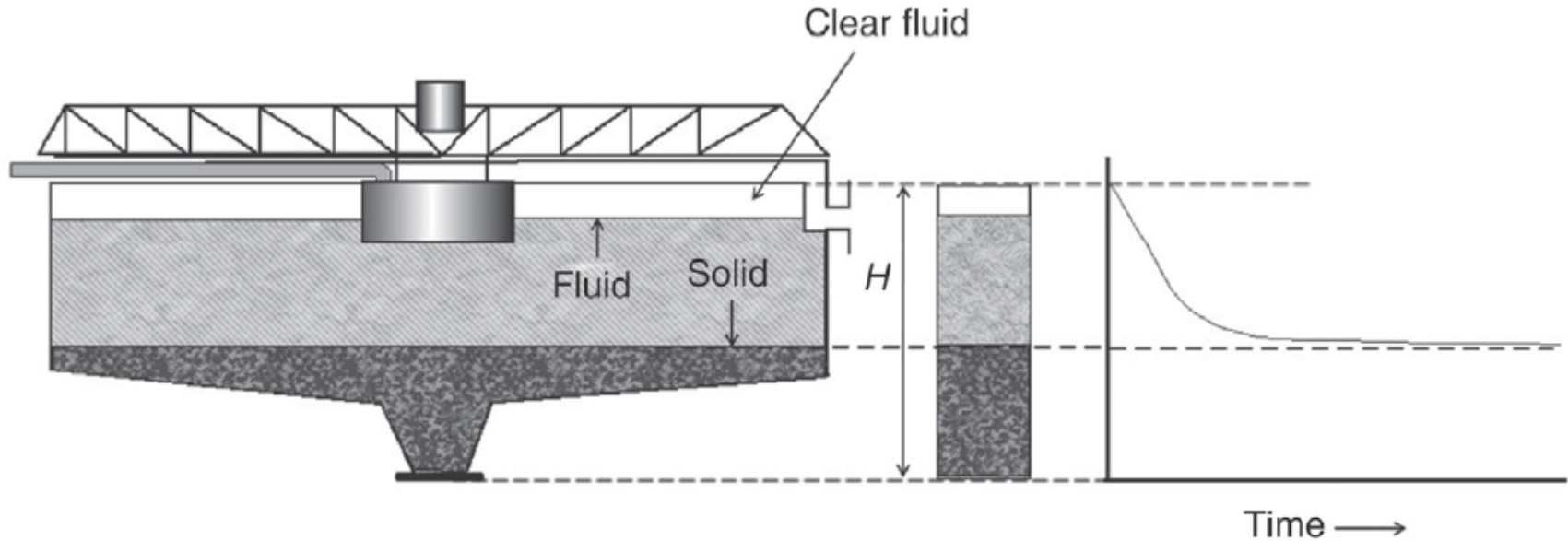


Figure 14.4: Sedimentation in a Thickener.

Es dissenyen segons les lleis de la sedimentació = SEDIMENTACIÓ ZONAL.
 Consideracions de **Coe and Clevenger** (1916):

- La velocitat de sedimentació és funció de la concentració.
- El flux a la descàrrega del líquid net equival a la diferència entre l'aliment i la descàrrega de fangs o grossos (balanç de massa).

Definim:

$$F = \frac{\text{massa líquid aliment}}{\text{massa sòlid aliment}} \quad D = \frac{\text{massa líquid desàrrega}}{\text{massa sòlid decàrrega}}$$

$$Q_{M(F)} = \text{flux massa aliment, } \frac{t}{h}$$

ESPESSIDORS (THICKENERS)

Aleshores dins espessidor:

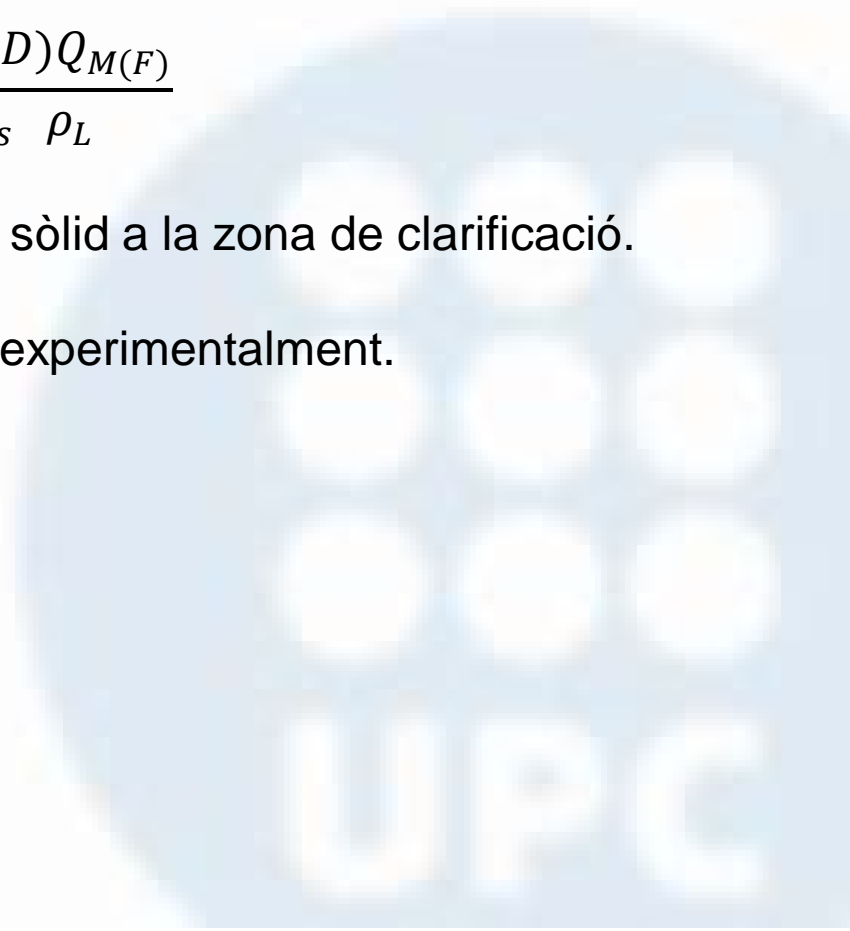
$$\text{Massa líquid que és mou cap amunt} = (F - D)Q_{M(F)}$$

Aleshores l'àrea en planta serà:

$$A = \frac{(F - D)Q_{M(F)}}{v_s \rho_L}$$

On v_s és la velocitat de sedimentació del sòlid a la zona de clarificació.

A la pràctica aquesta determinació es fa experimentalment.



THICKENERS: DISSENY

S'ha de determinar:

- Àrea planta (mètode Talmadge-Fitch).
- Alçada zona de fangs.
- Alçada zona clarificada.

On comença la zona de compressió es coneix com a PUNT CRÍTIC.

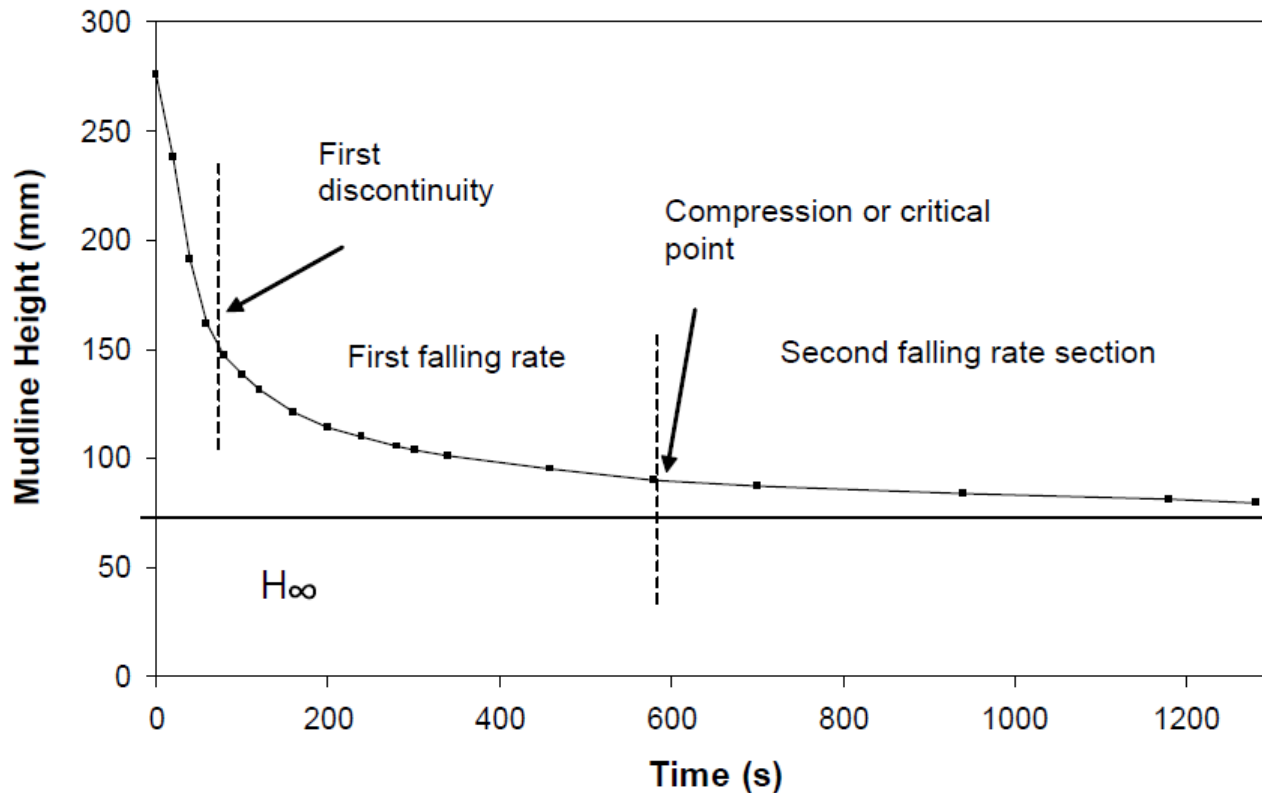


Fig. 13.11 Batch settling tests showing discontinuities at the transition from free settling to hindered settling and to compression.

THICKENERS: Alçada zona de fangs

Per **Osborne**:

$$H_c = \frac{V_c}{A}$$

On; H_c és l'alçada de la zona de fangs, V_c és el volum de sòlids i líquid a la zona de fangs i A és l'àrea en planta del clarificador-espessidor.

V_c a la zona de fangs ve definit per l'aportació de sòlids i líquids cap aquesta àrea:

$$V_c = \frac{Q_F c_F t_D}{\rho_S} + \frac{Q_F c_F t_D}{\rho_L} \left(\frac{\rho_P - c_c}{c_c} \right)$$

On:

Q_F és el flux de sòlid+líquid aliment, m^3/s ,

c_F és la concentració de sòlids aliment ($S/(S+L)$), kg/m^3 ,

t_D temps de residència zona compressió, segons,

ρ_S , ρ_L és la densitat del sòlid i el líquid

ρ_P és la densitat o concentració del producte de la sortida de grossos.

c_c és la concentració del fangs $S/(S+L)$ a la zona compressió.

$\rho_P - c_c$ representa la variació de la concentració entre la zona compressió i el producte o fang evacuat, de manera que seria el líquid que es perd.

THICKENERS: Alçada zona de fangs

Anem a fer una anàlisi dimensional de l'expressió:

$$\begin{aligned} & [m^3] \\ &= \frac{\left[\frac{m^3(S+L)}{s} \right] \left[\frac{kg(S)}{m^3(S+L)} \right] [s]}{\left[\frac{kg(S)}{m^3(S)} \right]} \\ &+ \frac{\left[\frac{m^3(S+L)}{s} \right] \left[\frac{kg(S)}{m^3(S+L)} \right] [s]}{\left[\frac{kg(L)}{m^3(L)} \right]} \left(\frac{\left[\frac{kg(S)}{m^3(S+L)} \right] - \left[\frac{kg(S)}{m^3(S+L)} \right]}{\left[\frac{kg(S)}{m^3(S+L)} \right]} \right) \end{aligned}$$

$$[m^3] = [m^3(S)] + [m^3(L)]$$

Operant;

$$V_c = \frac{Q_F c_F t_D}{\rho_s} \left[1 + \frac{\rho_S}{\rho_L} \left(\frac{\rho_P - c_c}{c_c} \right) \right]$$

Aleshores H;

$$H_c = \frac{Q_F c_F t_D}{A \rho_s} \left[1 + \frac{\rho_S}{\rho_L} \left(\frac{\rho_P - c_c}{c_c} \right) \right]$$

THICKENERS: Alçada zona clarificada

L'alçada és:

$$H_{OF} = V_o t$$

On;

t és el temps de residència, en segons,

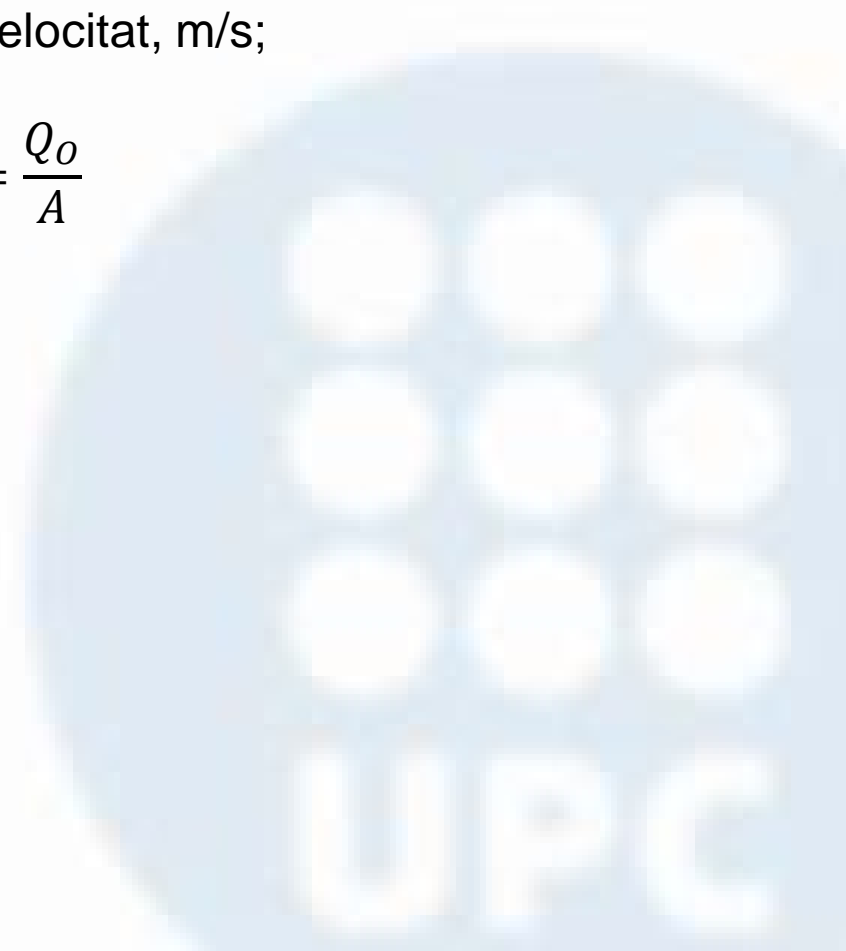
V_o és el flux clarificat expressat com a velocitat, m/s;

$$V_o = \frac{Q_o}{A}$$

On,

Q_o és el cabal clarificat en m^3/s ,

A és l'àrea de pas transversal, m^2 .



THICKENERS: temps retenció

És el temps a la zona de compressió, t_D :

$$t_D = \frac{A H_{OF}}{Q_O A_{EF}}$$

On;

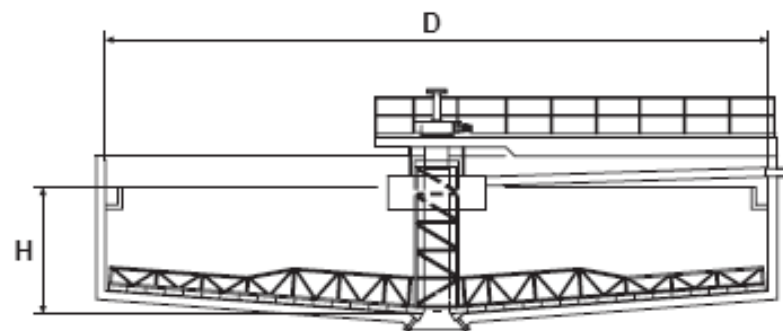
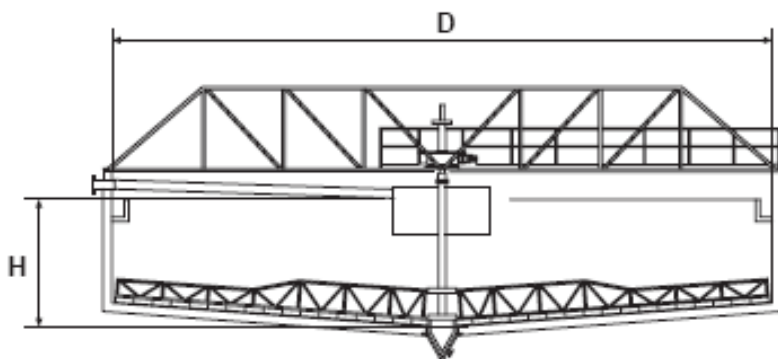
A és àrea en planta del tanc, m^2 ,

Q_O és el flux clarificat, m^3/s ;

A_{EF} és el factor d'àrea específica.



THICKENERS: catàleg



Diameter		Area	
(m)	(ft)	(m ²)	(ft ²)
10	33	78	839
12	39	113	1 216
14	46	154	1 658
16	52	201	2 164
18	59	254	2 734
20	66	314	3 380
22	72	380	4 090
24	79	452	4 865
26	85	531	5 716
28	92	616	6 631
30	98	706	7 599
32	105	804	8 654
34	111	908	9 773
36	118	1 018	10 958
38	125	1 134	12 206
40	131	1 257	13 530
42	138	1 385	14 913
44	144	1 521	16 367

Diameter		Area	
(m)	(ft)	(m ²)	(ft ²)
40	131	1 257	13 530
42	138	1 385	14 913
44	144	1 521	16 367
46	151	1 662	17 889
48	157	1 810	19 479
50	164	1 963	21 130
52	170	2 124	22 860
54	177	2 290	24 653
56	184	2 463	26 512
58	190	2 642	28 440
60	197	2 827	30 430

THICKENERS: exemples

Table 13.4.
Thickener and clarifier operating conditions [1,23].

Material	Feed % solids	Underflow % solids	Area m ² /tonne/day	Overflow rate m ³ /h/m ²
Copper concentrate	14-50	40-75	0.2-2.0	-
Iron ore (concentrate, coarse)	25-40	60-75	0.02-0.1	-
Iron ore (concentrate, fine)	15-30	60-70	0.15-0.4	-
Lead concentrate	20-25	60-80	0.5-1.0	-
Nickel carbonate ore (acid leach residue)	15-25	45-60	0.3-0.5	-
Uranium (acid leach residue)	10-30	25-65	0.02-1.0	-
Iron making blast furnace flue dust	0.2-2.0	40-60	-	1.5-3.7
Steel making BOF flue dust	0.2-2.0	30-70	-	1.0-3.7

THICKENERS: circuits

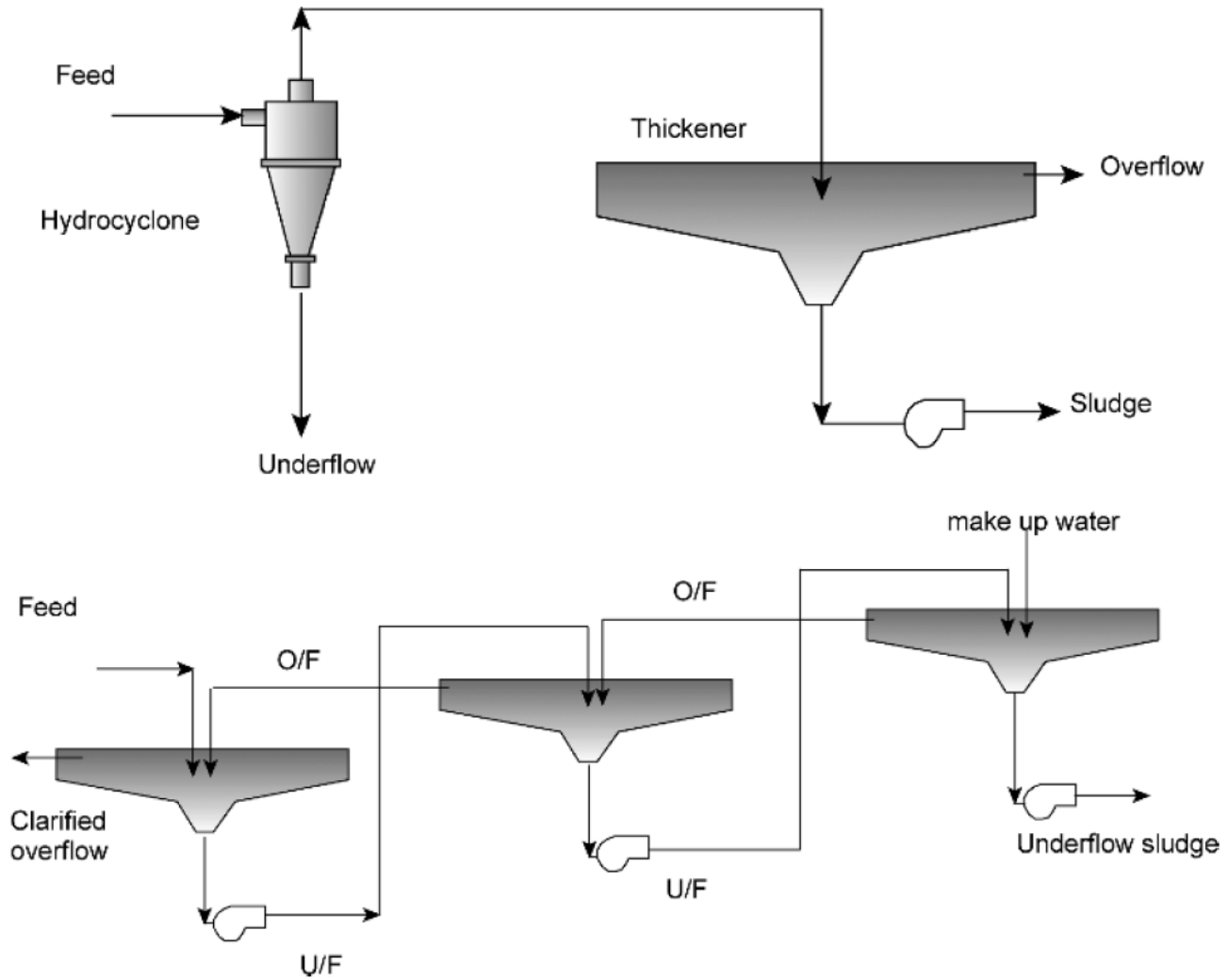


Fig.13.26. Thickeners in a counter-current decantation (CCD) arrangement.

SEDIMENTADORS DE SUPERFÍCIE AMPLIADA (LAMEL·LAR)

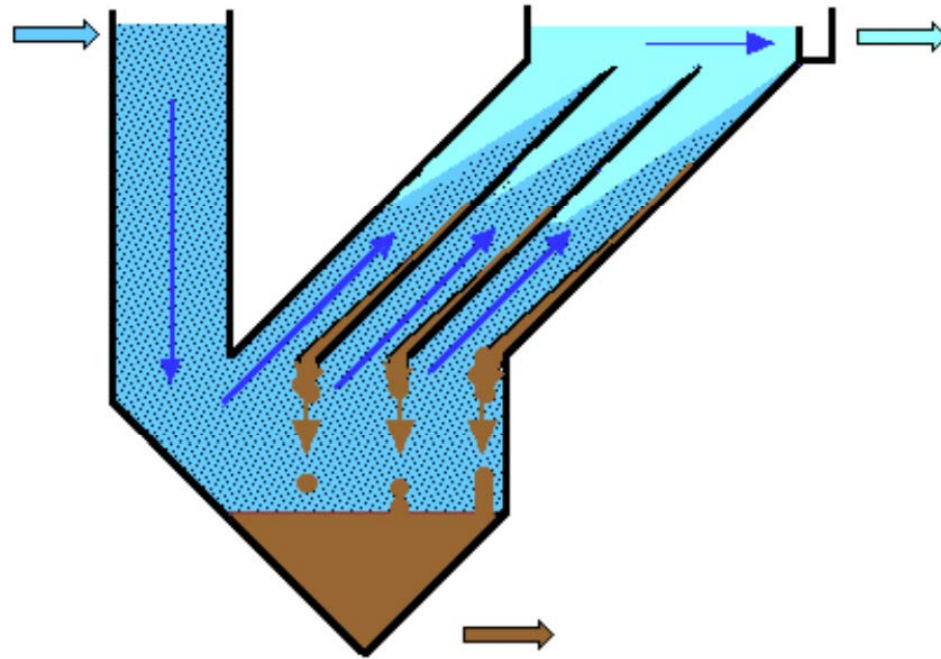


Fig. 17. Sedimentador lamelar en contracorriente

Un decantador lamel·lar es basa en el fet que la càrrega superficial ($\text{m}^3/\text{m}^2/\text{dia}$) d'un decantador en caiguda lliure no depèn de la seva alçada. Amb aquesta idea és possible ampliar la capacitat d'un decantador dividint la seva altura en "n" decantadors, o bé utilitzant plaques amb certa inclinació.

ESCURRIDOR (DEWATERING SCREEN)



SOLID-LIQUID SEPARATION

DEWATERING SCREEN: modelling

La velocitat de transport del llit sòlid per sobre l'escurridor = Gy ;

$$Gy = \frac{g \cos \theta}{w^2 Ay}$$

On;

w és la velocitat angular de vibració, rad/s,

Ay amplitud de la vibració mesurada en la direcció vertical,

θ és l'angle d'inclinació de l'screen.

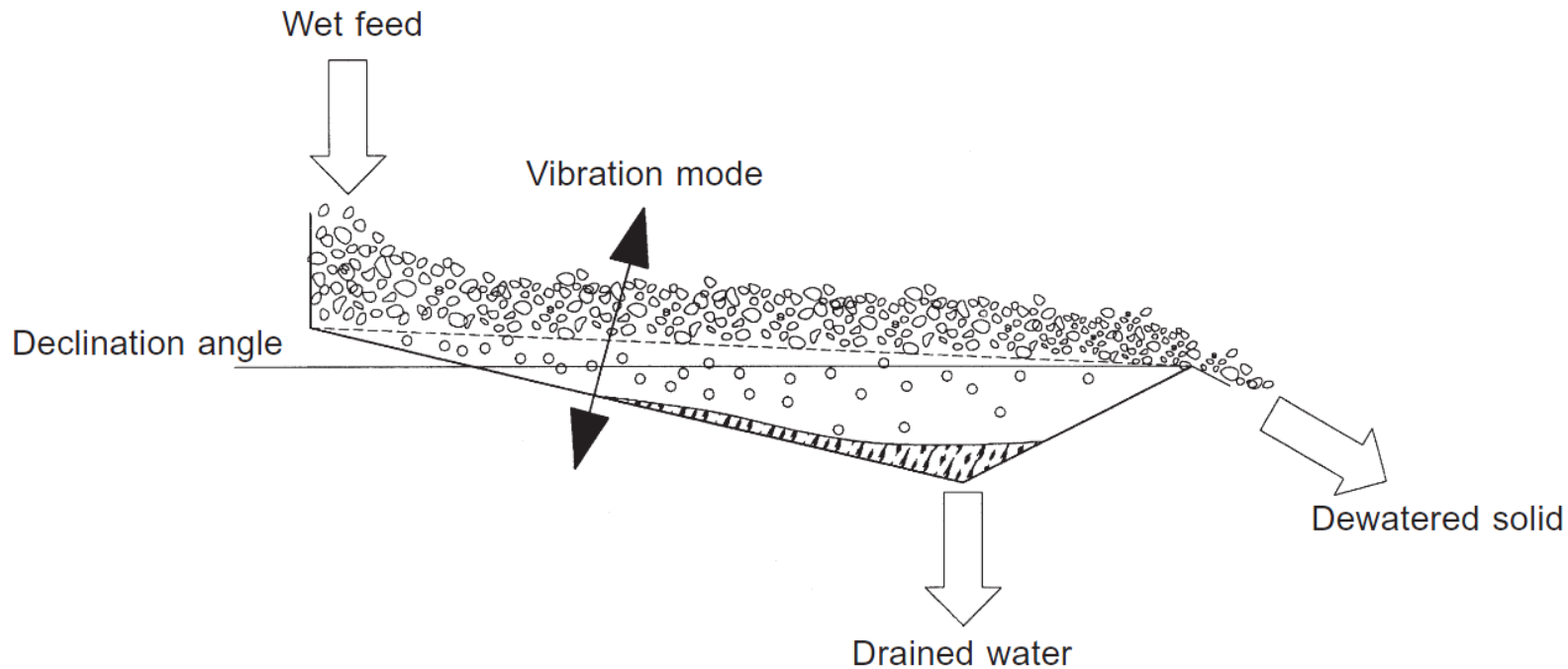


Figure 6.8 Schematic diagram of a dewatering screen

DEWATERING SCREEN: modelling

L'equació general de l'escurridor:

$$\frac{dS}{dt} = -\alpha (S - S_{\infty})^{\beta}$$

On;

S és el contingut d'aigua al llit de l'escurridor a temps t,

S_{∞} correspon al valor de saturació o mínim d'aigua al sòlid al final de l'escurridor,

α i β són paràmetres del model.

Integrant;

$$S - S_{\infty} = p t^{-q}$$

On:

$$q = \frac{1}{\beta - 1} \quad i \quad p = (\alpha(\beta - 1))^{-q}$$

Aleshores com;

$$t = \frac{L}{u}$$

On; "L" és allargada escurridor i "u" velocitat de transport del llit per sobre la superfície:

$$S = S_{\infty} + p \left(\frac{L}{u} \right)^{-q}$$

S seria kg aigua/kg mescla a l'escurridor.

DEWATERING SCREEN: modelling

“p” és una funció dels sòlids a escorre i “q” creix amb obertura malla.
Exemple: carbó

$$p = 0,275$$

$$q = 0,33 + 0,081(h - 1)$$

On “h” és obertura de la malla.

$$u = \dot{X} w A_x$$

On;

A_x és amplitud de la vibració en la direcció horitzontal

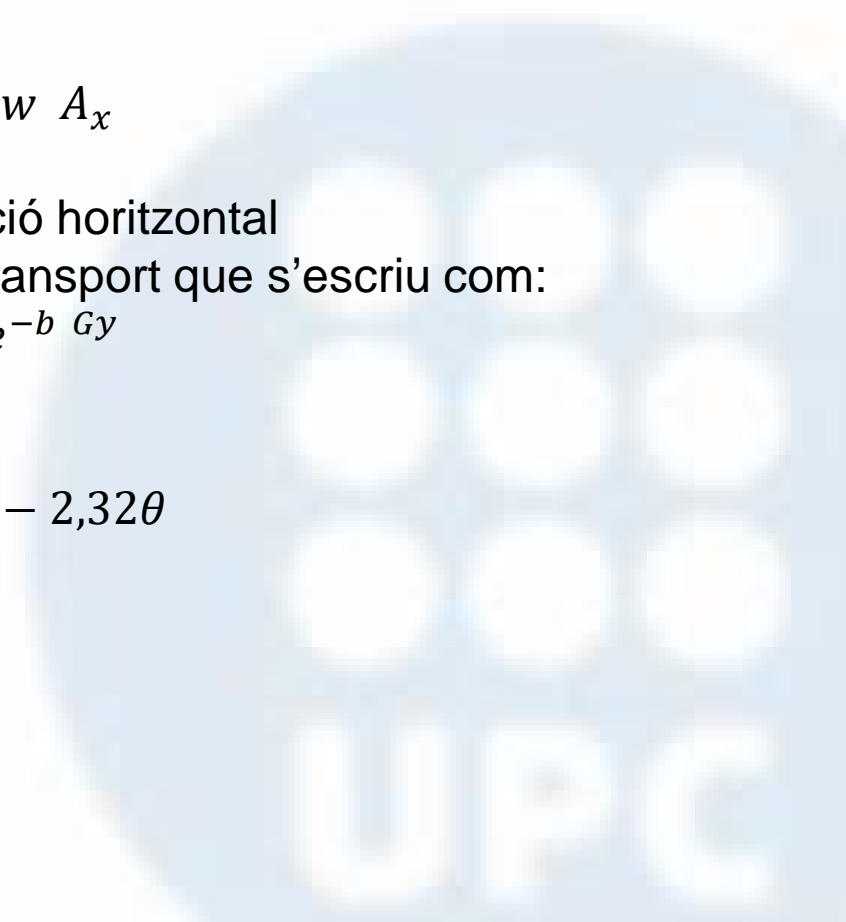
X és la velocitat dimensional menor de transport que s’escriu com:

$$\dot{X} = a e^{-b G y}$$

On;

“a” és una constants (per carbó $a=1,87$),

$$b = 1,44 - 2,32\theta$$



DEWATERING SCREEN: capacitat

La capacitat de l'escurridor, W (t/h i metre ample), es pot escriure com;

$$W = W_{\infty}(1 - e^{-4h})$$

On,

“h” és obertura malla,

$$\begin{cases} W_{\infty} = 20 + 2,5d_{80}^F & d_{80}^F < 12 \text{ mm} \\ W_{\infty} = 50 + 0,3d_{80}^F & d_{80}^F > 12 \text{ mm} \end{cases}$$



DEWATERING SCREEN

Exercici

Calcula el contingut d'aigua d'un carbó a la sortida d'un escorredor de 0,6 mm de malla, 3,66 m de llarg i 0,914 m d'ample, inclinat 15°. La vibració té una amplitud de 2 cm, una freqüència de 300 rpm i inclinada 45° respecte la superfície del garbell escurridor. El contingut d'aigua de saturació del carbó és 7,35% ($a=1,87$ i $p=0,235$).

Solució:

1. Posem la freqüència en rad/s:

$$\omega = 300 \text{ rpm} \frac{1 \text{ min } 2\pi \text{ rad}}{60 \text{ s } 1 \text{ volta}} = 31,42 \frac{\text{rad}}{\text{s}}$$

2. Calculem Gy:

$$Gy = \frac{g \cos\theta}{\omega^2 Ay} = \frac{9,81 \cos 15}{31,42^2 (0,02 \sin 45)} = 0,679$$

3. Calculem b;

$$b = 1,44 - 2,32\theta = 1,44 - 2,32 \left(15^\circ \frac{2\pi \text{ rad}}{360^\circ} \right) = 0,780$$

4. Calculem X:

$$\dot{X} = a e^{-b Gy} = 1,87 e^{-0,780 \cdot 0,679} = 1,101$$

5. Calculem Ax:

$$A_x = 0,02 \cos 45 = 0,014 \text{ m}$$

DEWATERING SCREEN

6. Calculem u:

$$u = \dot{X} w A_x = 1,101 \times 31,42 \times 0,014 = 0,489 \frac{m}{s}$$

7. Calculem t:

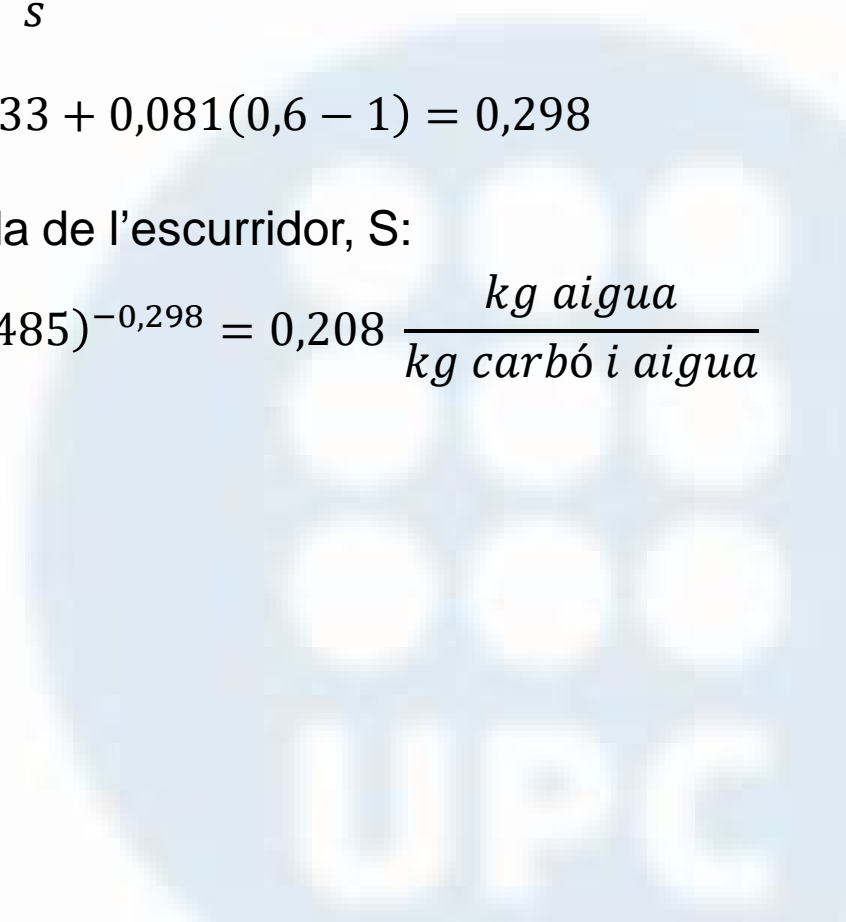
$$t = \frac{L}{u} = \frac{3,66 \text{ m}}{0,489 \frac{m}{s}} = 7,485 \text{ s}$$

8. Calculem q:

$$q = 0,33 + 0,081(h - 1) = 0,33 + 0,081(0,6 - 1) = 0,298$$

9. Calculem el contingut aigua a la sortida de l'escurridor, S:

$$\begin{aligned} S &= S_{\infty} + p \left(\frac{L}{u} \right)^{-q} = \frac{7,35}{100} + 0,235(7,485)^{-0,298} = 0,208 \frac{\text{kg aigua}}{\text{kg carbó i aigua}} \\ &= 20,8\% \end{aligned}$$



FILTRACIÓ (FILTRATION)

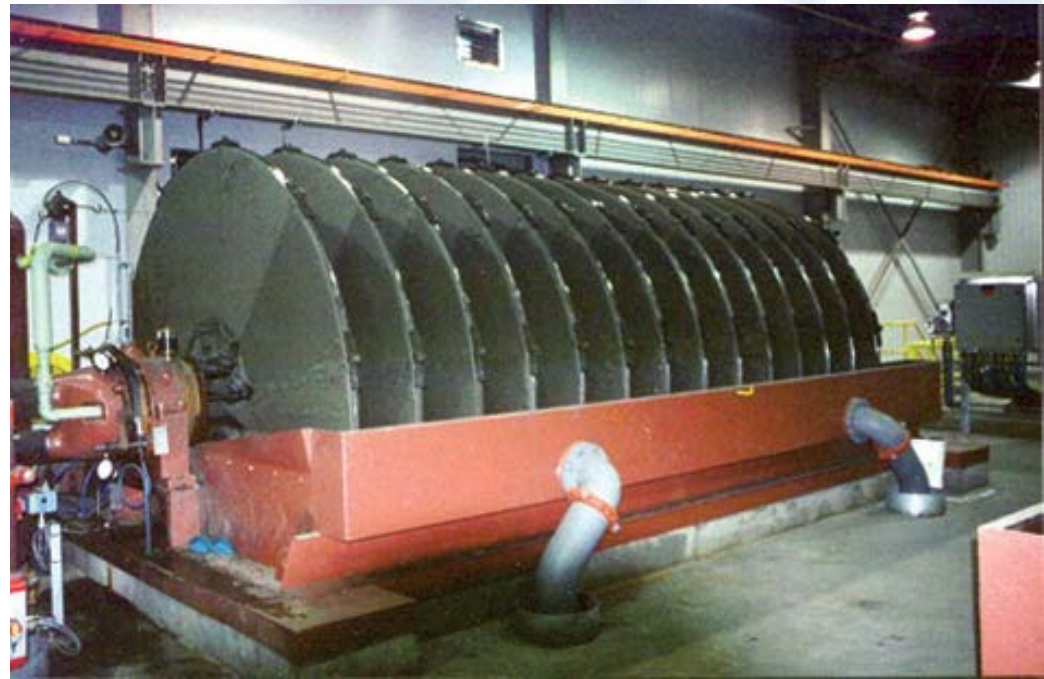
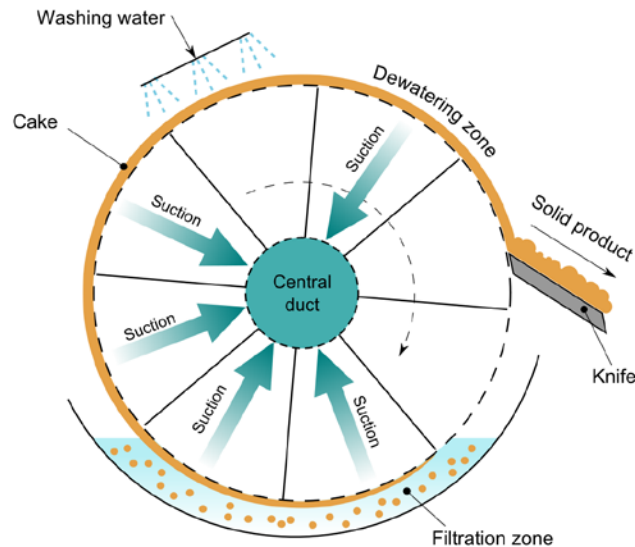


SOLID-LIQUID SEPARATION

FILTRACIÓ (FILTRATION)

És una operació de separació sòlid-líquid molt usual a plantes. Normalment s'utilitzen filtres continus de buit, tals com:

- Tambors giratoris
- Filtres de disc
- Filtres horitzontals de llit o cinta



FILTRATION: modelling

El procés de filtració ve controlat per:

$$\frac{\Delta P}{\Delta x} = \frac{150 (1 - \epsilon)^2 \mu V_s}{\epsilon^3 dp^2}$$

On;

$\frac{\Delta P}{\Delta x}$ és el gradient de pressió o flux filtrat, Δx és l'increment del gruix del sòlid perdut per l'augment de pressió,
 ϵ és la porositat del sòlid,
 μ és la viscositat del líquid,
 V_s és la velocitat del líquid al travessar el filtre,
 dp és la mida de partícula filtrada,

Podem escriure:

$$dp = \frac{6}{S/V} = \frac{6}{S_0}$$

On S_0 és la superfície específica per unitat de volum.

FILTRATION: modelling

Si “L” és el gruix total de sòlid i “Ac” és l'àrea de filtració per metro lineal, el cabal volumètric filtrat serà, Q:

$$Q \left[\frac{m^3}{s} \right] = Ac [m^2] V_s \left[\frac{m}{s} \right]$$

Aleshores:

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150 (1 - \epsilon)^2 \mu V_s}{\epsilon^3 \left(\frac{6}{S_0} \right)^2}$$

$$Ac \frac{\Delta P}{L} = \frac{150 (1 - \epsilon)^2 \mu V_s}{\epsilon^3 \left(\frac{6}{S_0} \right)^2} Ac$$

$$\frac{\Delta P Ac}{\mu L} = \frac{4,17 (1 - \epsilon)^2 Q S_0^2}{\epsilon^3}$$

Recordant la llei de Darcy de medis porosos:

$$\frac{\Delta P Ac}{\mu L} = \frac{1}{K} Q$$

Combinant les dues expressions, trobem “K” que dona dades de la permeabilitat del llit filtrat:

$$K = \frac{\epsilon^3}{4,17 (1 - \epsilon)^2 S_0^2}$$

FILTRATION: modelling

Podem escriure la resistència del llit de partícules (R) a filtrar com:

$$R = \frac{L}{K}$$

I aleshores queda;

$$\Delta P = \frac{\mu Q R}{Ac}$$

Per una altre banda, la massa de sòlid a filtrar per unitat d'àrea és (Mc);

$$Mc = \rho_s (1 - \epsilon) \Delta x$$

La resistència del llit (R) està relacionada amb la massa (Mc):

$$R = \alpha Mc$$

On “ α ” s'anomena la resistència específica del llit.

Als filtres industrial la resistència te dues components:

1. Resistència del llit de sòlids: $R_{\text{llit}} = R_c$
2. Resistència del medi filtrant (tela filtrant): $R_{\text{tela}} = R_M$

$$R = R_{\text{llit}} + R_{\text{tela}} = R_c + R_M$$

La resistència de la tela no és contant, ja que durant el procés el sòlid la va obstruint. Aleshores:

$$\Delta P = \Delta P_c + \Delta P_M = \frac{\mu Q}{Ac} (R_c + R_M) = \mu Q \left(\frac{\alpha Mc}{Ac} + \frac{R_M}{Ac} \right)$$

FILTRATION: modelling

En un experiment en batch o continu el cabal és la varació del volum filtrat respecte el temps;

$$Q = \frac{dV_F}{dt}$$

On V_F és el volum filtrat.

La massa sobre el filtres és (M_C):

$$M_C = \frac{V_F c_F}{A_c}$$

On c_F és la concentració del lilit, kg sòlid/m³ aigua filtrada.

Aleshores:

$$\Delta P = \mu Q \left(\frac{\alpha M_C}{A_c} + \frac{R_M}{A_c} \right) = \mu \frac{dV_F}{dt} \left(\frac{\alpha V_F c_F}{A_c^2} + \frac{R_M}{A_c} \right)$$

Si definim “ V_e ” com el volum de lilit per tenir una resistència igual a R_M :

$$\Delta P = \mu \frac{dV_F}{dt} \frac{1}{A_c^2} \alpha c_F (V_F + V_e)$$

Operant:

$$A_c \frac{dt}{dV_F} = \frac{V_F}{A_c} \left[\frac{\alpha \mu c_F}{\Delta P} \right] + \left[\frac{\alpha \mu c_F V_e}{\Delta P} \right]$$

Com són constants:

$$K_1 = \frac{\alpha \mu c_F}{\Delta P} \quad K_2 = \frac{\alpha \mu c_F V_e}{\Delta P}$$

FILTRATION: modelling

Operant:

$$Ac \frac{dt}{dV_F} = \frac{V_F}{Ac} K_1 + K_2$$

K_1 i K_2 s'han de determinar experimentalment.

Integrant l'equació:

$$\int_0^t Ac \, dt = \int_0^{V_F} K_1 \frac{V_F}{Ac} dV_F + \int_0^{V_F} K_2 dV_F$$

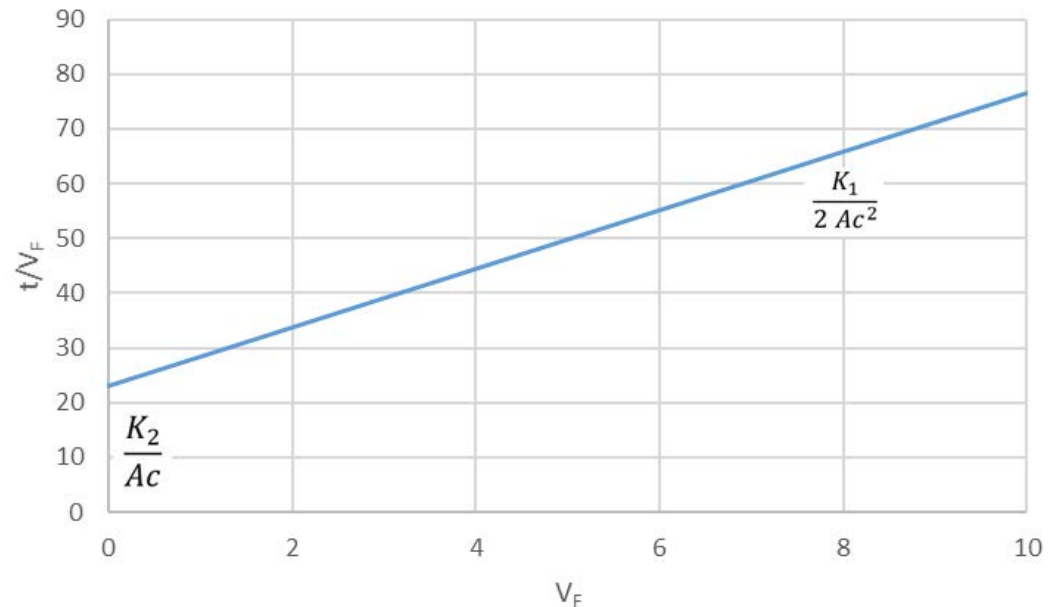
$$Ac \, t = \frac{K_1}{2 Ac^2} V_F^2 + K_2 V_F$$

$$\frac{t}{V_F} = \frac{K_1}{2 Ac^2} V_F + \frac{K_2}{Ac}$$

Si grafiquem:

$$\text{Pendent} = \frac{K_1}{2 Ac^2}$$

$$\text{Ordenada origen} = \frac{K_2}{Ac}$$



FILTRATION: modelling

Exercici:

S'ha fet un assaig en batch de filtració i els resultats són:

temps [s]	VF = volum filtrat i recollit al col·lecot [m3]
357	0,02
716	0,04
1107	0,06
1504	0,08
1966	0,1
2431	0,12
2924	0,14
3414	0,16
3922	0,18
4450	0,2
4994	0,22
5570	0,24

La tela filtrant era de 40x100 cm (0,4 m/m lineal). La concentració $C_F = 12 \text{ kg/m}^3$ aigua i la viscositat aigua de 0,001 Pa s. La pressió ha estat de $1,5 \cdot 10^5 \text{ Pa}$.
Determina la resistència específica del llit (α)?

FILTRATION: modelling

1. Fem taula de càlculs:

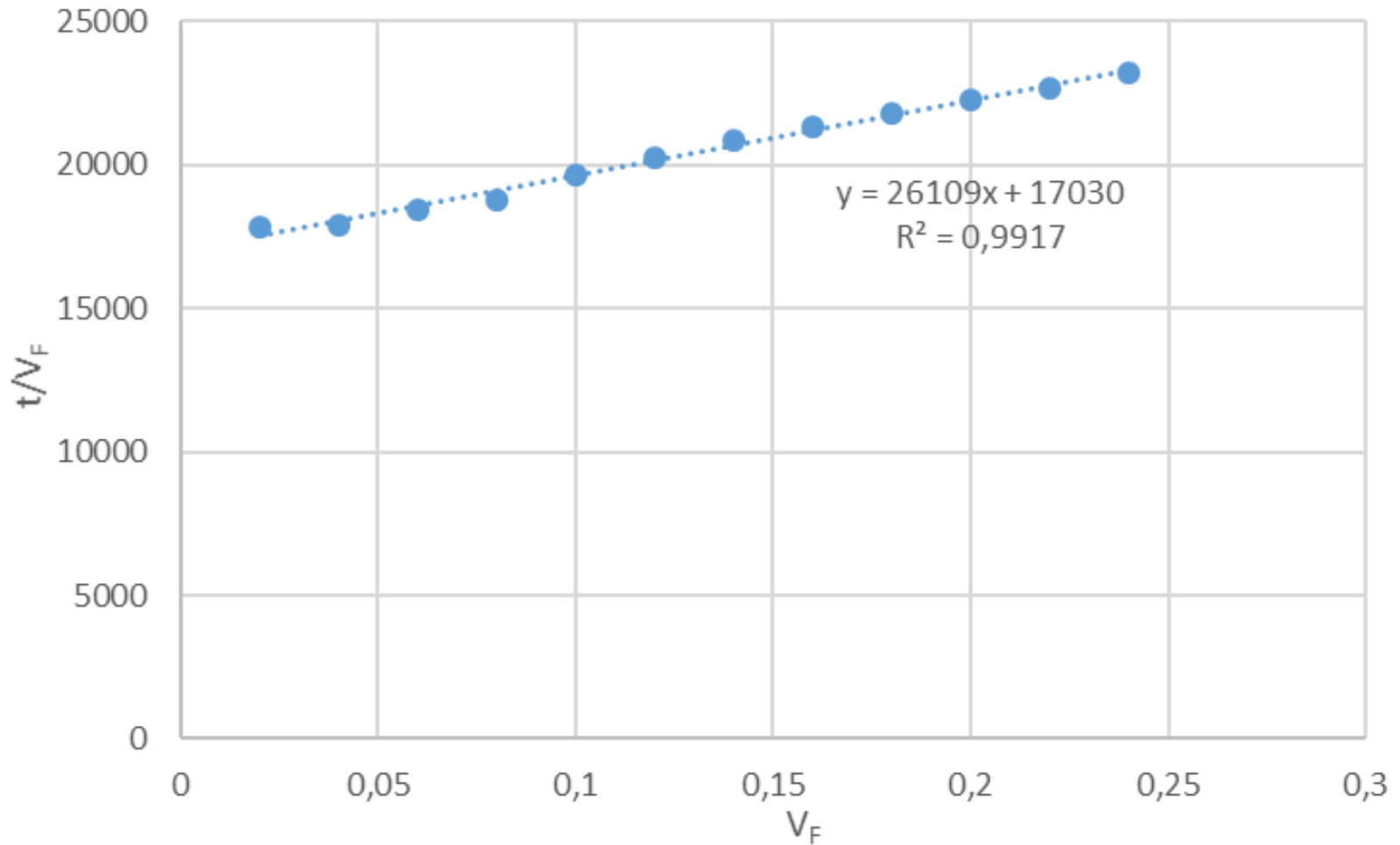
temps [s]	VF = volum filtrat i recollit al col·lecot [m3]	t/VF
357	0,02	17850
716	0,04	17900
1107	0,06	18450
1504	0,08	18800
1966	0,1	19660
2431	0,12	20258,33
2924	0,14	20885,71
3414	0,16	21337,5
3922	0,18	21788,89
4450	0,2	22250
4994	0,22	22700
5570	0,24	23208,33

FILTRATION: modelling

2. Grafiquem i fem regressió lineal:

$$\text{Pendent} = \frac{K_1}{2Ac^2} = 26109$$

$$\text{Ordenada origen} = \frac{K_2}{Ac} = 17030$$



FILTRATION: modelling

3. Calcular K_1 i K_2 :

$$\frac{K_1}{2 A c^2} = 26109$$

$$\frac{K_1}{2 \left(0,4 \frac{m}{m \text{ lineal}}\right)^2} = 26109$$

$$K_1 = 8130$$

$$\frac{K_2}{A c} = 17030$$

$$\frac{K_2}{0,4 \frac{m}{m \text{ lineal}}} = 17030$$

$$K_2 = 6864$$

4. Calculem α :

$$K_1 = \frac{\alpha \mu c_F}{\Delta P}$$

$$8130 = \frac{\alpha \times 0,001 \times 12}{150000}$$

$$\alpha = 1,02 \cdot 10^{11} \frac{m}{kg}$$

FILTRATION: modelling

Pel filtre de tambó:

Temps submergit, t [min]:

$$t = \frac{w/2\pi}{N}$$

On “ w ” és angle submergit, rad, i
“ N ” velocitat rotació, rpm.

La velocitat de filtració per unitat d'àrea
A la superfície del tambor, q_F , és:

$$q_F = \frac{V_F}{\text{Àrea filtració}} = \frac{V_F}{Ac}$$

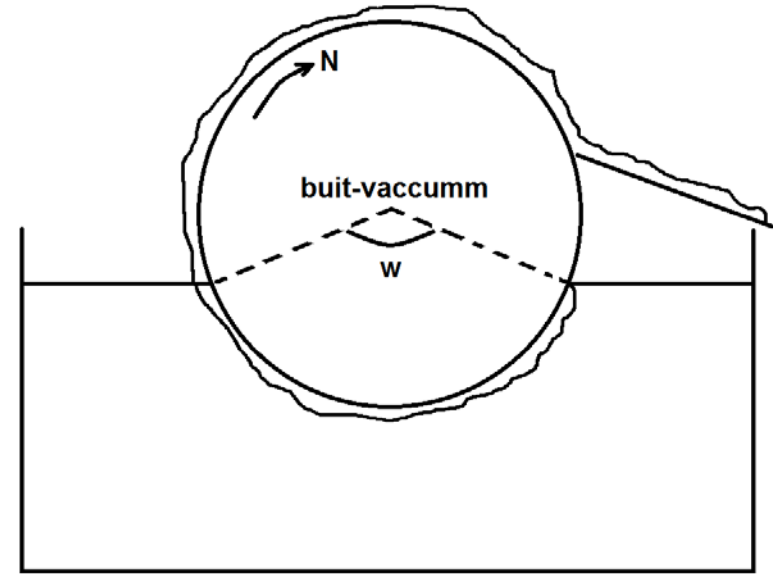
On “ V_F ” és el volum filtrat i “ L ” i “ D ” és l'ample i diàmetre del tambó.

Si agafem l'equació demostrada abans:

$$\frac{t}{V_F} = \frac{K_1}{2 Ac^2} V_F + \frac{K_2}{Ac}$$

I substituïm:

$$\frac{w/2\pi}{q_F Ac} = \frac{K_1}{2 Ac^2} q_F Ac + \frac{K_2}{Ac}$$



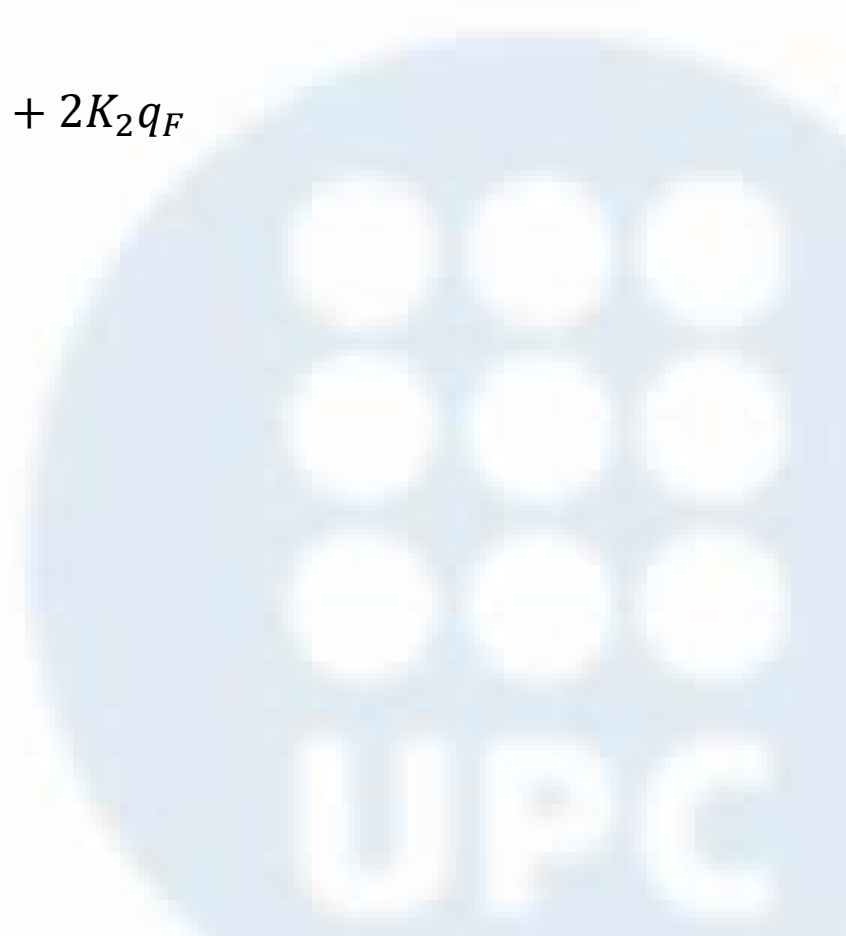
FILTRATION: modelling

Operant:

$$\frac{\frac{w}{2\pi}}{q_F A c} = \frac{K_1}{2 A c^2} q_F A c + \frac{K_2}{A c}$$

$$\frac{w}{2\pi N} = \frac{K_1}{2} q_F^2 + K_2 q_F$$

$$\frac{w}{\pi N} = K_1 q_F^2 + 2K_2 q_F$$



FILTRATION: modelling

Exercici:

Amb assajos de laboratori hem determinat:

$$\alpha = 4,7 \cdot 10^9 \Delta P^{0,3}$$

$$\frac{M_w}{M_c} = 1,67 \text{ (al final del procés)}$$

$$L = 6 \text{ mm (gruix del llit)}$$

$$\Delta P = 0,75 \text{ atm (buit - vaccumm)}$$

On M_w és la massa del llit humit.

Considerar la resistència de la tela, R_M , despreciable.

Calcula l'àrea de filtració per tractat/filtrar $0,5 \text{ m}^3/\text{min}$ a $350 \text{ kg sòlid}/\text{m}^3$ de mescla?

Dades: $\rho_S=4000 \text{ kg}/\text{m}^3$; $\rho_L=1000 \text{ kg}/\text{m}^3$ i $\mu_L=0,001 \text{ kg}/\text{m s}$

Solució:

1) Concentració volumètrica aliment, c_1 ;

$$c_1 = 350 \frac{\text{kg sòlid}}{\text{m}^3 \text{ mescla}} \frac{1 \text{ m}^3 \text{ sòlid}}{4000 \text{ kg sòlid}} = 0,0875 \frac{\text{m}^3 \text{ sòlid}}{\text{m}^3 \text{ mescla}}$$



FILTRATION: modelling

2) Concentració al final (en massa i volum);

$$\frac{M_w}{M_c} = 1,67 = \frac{1,67}{1}$$

$$M_w(\text{massa llit humit}) = M_c(\text{massa llit sec}) + M_{\text{aigua}} = 1 + 0,67 = 1,67$$

$$\frac{M_c + M_{\text{aigua}}}{M_c} = 1,67 = \frac{1 + 0,67}{1}$$

$$c_{FV} = \frac{\frac{0,67/1,67}{4000}}{\frac{0,67/1,67}{4000} + \frac{1/1,67}{1000}} = 0,273 \frac{\text{m}^3 \text{ sòlid}}{\text{m}^3 \text{ mescla}}$$

3) Trobem relació:

$$c_F = \frac{\text{massa sòlid}}{\text{volum aigua filtrada}} = \frac{\text{sòlids a tractat}}{\text{volum aigua inicial} - \text{volum aigua final}} =$$

$$= \frac{350 \frac{\text{kg sòlids}}{\text{m}^3 \text{ sòlid} + \text{líquid}} \text{ a tractar}}{(1 - 0,0875) \frac{\text{m}^3 \text{ aigua}}{\text{m}^3 \text{ sòlid} + \text{líquid}} - \left[\frac{1,67 - 1}{1000} \times \frac{\text{m}^3 \text{ aigua}}{\text{kg sòlids}} \right] 350 \frac{\text{kg sòlids}}{\text{m}^3 \text{ sòlid} + \text{líquid}}}$$

$$= 516 \frac{\text{kg sòlids}}{\text{m}^3 \text{ aigua filtrada}}$$

4) Càlcul α ;

$$\alpha = 4,7 \cdot 10^9 \Delta P^{0,3} = 4,7 \cdot 10^9 \left(0,75 \frac{101000 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}} \right)^{0,3} = 1,37 \cdot 10^{11} \frac{\text{m}}{\text{kg}}$$

FILTRATION: modelling

5) Trobem volum aigua filtrada per unitat de temps:

$$\frac{V_F}{t} = Q \left(\frac{c_I}{c_F} \right) = 0,5 \frac{m^3 \text{ sòlid} + \text{líquid}}{60 \text{ seg}} \left(\frac{350 \frac{kg \text{ sòlids}}{m^3 \text{ sòlid} + \text{líquid}}}{516 \frac{kg \text{ sòlids}}{m^3 \text{ aigua filtrada}}} \right)$$

$$= 0,00565 \frac{m^3}{s} \text{ aigua filtrada}$$

6) Agafem expressió general:

$$\frac{t}{V_F} = \frac{K_1}{2 A c^2} V_F + \frac{K_2}{A c}$$

Com resistència de la tela és zero; $K_2=0$.

$$\frac{t}{V_F} = \frac{K_1}{2 A c^2} V_F \quad \text{on} \quad K_1 = \frac{\alpha \mu c_F}{\Delta P}$$

Podem escriure

$$\frac{1}{A c} \frac{V_F}{t} = \sqrt{\frac{2 \Delta P}{\alpha \mu c_F t}}$$

Substituint;

$$\frac{1}{A c} 0,00565 \frac{m^3}{s} H_2O \text{ filtrada} = \sqrt{\frac{2 \times 0,75 \text{ atm} \frac{101000 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}}}{1,37 \cdot 10^{11} \frac{m}{kg} 0,001 \frac{kg}{m s} 516 \frac{kg \text{ sòlids}}{m^3 H_2O \text{ filtrada}} t}}$$

FILTRATION: modelling

Operant:

$$\frac{0,00565}{Ac} = 1,46 \cdot 10^{-3} \frac{1}{\sqrt{t}}$$

$$Ac = 3,86\sqrt{t}$$

7) També sabem que:

$$\text{Volum tractat a temps } t = 0,5 \frac{m^3}{min} \frac{1 min}{60 segons} t$$

$$= (8,33 \cdot 10^{-3} t) m^3 \text{ mescla } (S + L)$$

$$\text{Volum sòlid tractat a "t"} = 8,33 \cdot 10^{-3} t \frac{350 \text{ kg sòlid}}{m^3(S + L)} \frac{1 m^3 \text{ sòlid}}{4000 \text{ kg sòlid}}$$

$$= (7,29 \cdot 10^{-4} t) m^3 \text{ sòlid}$$

$$(7,29 \cdot 10^{-4} t) m^3 \text{ sòlid} \frac{1 m^3(S+L)}{0,273 m^3 \text{ sòlids}} = (2,67 \cdot 10^{-3} t) m^3 (S + L) \text{ al final}$$

Aquest volum al final ha de ser el volum total sobre la tela (Ac L):

$$Ac L = Ac \cdot 0,006 = (2,67 \cdot 10^{-3} t) m^3 (S + L) \text{ al final}$$

$$t = 2,25 Ac$$

8) Sistema equacions:

$$\begin{cases} Ac = 3,86\sqrt{t} \\ t = 2,25 Ac \end{cases}$$

$$Ac = 33,51 m^2$$

FILTRATION: process

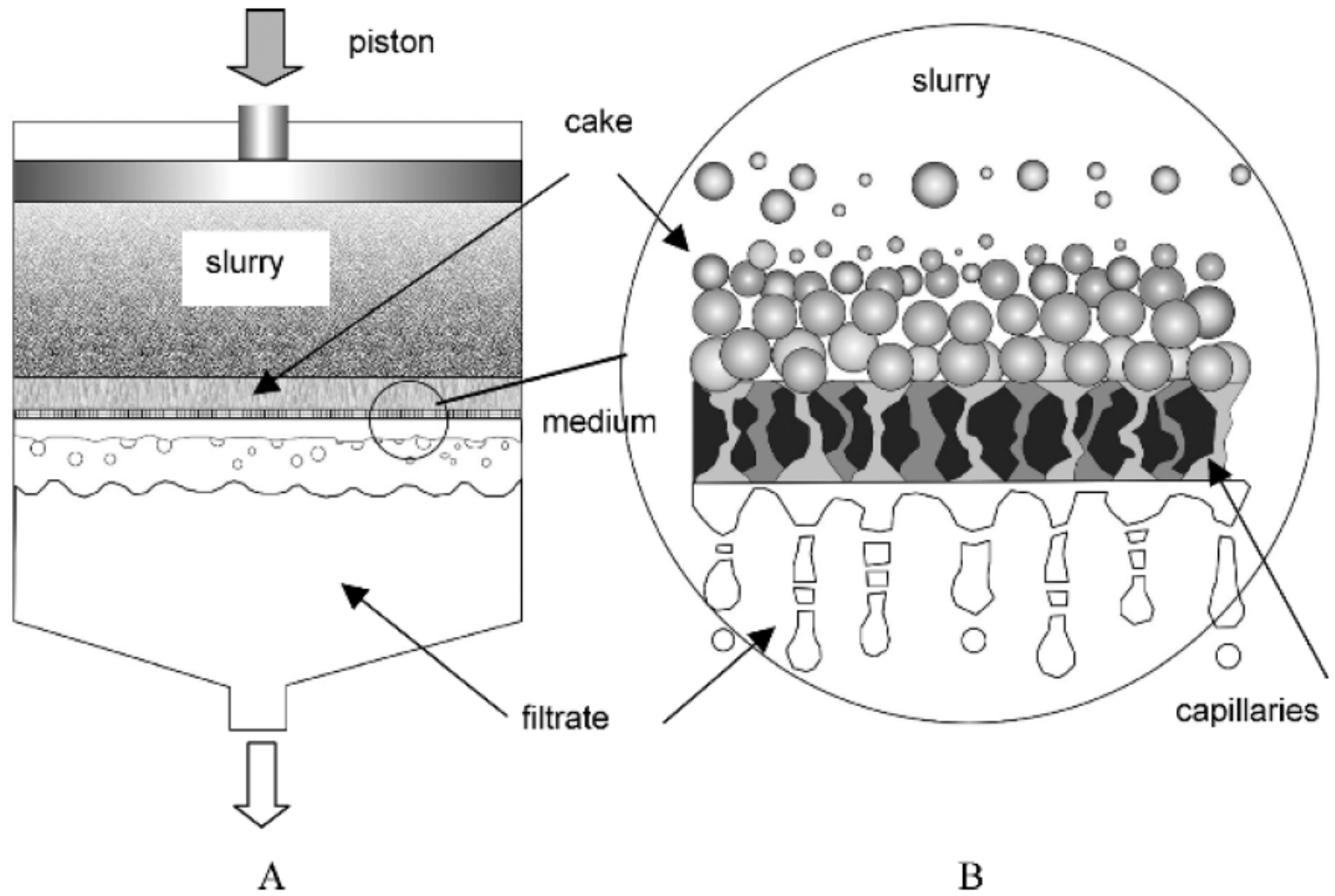


Fig. 14.1. Basic filtration setup

FILTRATION: filtre prensa

La "construcción sencilla y limpia" del Filtro Prensa tipo VPA

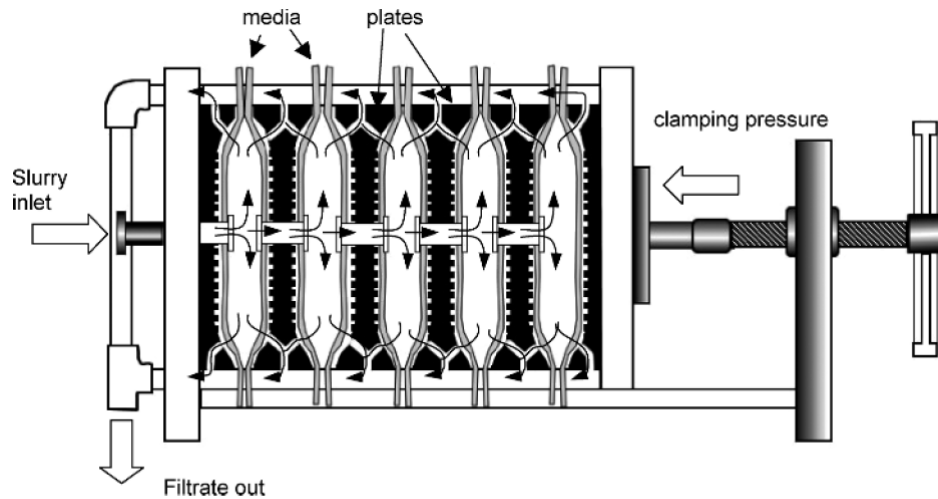
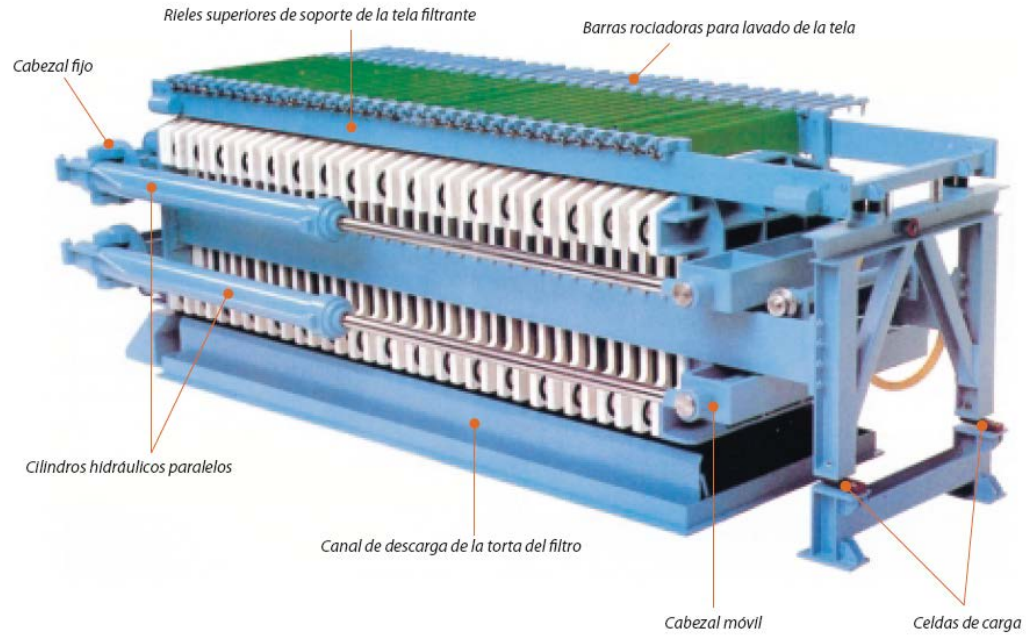


Fig. 14.4. Sketch of a Chamber Press filter.

FILTRATION: filtre tambó

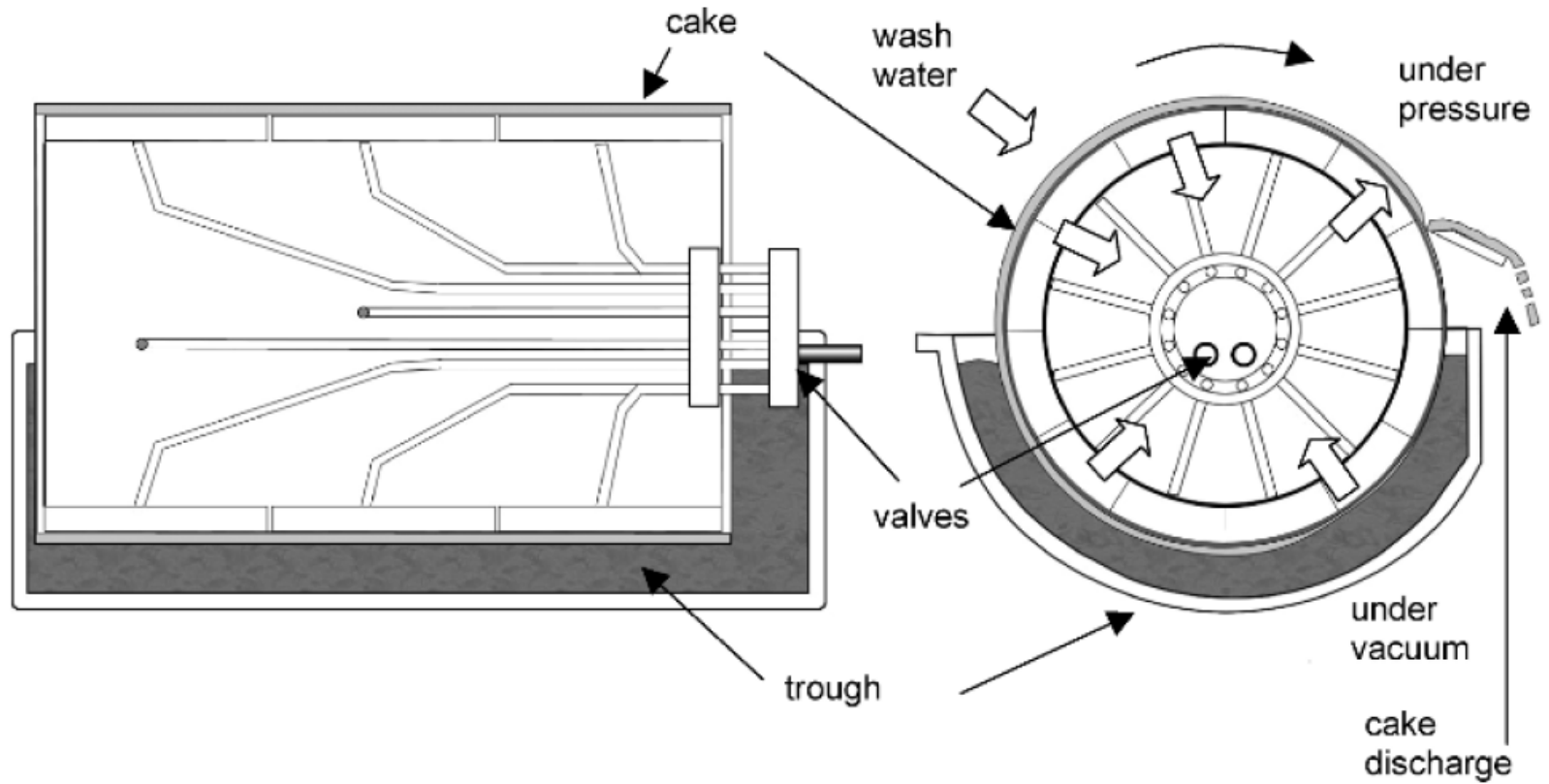


Fig. 14.7. Sketch of a Rotating Drum Filter.

FILTRATION: filtre de disc

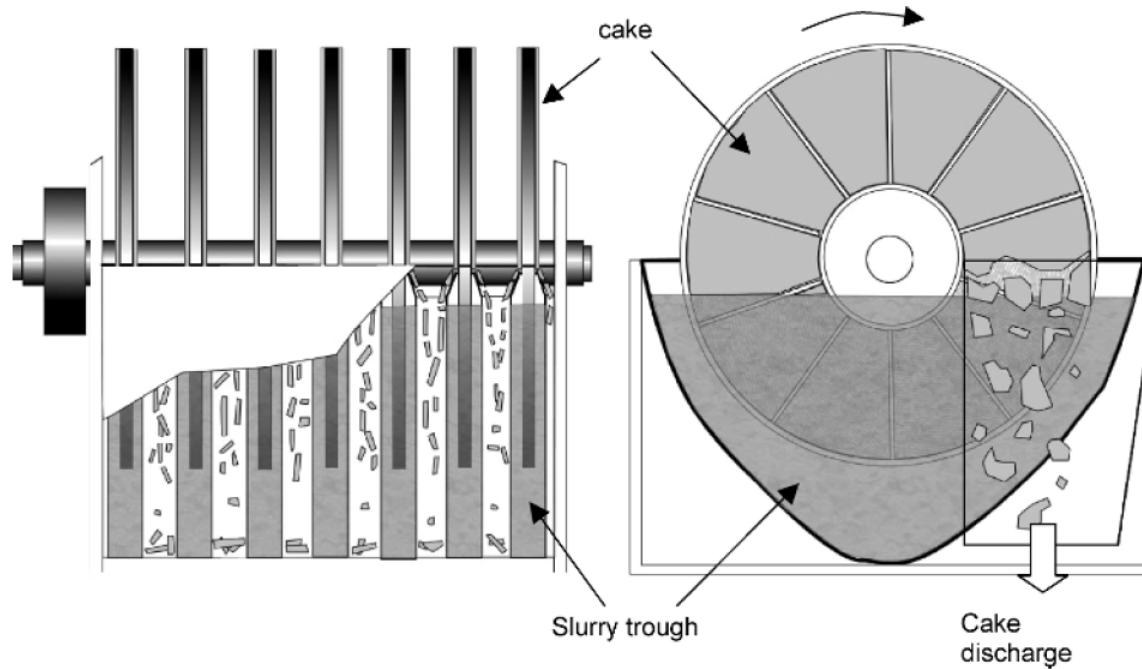


Fig. 14.11. Schematic diagram of a disc filter.

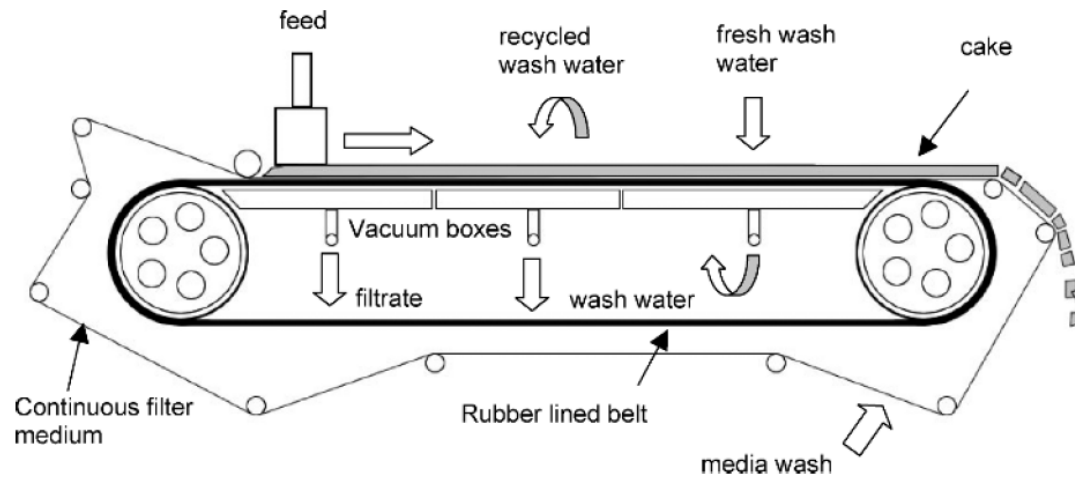


Fig. 14.14. Sketch of a continuous horizontal belt filter.

FILTRATION: circuits filtració

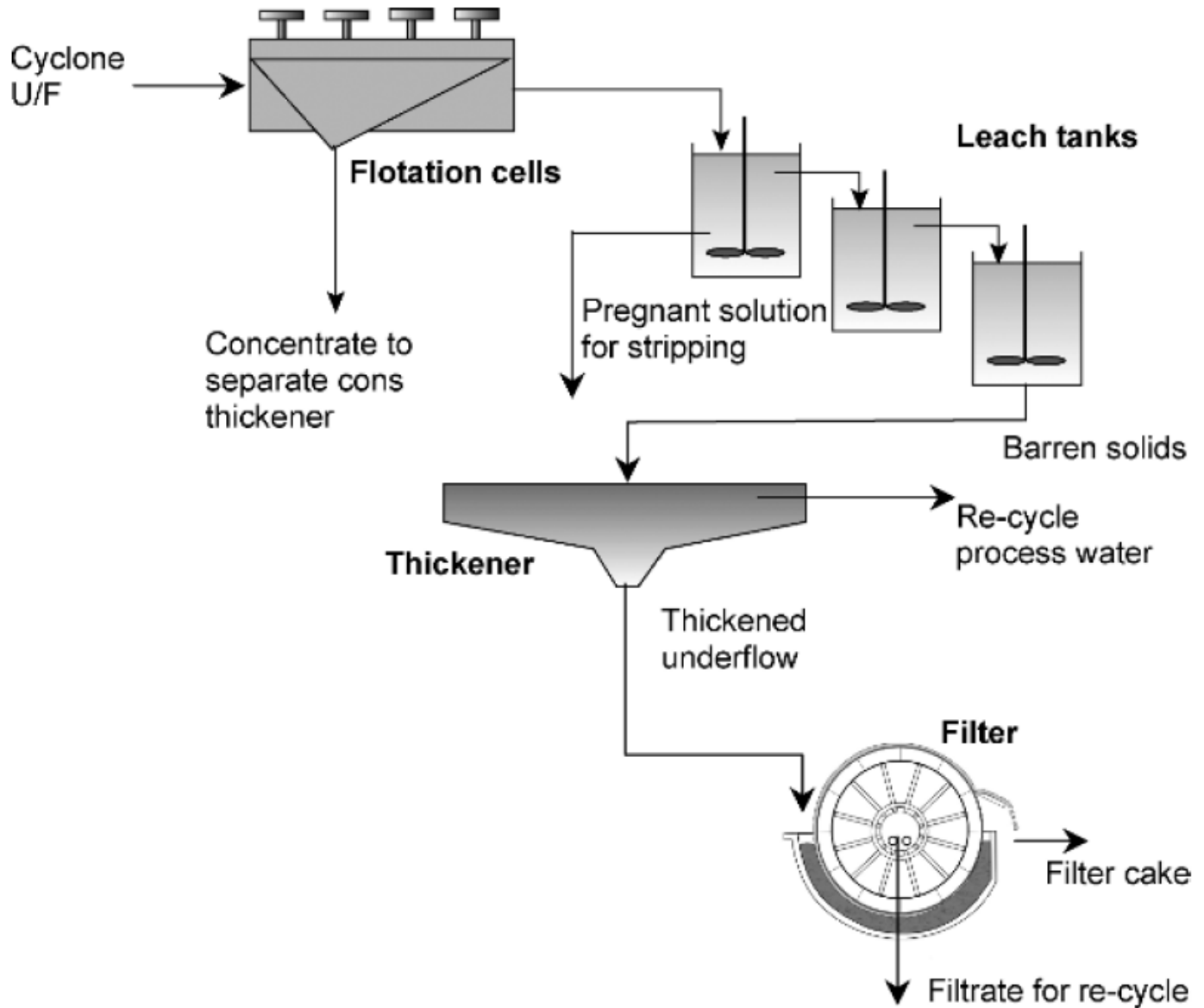


Fig. 14.30. Typical set-up of a filtration circuit.

GRAVITY SEPARATION



GRAVITY SEPARATION

GRAVITY SEPARATION

$$\text{Concentration Criterion} = \frac{\text{SG of heavy mineral} - \text{SG of fluid}}{\text{SG of light mineral} - \text{SG of fluid}}$$

where SG = specific gravity (or density), and the fluid is typically water or air.

Table 15.1

Concentration criterion for some common minerals separated by gravity separation from a gangue of density 2650 kg/m³

Mineral	Fluid	CC
Gold	water	10.3
Gold	air	6.8
Cassiterite	water	3.5
Coal	water	3.4
Hematite	water	2.5

Table 15.2

Concentration criterion guide for gravity separation [1].

Concentration criterion	Suitability to gravity separation
CC > 2.5	easy down to 75 μm
1.75 < CC < 2.5	possible down to 150 μm
1.5 < CC < 1.75	possible down to 1.7 mm
1.25 < CC < 1.5	possible down to 6.35 mm
CC < 1.25	impossible at any size

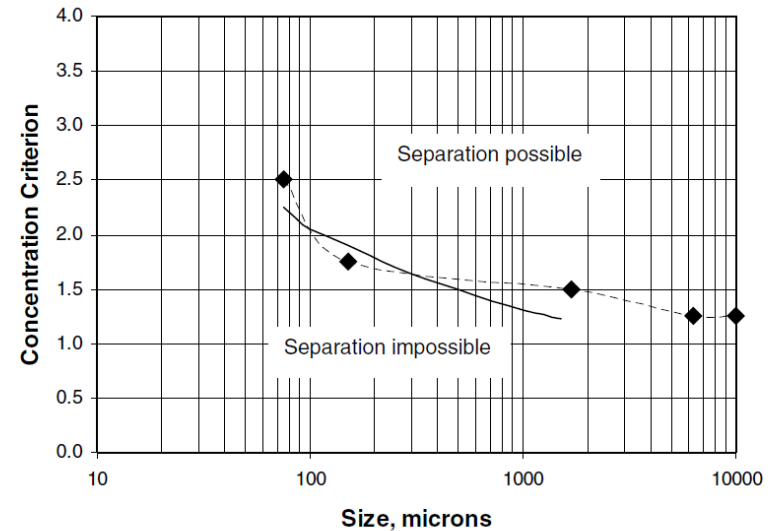


Fig. 15.1. Size limit curve for gravity separation (solid line – Burt [2]) with data from Table 15.2 (points).

GRAVITY SEPARATION: relació assentament

Considerem dos partícules monominerals:

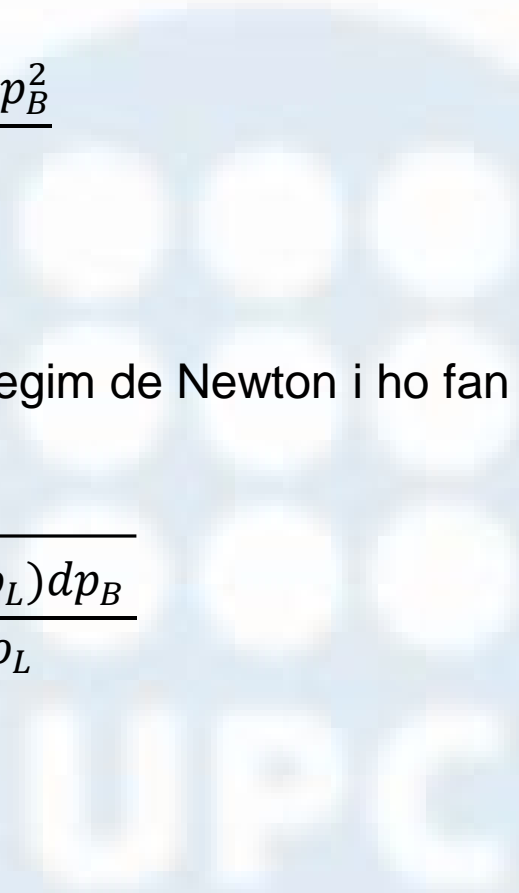
- Mineral A, amb mida de partícula dp_A i densitat ρ_A .
- Mineral B, amb mida de partícula dp_B i densitat ρ_B .

1) Suposem que són prou petites per assentar en regim d'Stokes i ho fan a la mateixa velocitat:

$$\begin{aligned} v_A &= v_B \\ \frac{g(\rho_A - \rho_L)dp_A^2}{18\mu} &= \frac{g(\rho_B - \rho_L)dp_B^2}{18\mu} \\ \frac{dp_A}{dp_B} &= \sqrt{\frac{(\rho_B - \rho_L)}{(\rho_A - \rho_L)}} \end{aligned}$$

2) Ara suposem que són prou grans per assentar en regim de Newton i ho fan a la mateixa velocitat:

$$\begin{aligned} v_A &= v_B \\ \sqrt{\frac{4 g(\rho_A - \rho_L)dp_A}{3 C_D \rho_L}} &= \sqrt{\frac{4 g(\rho_B - \rho_L)dp_B}{3 C_D \rho_L}} \\ \frac{dp_A}{dp_B} &= \frac{(\rho_B - \rho_L)}{(\rho_A - \rho_L)} \end{aligned}$$



GRAVITY SEPARATION: relació assentament

3) Si la caiguda és obstruïda pel llot, la velocitat s'expressa diferent i segons la llei de Newton:

$$\begin{aligned} v_A &= v_B \\ K\sqrt{(\rho_A - \rho_{LLOT})} dp_A &= K\sqrt{(\rho_B - \rho_{LLOT})} dp_B \\ \frac{dp_A}{dp_B} &= \frac{(\rho_B - \rho_{LLOT})}{(\rho_A - \rho_{LLOT})} \end{aligned}$$

On K seria una constant a determinar.

Fem un exemple:

Mineral A = 2,65 t/m³

Mineral B = 7,5 t/m³

Líquid = 1 t/m³

Llot = 1,5 t/m³

Relació assentament en regim d'Stokes = 1,99

Relació assentament en regim de Newton = 3,94

Relació assentament obstruït = 5,22

LA SEPARACIÓ SERÀ MÉS FÀCIL QUANT MÉS GRAN SIGUI LA RELACIÓ D'ASSENTAMENT.

GRAVITY SEPARATION: assentament

A l'assentament, la forma de partícula afecta a com aquest es produeix. Caldria conèixer la relació entre:

$$\frac{v_T(\text{partícula})}{v_T(\text{esfera})} = \text{factor de forma}$$

Recordem:

- Llei de Newton

$$v_T = \sqrt{\frac{4 g(\rho_A - \rho_L) dp}{3 C_D \rho_L}} \quad \text{Re} > 1000$$

- Llei Stokes

$$v_T = \frac{g(\rho_A - \rho_L) dp^2}{18\mu} \quad \text{Re} < 1$$

Dietrich utilitza dos factors adimensionals W^* i D^* , que incorporen la forma i angulositat de la partícula, defineix com:

$$W^* = \frac{v_T^3 \rho_L^2}{(\rho_s - \rho_L) g \mu_L} \quad D^* = \frac{(\rho_s - \rho_L) g dp^3 \rho_L}{\mu_L^2}$$

On dp és la mida de l'àrea projectada de partícula.

El factor W^* es pot escriure com:

$$W^* = R_3 10^{R_1 + R_2}$$

GRAVITY SEPARATION: assentament

On:

R_1 és un coeficient de densitat de partícula.

$$R_1 = -3,76715 + 1,92944(\log D^*) - 0,09815(\log D^*)^2 - 0,00575(\log D^*)^3 + 0,00056(\log D^*)^4$$

R_2 és un coeficient de forma de partícula.

$$R_2 = \log \left[1 - \frac{1 - CSF}{0,85} \right]$$

On:

CSF és el factor de Corey

$$CSF = \frac{d_{MIN}}{\sqrt{d_{MAX}d_{MID}}}$$

On d_{MIN} , d_{MAX} i d_{MID} són les dimensions mínima, màxima i mitja de la partícula.

R_3 és:

$$R_3 = \left(0,65 - \left[\frac{CSF}{2,83} \tanh(\log D^* - 4,6) \right] \right)^{1 + \frac{3,5 - P}{2,5}}$$

On P és el factor d'arrodoniment de Powers, val 6 per partícules esfèriques o arrodonides i 2-3 per partícules anguloses.

Procés de càlcul:

1. Calcular D^*
2. Calcular R_1 , R_2 i R_3 i W^* .
3. Calcular $v_T = \sqrt[3]{\frac{W^*(\rho_s - \rho_L)g \mu_L}{\rho_L^2}}$

GRAVITY SEPARATION: assentament

Jiménez i Madsen simplifiquen el mètode de Dietrich. Defineixen els paràmetres adimensionals:

$$V^* = \frac{v_T}{\sqrt{\frac{\rho_S - \rho_L}{\rho_L} g dp}} \quad S^* = \frac{dp \rho_L}{4 \mu_L} \sqrt{\frac{\rho_S - \rho_L}{\rho_L} g dp}$$

Una relació lineal entre V^* i S^* és:

$$\frac{1}{V^*} = A + \frac{B}{S^*}$$

On valors de A i B són a la taula:

Table 15.3

Coefficients A and B in equation 15.10 for particles of Corey shape factor 0.7 [4].

Parameter P	A	B
2.0 (crushed)	0.995	5.211
3.5 (natural)	0.954	5.121
6.0 (well rounded)	0.890	4.974
Spheres	0.794	4.606

Com calcular:

1. Calcular S^*
2. Calcular V^*

3. Calcular $v_T = V^* \sqrt{\frac{\rho_S - \rho_L}{\rho_L} g dp}$

GRAVITY SEPARATION: assentament

Exercici 15.1 pag. 498 de Gupta.

Determina la velocitat de sedimentació de partícules esfèriques de quars de 30 micres a 16 mm en aigua. Densitat del quars 2650 i aigua 1000 kg/m³ respectivament, i la viscositat de l'aigua 0,001 Pa s.

1) Stokes i $d_p = 38$ micres

$$v_T = \frac{g(\rho_A - \rho_L)d_p^2}{18\mu} = \frac{9,81 \times (2650 - 1000)(38 \times 10^{-6})^2}{18 \times 0,001} = \mathbf{0,001299 \text{ m/s}}$$

$$Re = \frac{v d \rho_L}{\mu_L} = \frac{0,001299 \times 38 \times 10^{-6} \times 1000}{0,001} = \mathbf{0,0493}$$

2) Newton i $d_p = 38$ micres

$$v_T = \sqrt{\frac{4 g(\rho_A - \rho_L)d_p}{3 C_D \rho_L}} = \sqrt{\frac{4 \times 9,81(2650 - 1000)38 \times 10^{-6}}{3 \times 0,44 \times 1000}} = \mathbf{0,0432 \text{ m/s}}$$

$$Re = \frac{v d \rho_L}{\mu_L} = \frac{0,0432 \times 38 \times 10^{-6} \times 1000}{0,001} = \mathbf{1,6406 \text{ (no correspon a Newton)}}$$

3) Dietrich i $d_p = 38$ micres

$$D^* = \frac{(\rho_s - \rho_L)g d_p^3 \rho_L}{\mu_L^2} = \frac{(2650 - 1000)9,81 \times (38 \times 10^{-6})^3 \times 1000}{0,001^2} = \mathbf{0,8882}$$

$$\begin{aligned} R_1 &= -3,76715 + 1,92944(\log 0,8882) - 0,09815(\log 0,8882)^2 \\ &\quad - 0,00575(\log 0,8882)^3 + 0,00056(\log 0,8882)^4 = \mathbf{-3,8668} \end{aligned}$$

GRAVITY SEPARATION: assentament

$$CSF = \frac{d_{MIN}}{\sqrt{d_{MAX}d_{MID}}} = \frac{38x10^{-6}}{\sqrt{38x10^{-6}x38x10^{-6}}} = 1$$

$$R_2 = \log \left[1 - \frac{1 - CSF}{0,85} \right] = \log \left[1 - \frac{1 - 1}{0,85} \right] = 0$$

P=6 (factor de Powers per esferes)

$$R_3 = \left(0,65 - \left[\frac{CSF}{2,83} \tanh(\log D * -4,6) \right] \right)^{1 + \frac{3,5 - P}{2,5}} =$$
$$= \left(0,65 - \left[\frac{1}{2,83} \tanh(\log 0,8882 - 4,6) \right] \right)^{1 + \frac{3,5 - 6}{2,5}} = 1$$

$$W * = R_3 10^{R_1 + R_2} = W * = 1x10^{-3,8668 + 0} = 0,000136$$

$$v_T = \sqrt[3]{\frac{W * (\rho_s - \rho_L) g \mu_L}{\rho_L^2}} = v_T = \sqrt[3]{\frac{0,000136(2650 - 1000)9,81x0,001}{1000^2}}$$

$$= \mathbf{0,0013 \text{ m/s}}$$

$$Re = \frac{v d \rho_L}{\mu_L} = \frac{0,0013x38x10^{-6}x1000}{0,001} = \mathbf{0,0494}$$

GRAVITY SEPARATION: assentament

3) Jiménez i Madsen i $d_p = 38$ micres

Taula 15,3: $A=0,794$ i $B=4,606$ (valors per esferes)

$$S^* = \frac{d_p \rho_L}{4 \mu_L} \sqrt{\frac{\rho_S - \rho_L}{\rho_L} g d_p} = \frac{38 \times 10^{-6} \times 1000}{4 \times 0,001} \sqrt{\frac{2650 - 1000}{1000} 9,81 \times 38 \times 10^{-6}}$$
$$= 0,2356$$

$$\frac{1}{V^*} = A + \frac{B}{S^*}$$
$$V^* = \frac{S^*}{AS^* + B} = \frac{0,2356}{0,794 \times 0,2356 + 4,606} = 0,04916$$

$$v_T = V^* \sqrt{\frac{\rho_S - \rho_L}{\rho_L} g d_p} = 0,04916 \sqrt{\frac{2650 - 1000}{1000} 9,81 \times 38 \times 10^{-6}} = \mathbf{0,00122 \text{ m/s}}$$

$$Re = \frac{v d \rho_L}{\mu_L} = \frac{0,00122 \times 38 \times 10^{-6} \times 1000}{0,001} = \mathbf{0,0463}$$

Repetim tots aquest càlculs per les altres mides fins a la mida de 16 mm.

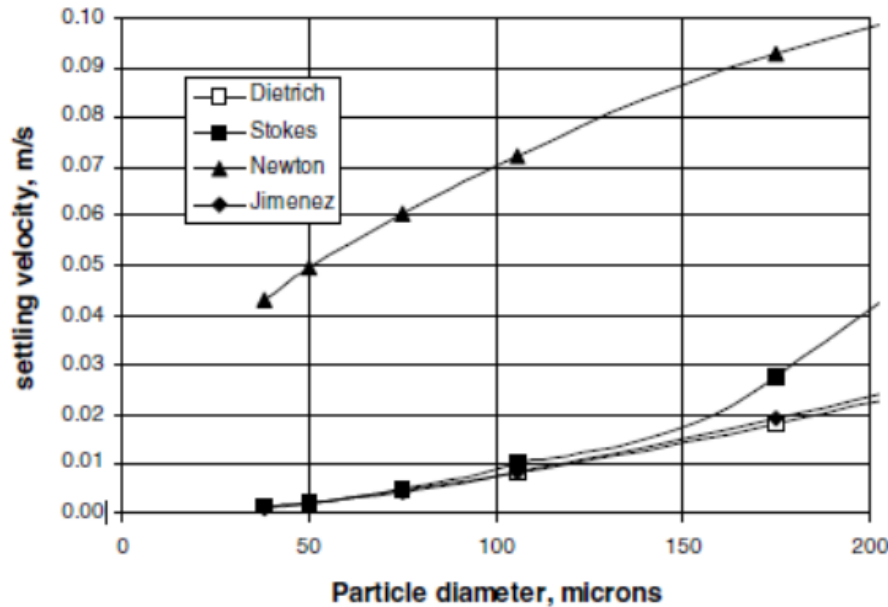
Resultat a la taula i figures següents:

GRAVITY SEPARATION: assentament

Step 5: Repeat calculations in steps 1-4 for other sizes up to 16 mm and compare. By changing the particle size from 38 microns to 16 mm, the following table is compiled.

d_N (m)	v_T Stokes m/s	v_T Newton m/s	v_T Dietrich m/s	v_T Jiménez m/s	Re
0.000038	0.001	0.0432	0.0013	0.0012	0.05
0.000050	0.002	0.0495	0.0022	0.0021	0.10
0.000075	0.005	0.0607	0.0046	0.0044	0.33
0.000106	0.010	0.0721	0.0082	0.0083	0.87
0.000175	0.028	0.0926	0.0182	0.0192	3
0.00050	0.225	0.1566	0.0740	0.0747	37
0.00075	0.506	0.1918	0.1161	0.1083	81
0.0010	0.899	0.2215	0.1550	0.1355	135
0.0020	3.597	0.3132	0.2829	0.2129	425
0.0040	14.388	0.4429	0.4565	0.3133	1253
0.0060	32.373	0.5425	0.5757	0.3877	2326
0.0080	57.552	0.6264	0.6666	0.4496	3596
0.0100	89.925	0.7004	0.7406	0.5038	5038
0.0160	230.208	0.8859	0.9073	0.6391	10225

GRAVITY SEPARATION: assentament

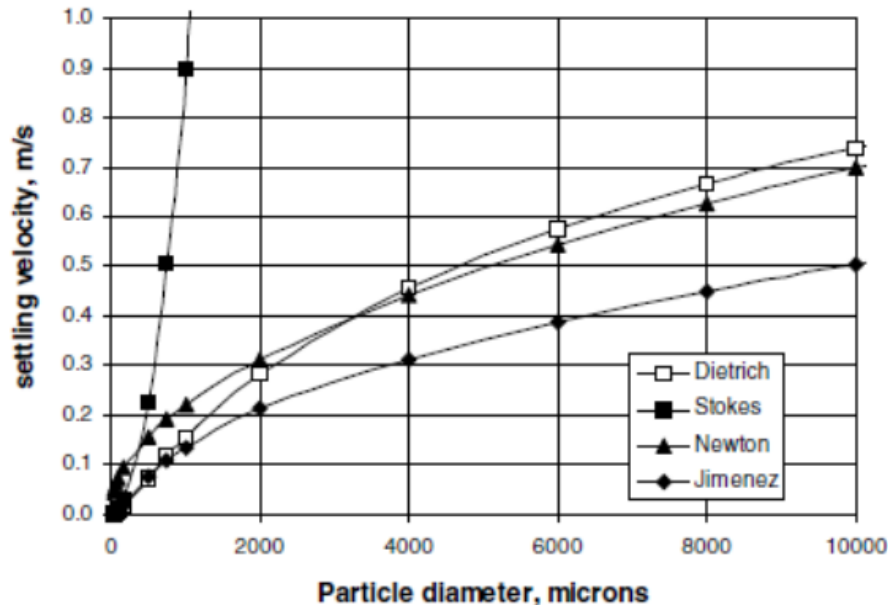


Per mides <100 micres Stokes, Dietrich i Jiménez són similars.

Per sobre de 150 micres Stokes es desvia.

Newton és molt diferent.

Per d_p per sobre de 3 mm Dietrich i Newton són molt iguals.



Per Reynolds per sobre de 1000, Newton és millor aproximació.

Dietrich seria adequada per la transició entre Stokes i Newton.

Jiménez es desvia de Dietrich per sobre de 1 mm o Reynolds de 135.

GRAVITY SEPARATION: assentament

Per casos on els desplaçaments són molts curts cal tenir en compte l'acceleració de la partícula en el procés d'assentament. Si fem balanç de forces (F , F_g , F_B i F_D són la força resultant, gravetat, empenta i fregament respectivament):

$$F = F_g - F_B - F_D$$

$$M a = M g - M \left(\frac{\rho_L}{\rho_S} \right) g - F_D$$

$$a = g - \left(\frac{\rho_L}{\rho_S} \right) g - \frac{F_D}{M}$$

$$a = \frac{dv}{dt}$$

Com:

$$F_D = \frac{C_D v^2 A_c \rho_L}{M}$$

On A_c és l'àrea projectada de partícula. Considerant esferes:

$$M = \frac{\pi d^3}{6} \rho_S$$

$$A_c = \frac{\pi d^2}{4}$$

Aleshores substituint queda:

$$\frac{F_D}{M} = \frac{3 C_D v^2 \rho_L}{4 d \rho_S}$$

Per velocitats petites, $Re < 1$, llei Stokes;

$$C_D = \frac{24}{Re} = \frac{24}{\frac{v d \rho_L}{\mu_L}}$$

GRAVITY SEPARATION: assentament

Substituint:

$$\frac{F_D}{M} = \frac{18 v \mu_L}{d^2 \rho_S}$$

Que posat a l'equació de balanç de forces:

$$a = g - \left(\frac{\rho_L}{\rho_S}\right)g - \frac{18 v \mu_L}{d^2 \rho_S}$$
$$\frac{dv}{dt} = a = \frac{g (\rho_S - \rho_L)}{\rho_S} - \frac{18 v \mu_L}{d^2 \rho_S} \quad Re < 1$$

Per velocitat elevades, C_D agafa valor de 0,44 per partícules esfèriques i aleshores queda:

$$\frac{dv}{dt} = a = \frac{g (\rho_S - \rho_L)}{\rho_S} - \frac{(0,44 \times 3) v^2 \rho_L}{4 d \rho_S} \quad Re > 1000$$

Mirar figures 15,2 i 15,3. Evolució de la velocitat amb el temps per diferents densitats de sòlids.

GRAVITY SEPARATION: assentament

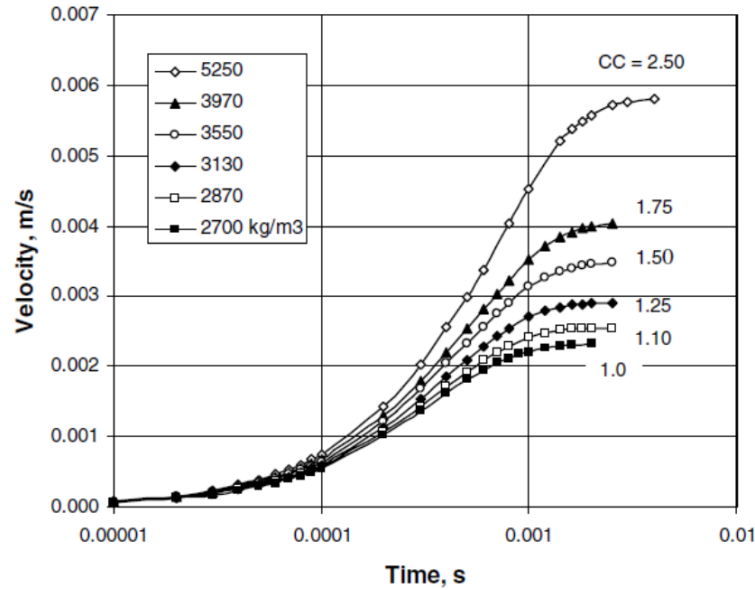


Fig. 15.2. Settling velocity of 50 µm particles of different density in water for different concentration criteria.

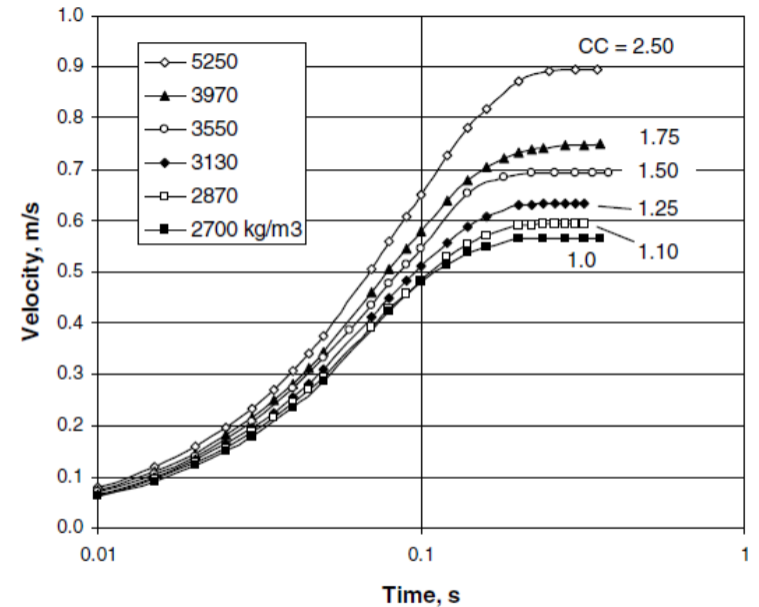


Fig. 15.3. Settling velocity of 6.35 mm particles of different density in water for different concentration criteria.

TIPUS DE SEPARADORS

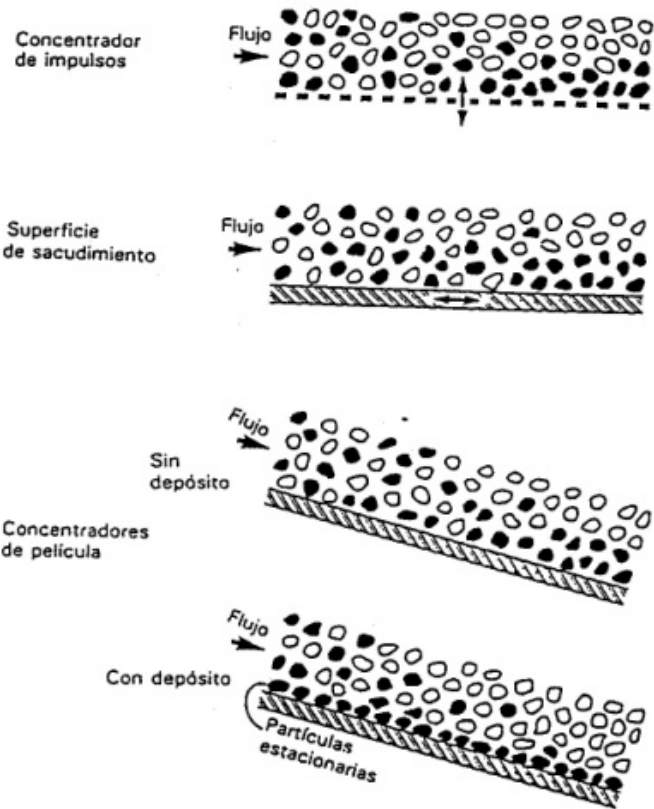


Figura 13.1 Características de clasificación de los separadores por gravedad.

Equipament	Particle size range	Typical applications
Coal jigs	40 – 200 mm (1.6 - 8")	Coal
Mineral jigs	75 µm - 6 mm	Gold, chromite, galena
Spirals	75 µm - 1.0 mm light	Coal, beach sands, iron
	75 µm - 0.5 mm heavy	Cassiterite
Shaking tables	50 µm - 2 mm	Copper, gold, lead, zinc, tungsten

IMPULSORES (JIGS)

BATAC - Jig

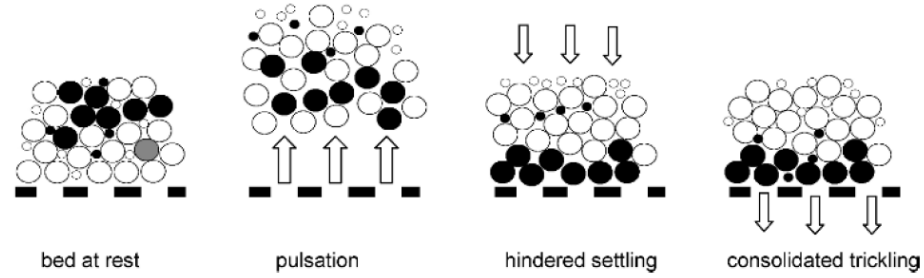
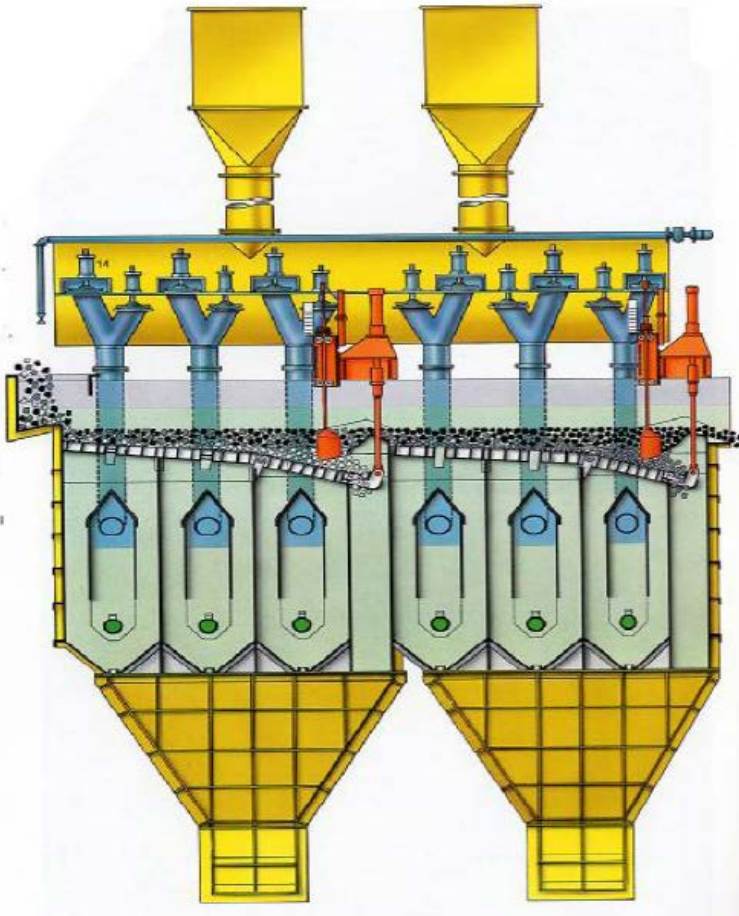


Fig. 15.6. Expansion and contraction of a bed of particles due to jigging action.



IMPULSORES (JIGS)

Basades en processos d'estratificació (veurem al màster).

L'amplitud és pot calcular:

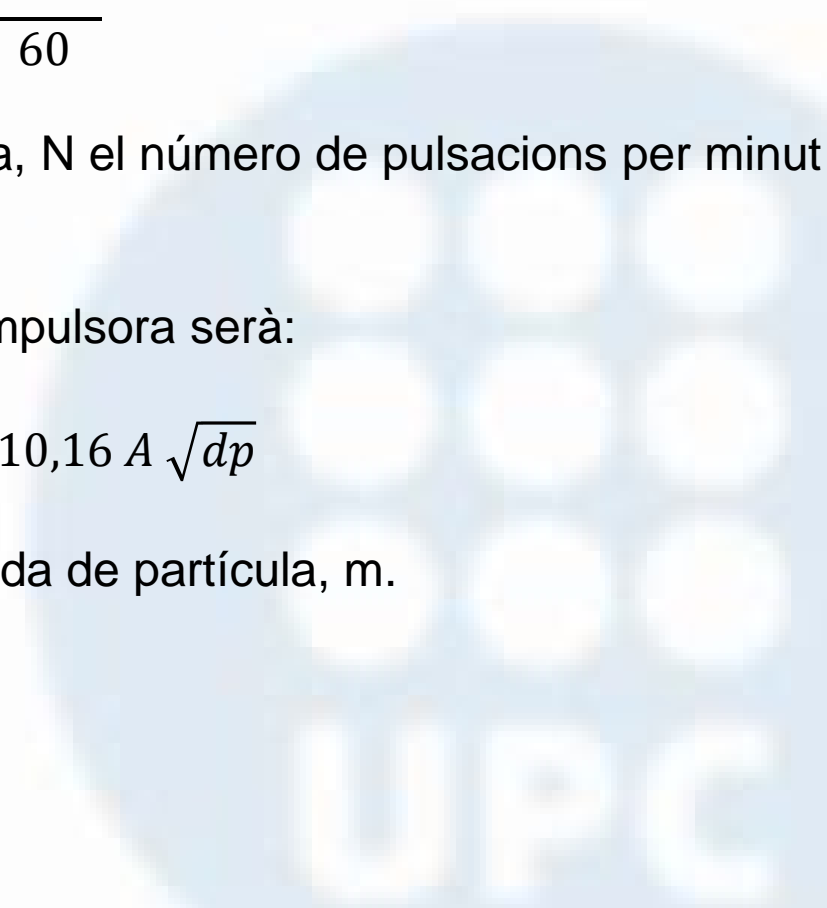
$$v = \frac{N a \pi}{60}$$

On: v és la velocitat de pujada de l'aigua, N el número de pulsacions per minut i a l'amplitud de la pulsació.

Taggart proposa que la potència de la impulsora serà:

$$P[kW] = 7310,16 A \sqrt{dp}$$

On A és l'àrea de la malla, m^2 , i dp la mida de partícula, m .



IMPULSORES (JIGS)

Exercici 15,3.

Una impulsora tracta carbó i esquistos de 5 mm, amb densitats de 1800 i 2500 kg/m³ respectivament. Determinar l'amplitud del desplaçament del llit si les pulsacions seran 60 per minut?

El fluid és aigua, densitat 1000 kg/m³ i viscositat 0,001 Pa s i coeficient de fregament 0,44 a la zona de Newton.

La pulsació ha de produir una velocitat suficient a la partícula més gran i pesada, serà:

$$v_T = \sqrt{\frac{4 g (\rho_A - \rho_L) d_p}{3 C_D \rho_L}} = \sqrt{\frac{4 \times 9,81 \times (2500 - 1000) \times 0,005}{3 \times 0,44 \times 1000}} = 0,4722 \frac{m}{s}$$

$$a = \frac{60 v}{N \pi} = \frac{60 \times 0,4722}{60 \times 3,1415} = 0,15 \text{ m}$$

L'amplitud ha de ser de 150 mm.

IMPULSORES (JIGS)

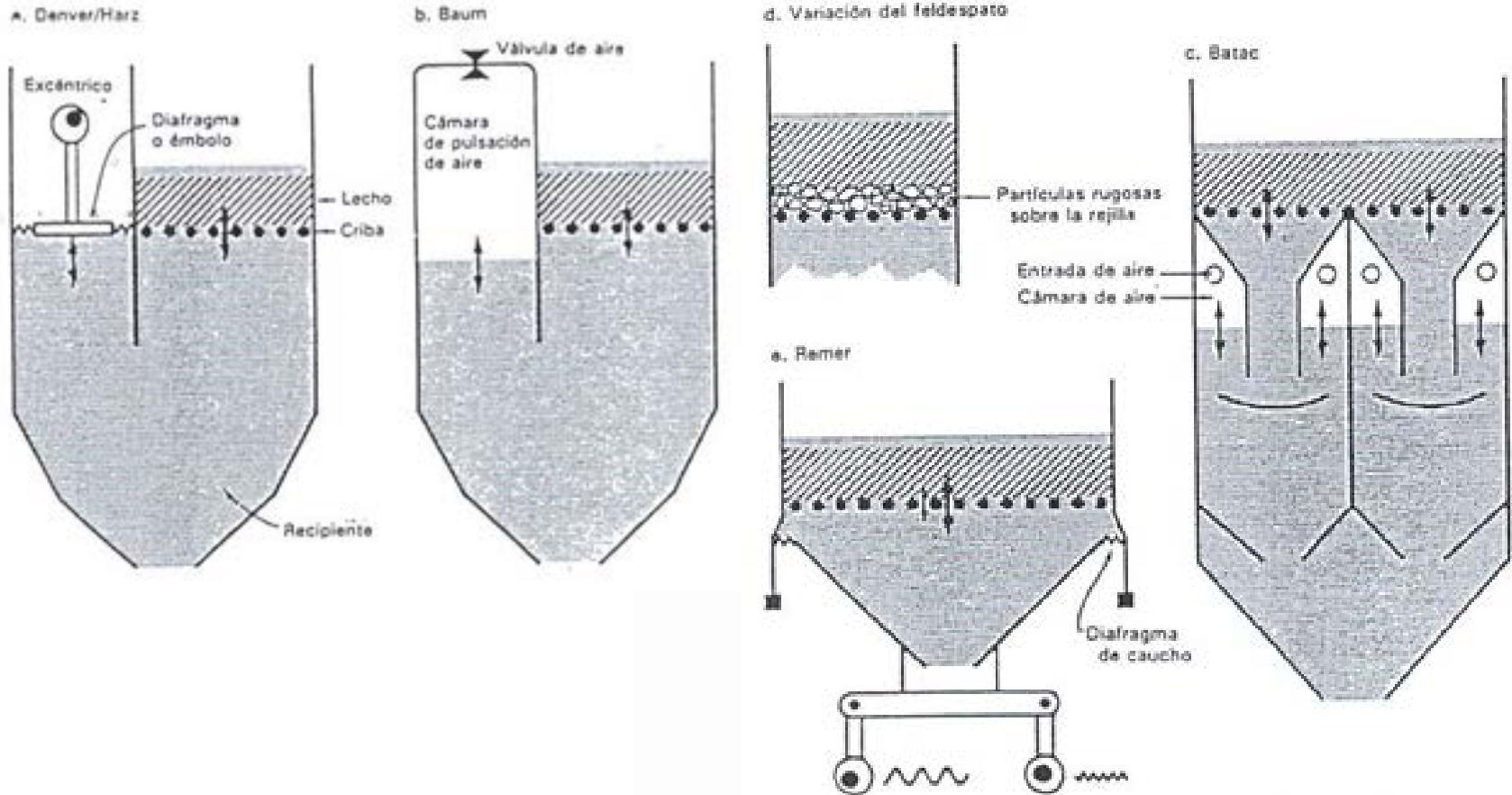


Figura 13.2 Diagramas esquemáticos de los tipos básicos de impulsores.

Table 15.5

Some operating data for various jigs [2].

Jig Type	Particle Size, mm	Amplitude, mm	Frequency, Hz
Baum	5-200	30-40	30-60
Batac	0.5-100	30-60	40-60
Diaphragm	0.25-25	20-30	125-150
Diaphragm	0.2-10	10-15	150-200



TAULES DE SACSEIG (SHAKING TABLE)

GRAVITY SEPARATION



TAULES DE SACSEIG (SHAKING TABLE)

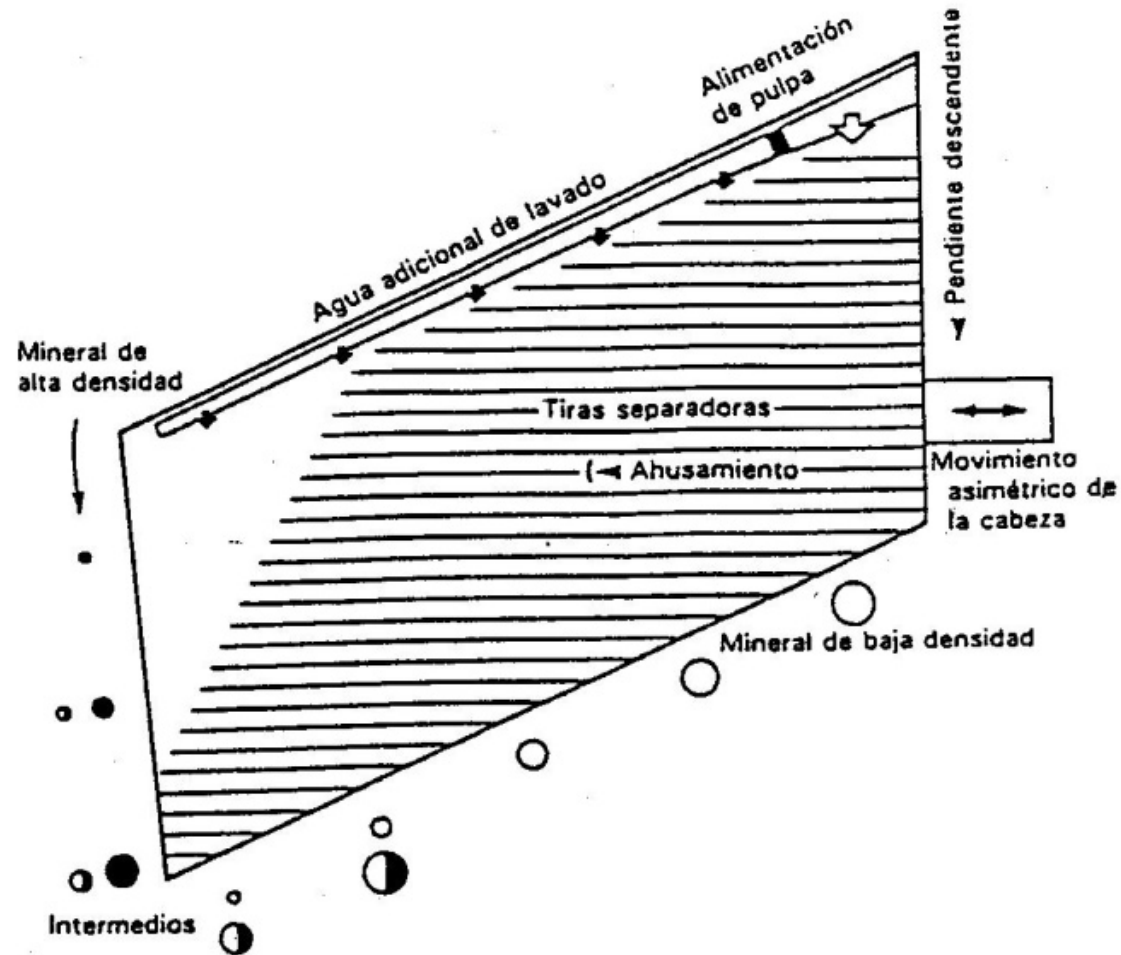


Figura 13.7 Esquema de una mesa concentradora en el que se indica la distribución de los productos.

TAULES DE SACSEIG (SHAKING TABLE)

Inicialment Vanner (1860's) i posteriorment Wilfrey al 1896 van ser els desenvolupadors de les taules de sacseig tal i com les coneixem.

Treballa bé amb mides de 0,3 a 9,5 mm (potser efectiva fins a 50 micres).
90% de l'aigua surt pel corrent de lleugers.

L'aigua de rentat està al voltant del 25% del total d'aigua de la taula.

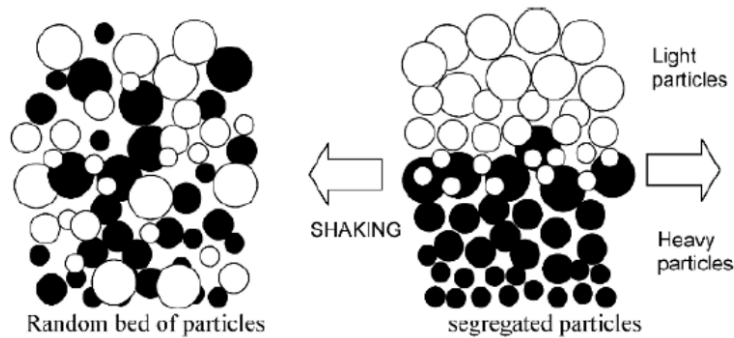


Fig. 15.8. Segregation of particles due to horizontal shaking motion.

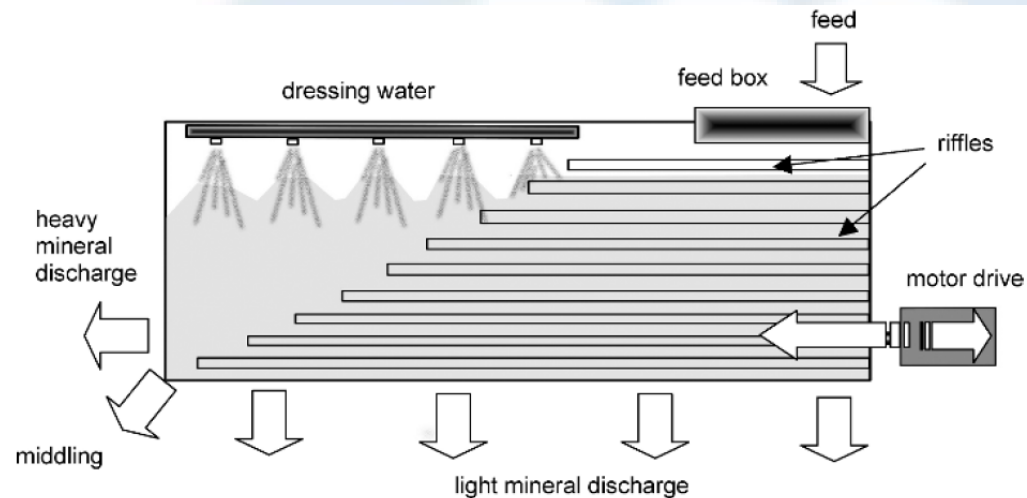


Fig. 15.9. Shaking table arrangement.

TAULES DE SACSEIG (SHAKING TABLE)

Table 15.7

Effect of variables on table performance [2].

Variable	value	Effect
Forma taula	diagonal	increased capacity increased grade lower middling flow finer size separation
Separadors	partial deck	cleaning duty treats unsized feed
	full deck	roughing duty treats sized feed
Flux aliment	2 t/h	for 1.5 mm sand
	0.5 t/h	for -150 μ m slimes
	15 t/h	for up to 15 mm coal
Velocitat i carrera	260-300 strokes/min 12-25 mm	for coarse ore
	280-320 strokes/min 8-20 mm	for fine ore
	260-285 strokes/min 20-35 mm	for coal
Pendent (allargada) inclinació (amplada)	11-25 mm/m	coarse sand
	20-25 mm/m	
	9-15 mm/m	medium sand
	15-30 mm/m	
	2-9 mm/m	fine sand
	8-20 mm/m	
water/solid ratio	1-7 mm/m	slimes
	4-12 mm/m	
	20-25% (mass)	mineral separation
	33-40% (mass)	coal separation

Tabla 13.3 Variables de la mesa concentradora.

Variables de diseño:

Forma de la mesa
Material de la superficie de la mesa
Forma de las tiras separadoras
Patrón de distribución de las tiras
Aceleración y desaceleración
Presentación de la alimentación

Velocidad de trabajo:

Velocidad del motor
Tamaño de la polea

Carrera:

Ajuste de la conexión articulada
o vibrador

Controles de operación:

Inclinación de la mesa
Densidad de la pulpa de alimentación
Agua de lavado
Posición de los partidores del producto

SEPARADORES DE PEL-LÍCULA (FILM CONCENTRATORS)

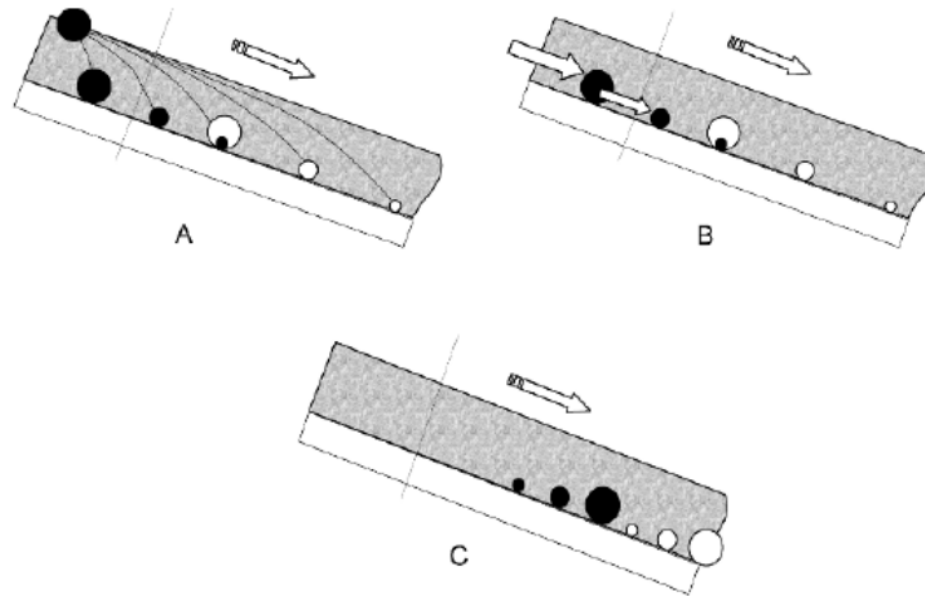


Fig. 15.13. Effect of particle size, density and water velocity on particle segregation in a flowing film of water (● heavy particles, ○ light particles). A – particles of different settling rate; B – different size particles pushed with different force; C – final segregated layers in a flowing film.

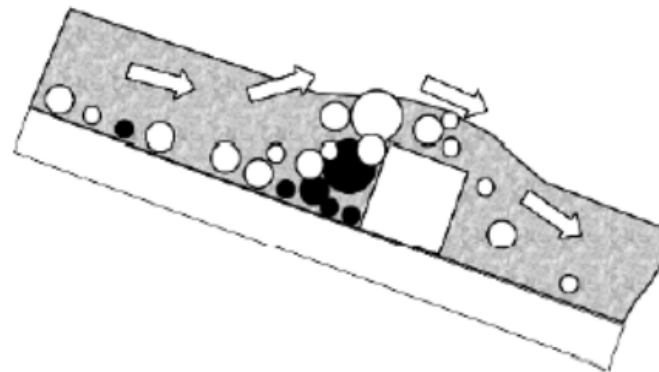


Fig. 15.14. Effect of a riffle on segregation on a sluice.

ESPIRALS (SPIRAL CONCENTRATOR)



Table 15.9
Summary of spiral operating parameters.

Variable	Value	Effect
feed size	0.075 – 3 mm	optimum size for coal
	0.045 – 0.85 mm	size range for minerals
feed rate	1 – 5 t/h	design capacity
feed % solids	20 – 30% solids (mass)	less for fine sands
	up to 50%	for coarse feed
	high % solids	high recovery (heavy) low grade
	low % solids	high heavy fraction grade
splitter position	depends on feed properties and required duty	

ESPIRALS (SPIRAL CONCENTRATOR)

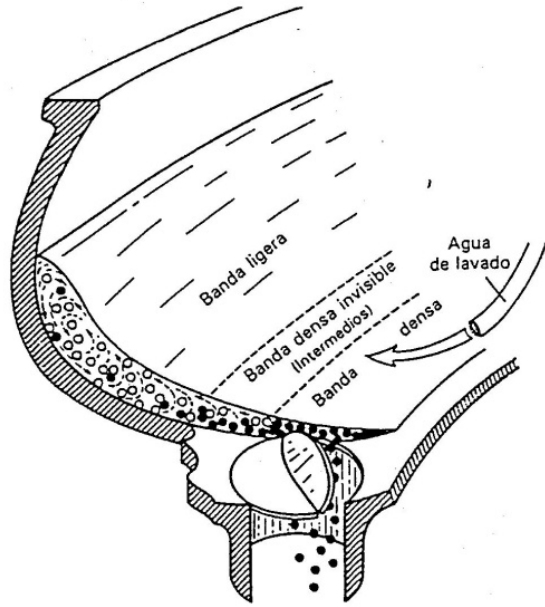


Figura 13.17 Forma en que la corriente de agua saliente afecta a la segregación en una espiral.

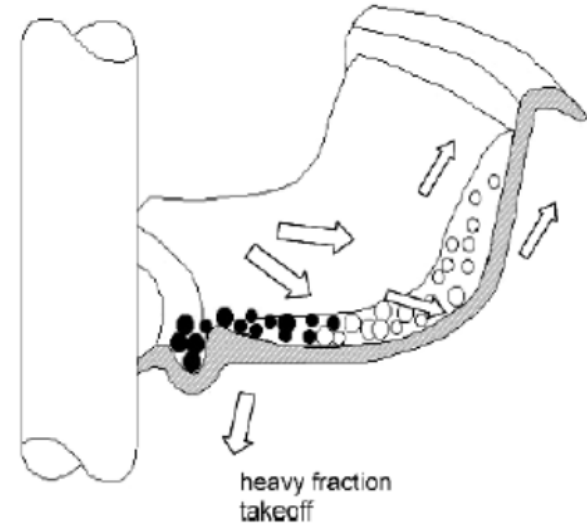
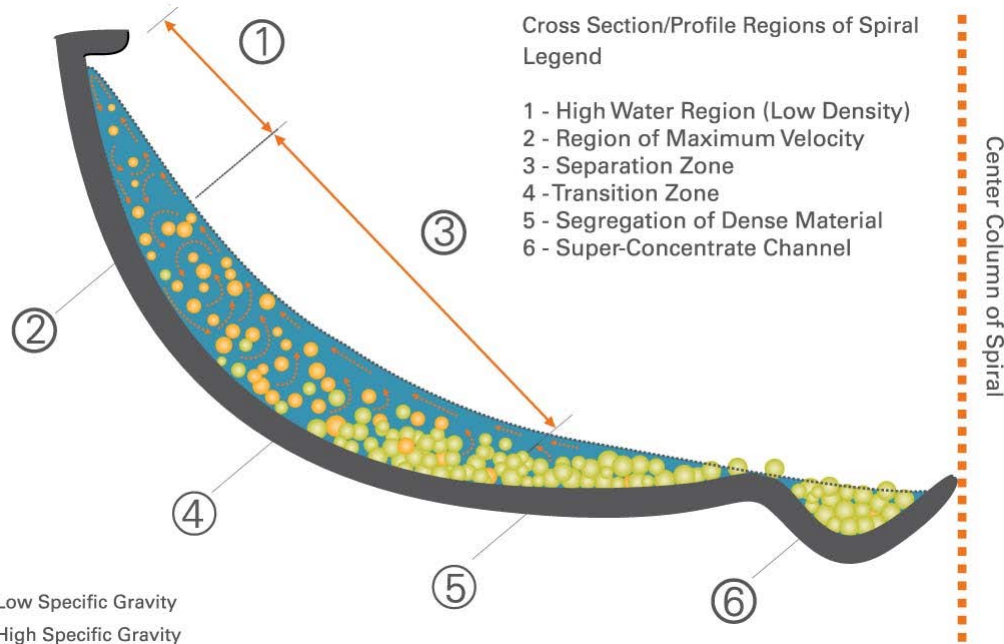


Fig. 15.15. Cross section of a spiral launder.



CON SEPARADOR-CON REICHERT (REICHERT CONE)

REICHERT CONE



Desenvolupat a Austràlia als anys 1960 per sores minerals.

Diàmetres de 2-3,5 m.

Alçades de fins a 6 m.

CON SEPARADOR-CON REICHERT (REICHERT CONE)

Aplicat a recuperar or i altres minerals pesats.

Capacitats de 40-300 t/h amb 55-70% de sòlids.

Mida partícula de 30 micres a 3 mm (més efectiu de 100-600 micres).

Cost baix instal·lació

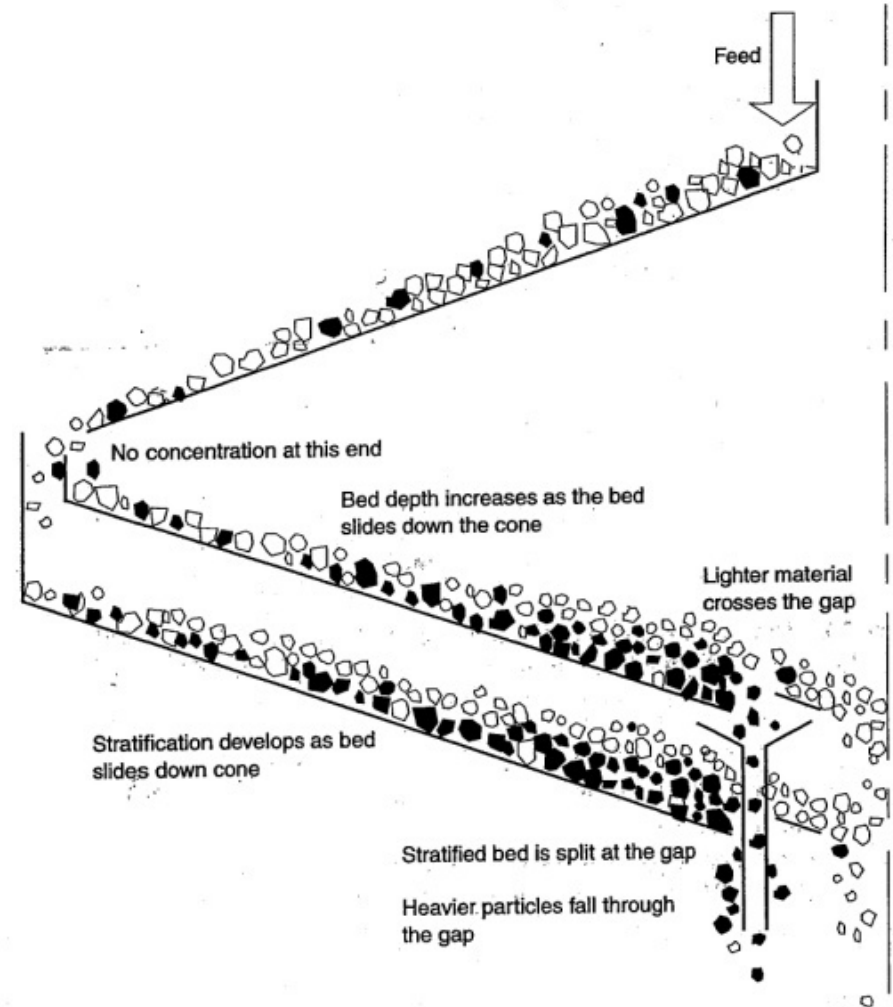
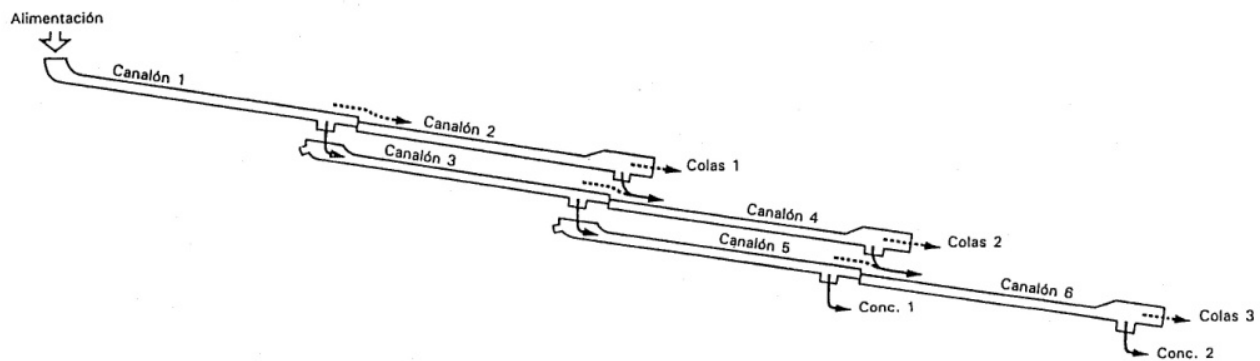
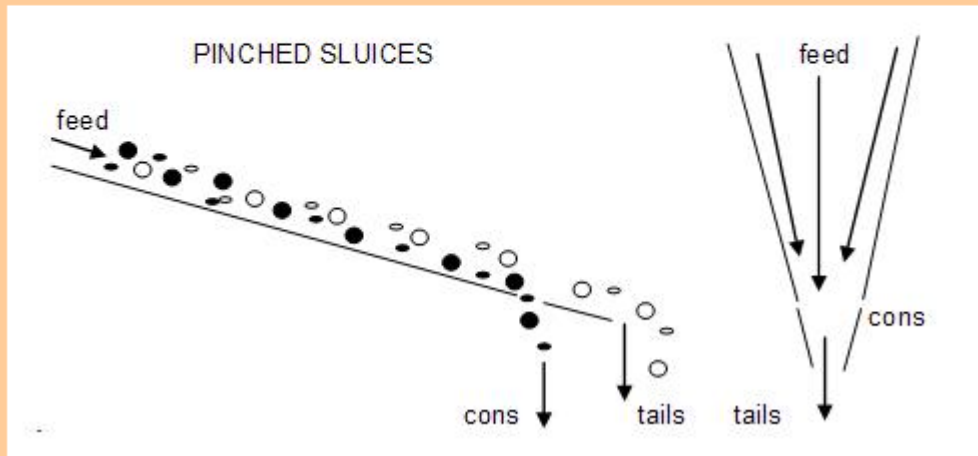


Figure 7.12 Details of the concentrating action of the Reichert cone. A double cone is illustrated

CANALS

The operating variables include:

- Feed density (61% to 63% solids)
- Feed rate (between 75 and 90 tph for standard cone)
- Slot position



SEPARADORS CENTRÍFUGS: Knelson concentrator

És un separador centrífug d'alta capacitat.

Una força centrífuga igual o superior a cinquanta vegades la força gravitacional actua sobre les partícules diferenciant entre les partícules pesades i la ganga.

Les pesades són portades per la força centrífuga a una sèrie d'anells situats al tambor de centrifugat, mentre que la ganga desborda els anells i és expulsat.

El disseny original era una operació per batch, però els últims dissenys ofereixen l'extracció semicontínua i contínua de la fracció pesada.



SEPARADORS CENTRÍFUGS: Knelson concentrator

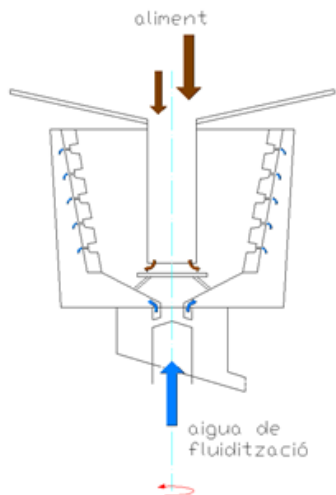


Fig. 1. Esquema del concentrador Knelson en la fase inicial de l'operació

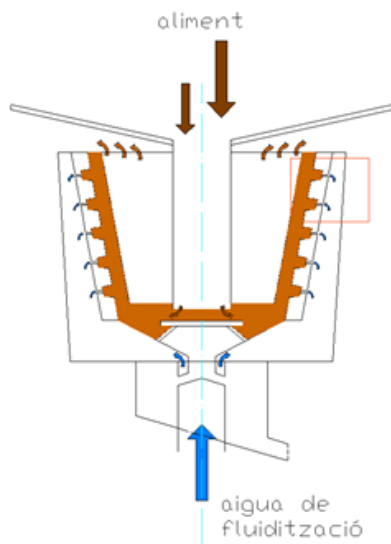


Fig. 2. Esquema del concentrador Knelson en operació (moviment de les partícules en l'interior del bol en operació).

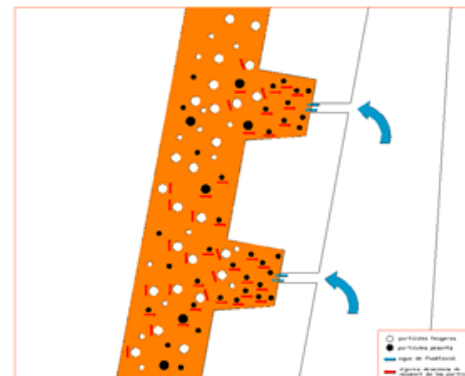


Fig. 3. Moviment de les partícules a l'interior del bol en operació

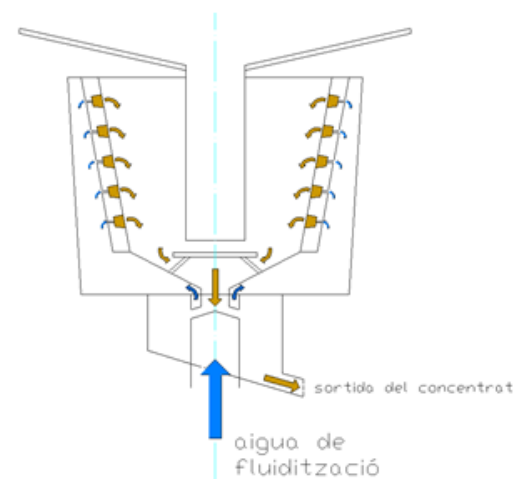
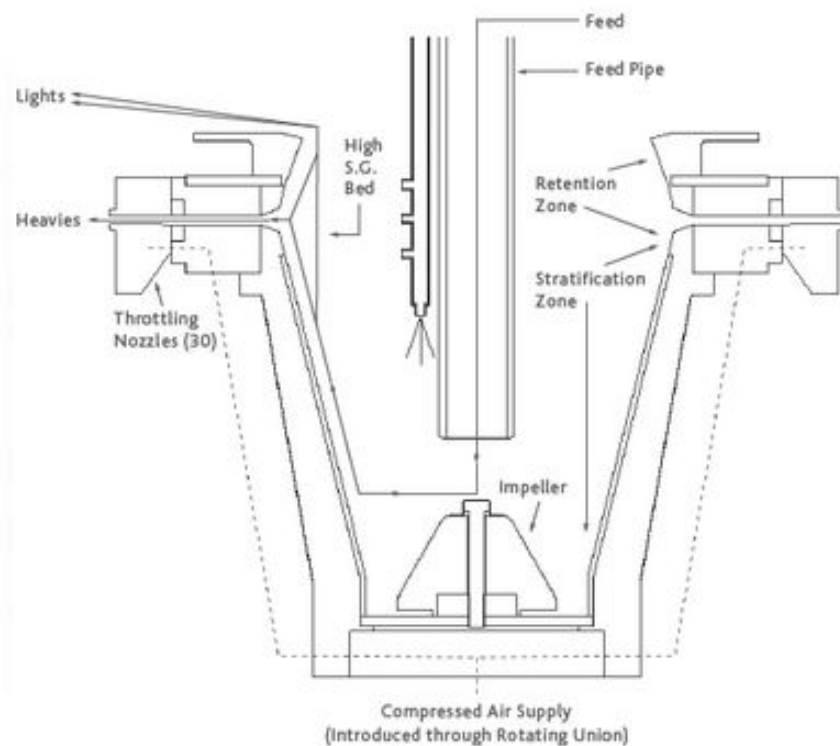
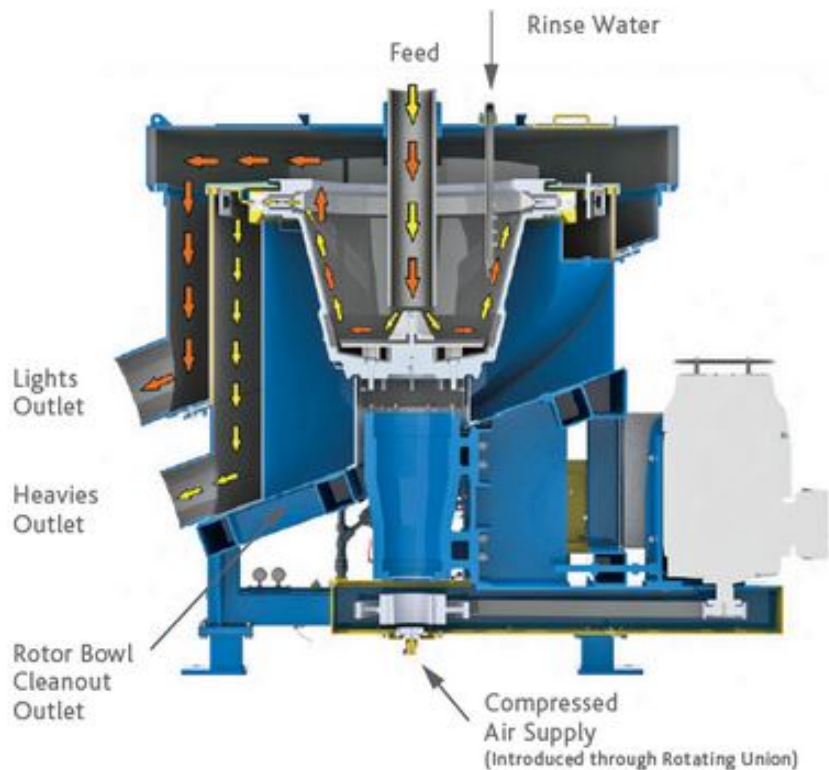


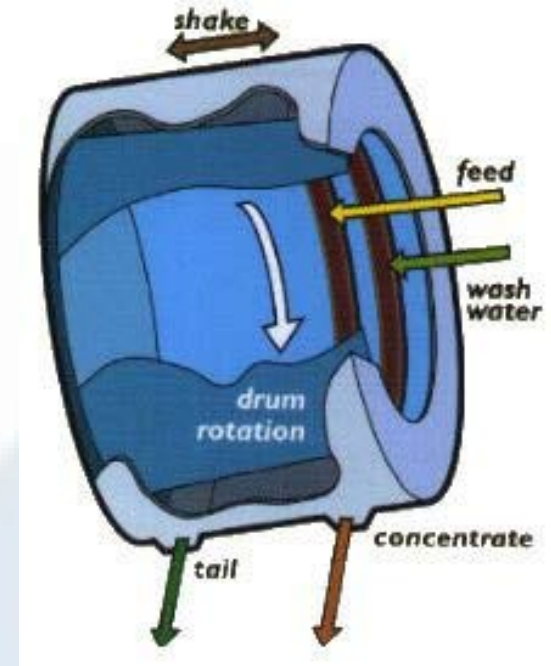
Fig. 4. Esquema del concentrador Knelson a la descàrrega de l'operació

SEPARADORS CENTRÍFUGS: Falcon Gravity Concentrator

GRAVITY SEPARATION



SEPARADORS CENTRÍFUGS: Mozley Multi-Gravity Separator (MGS)



GRAVITY SEPARATION

El MGS està dissenyat per a la separació de mineral fi i ultra fi.

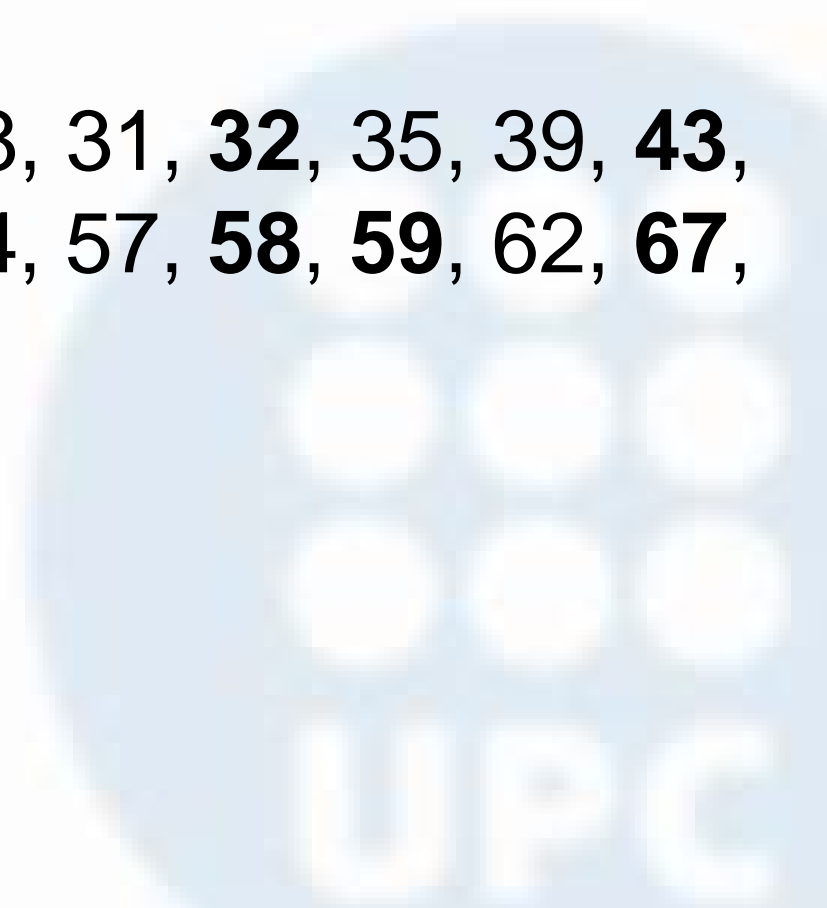
Es tracta essencialment d'un dispositiu de separació per gravetat millorat usant la pel·lícula que flueix i aplicant el principi de la taula de sacseig.

Pot ser vist com essencialment embolicar la superfície horitzontal d'una taula de sacseig convencional, com un tambor cilíndric i girant.

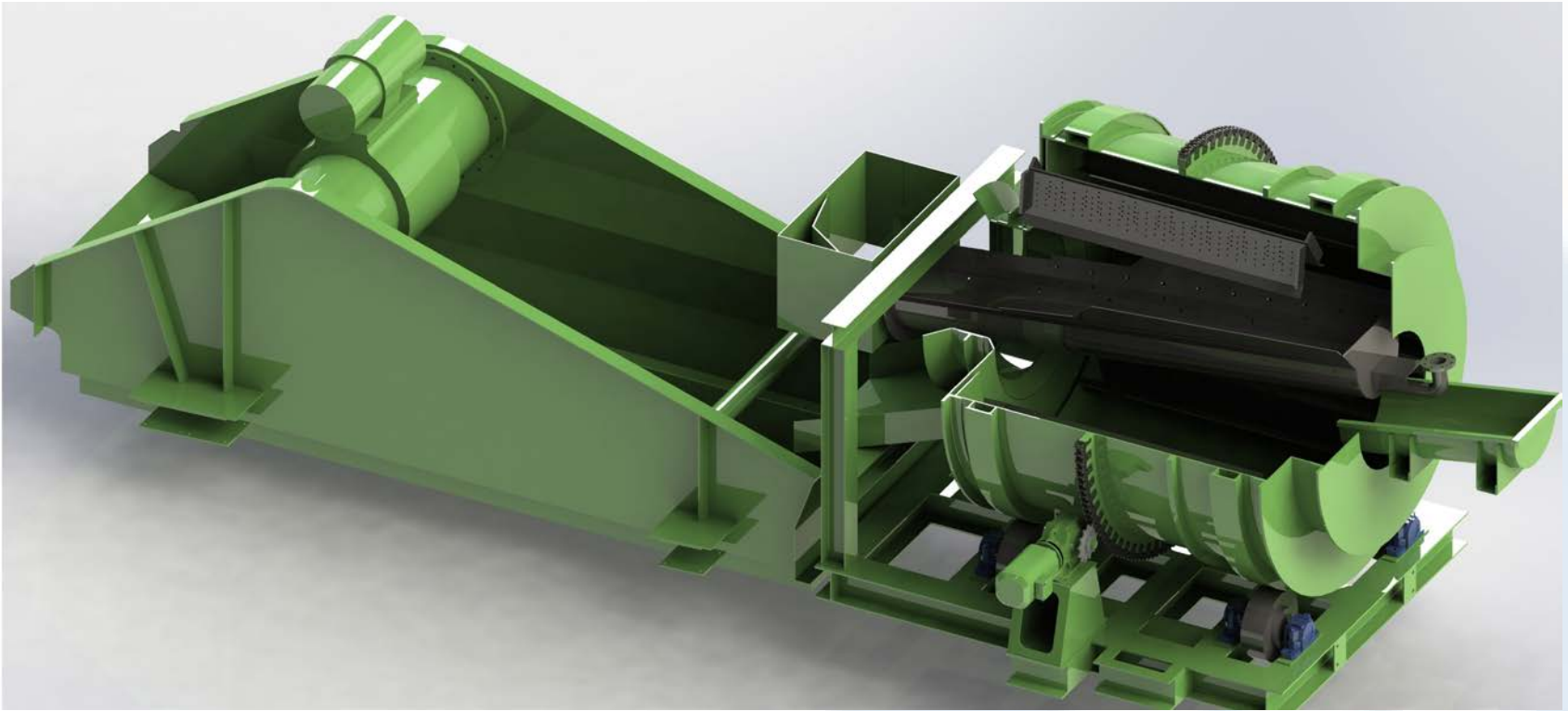
Una força de moltes vegades més gran que la gravetat normal s'exerceix sobre les partícules en la pel·lícula que flueix augmentant així el procés de separació de partícules fines.

Exercicis:

18, 20, 23, 24, 27, 28, 31, 32, 35, 39, 43, 45, 46, 48, 51, 53, 54, 57, 58, 59, 62, 67, 65, 69 i 71.



SEPARACIÓ PER MEDIS DENSOS - DENSE (OR HEAVY) MEDIA SEPARATION



DENSE MEDIA SEPARATION

UPC

DENSE MEDIA SEPARATION: medi

Tipus:

- Líquids densos

Per rentat de carbó s'utilitzen sals dissoltes de ClCa (1350 kg/m^3)
Clorur de zinc (1800 kg/m^3).

- Pseudo líquids

Magnetita dona densitats de $1250\text{-}2200 \text{ kg/m}^3$

Ferrosilici dona densitats de $2900\text{-}3400 \text{ kg/m}^3$

Suspensions d'arena

Característiques:

- Són estables física i químicament
- Fàcilment separables dels productes
- Fàcilment recuperables
- Formen fluids de bona viscositat
- Durs i no fàcilment fragmentables
- Preu i disponibilitat



DENSE MEDIA SEPARATION: medi líquids

Table 15.10

Heavy liquids used for sink-float separations. Group 2A is a probable carcinogen; Group 2B is a possible carcinogen; Group 3 is an unclassifiable carcinogen. [14,15]

Heavy liquid	Formula	S.G.	Dilution	Health
Tri-chloro-ethylene	CCl_2CHCl	1.46	-	group 2A carcinogen
Carbon-tetrachloride	CCl_4	1.5	Most organic liquids	group 2B carcinogen
Bromoform, Tribromomethane	CHBr_3	2.87	Alcohol, CCl_4	liver damage, group 3
Tetrabromoethane (TBE)	$\text{C}_2\text{H}_2\text{Br}_4$	2.95	Alcohol, CCl_4 Chloroform	suspected carcinogen
Di-iodo methane (Methylene iodide)	CH_2I_2	3.31	CCl_4 , Benzene	moderate toxicity- central nervous system
Clerici solution (thallium malonate/thallium formate)	$(\text{TlCOOH})_2\text{C}/\text{TlCOOH}$	4.2- 5.0	Water	highly toxic, cumulative poison.
lithium heteropolytungstate (LST)	$\text{Li}_m\text{X}_n(\text{W}_{12}\text{O}_{40})$	2.95	Water	Low to moderate toxicity
sodium polytungstate (SPT)	$\text{Na}_6(\text{H}_2\text{W}_{12}\text{O}_{40})$	3.1	Water	Low to moderate toxicity
lithium metatungstate (LMT)	$\text{Li}_6(\text{H}_2\text{W}_{12}\text{O}_{40})$	3.0	Water	Low to moderate toxicity

DENSE MEDIA SEPARATION: pseudo liquids

Table 15.11

Solid materials used to form heavy pseudo liquids.

Material	SG	Regeneration
Galena	7.4–7.6	Froth-flotation
Magnetite	5.0–5.2	Magnetic separation
Mill-scale	~5	Magnetic separation
Ferro-silicon	6.3–7.0	Magnetic separation
Pyrite	5.02	-
Quartz sand	2.65	-

Table 15.12

Media densities obtained using various solids.

Solid	limiting media S.G.
galena	3.3
magnetite	2.5
15% Si - ferrosilicon	2.5 – 3.5
-150 μm Fe-Si + 10-20% magnetite	2.65 – 2.9
-150 μm Fe-Si only or -212 μm Fe-Si + magnetite	2.8 – 3.0
-212 μm Fe-Si	> 3.0

MEDI DENS: TIPUS:

Atomised Ferrosilicon-Fine Grade

Fe: 80% min

Si: 14-16%

Mn: 0.8% max

Cr: 0.6% max

Cu: 0.5% max

P: 0.10% max

S: 0.05% max

Size distribution:

-212 micron 97-100%

-150 micron 90-96%

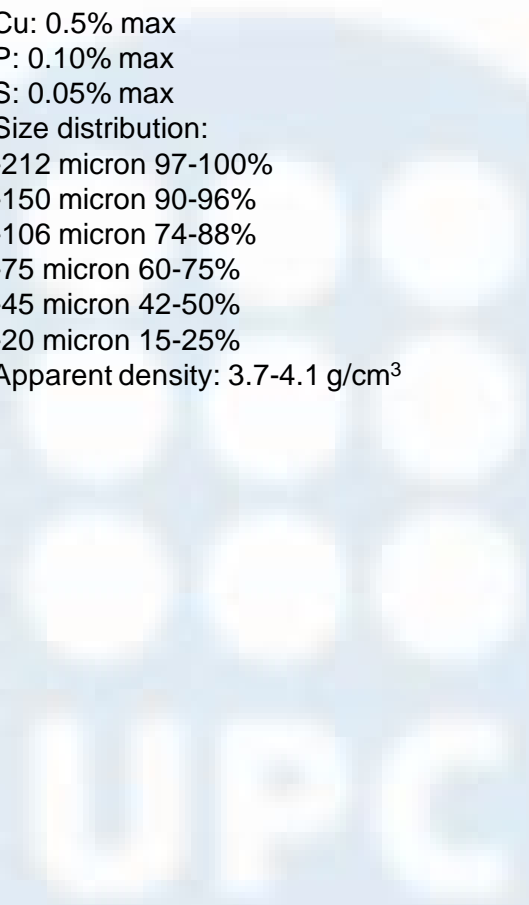
-106 micron 74-88%

-75 micron 60-75%

-45 micron 42-50%

-20 micron 15-25%

Apparent density: 3.7-4.1 g/cm³



DENSE MEDIA SEPARATION: medi

Exercici 15.4

Quina quantitat de FeSi s'ha d'afegir a 1 L d'aigua per tenir una densitat de 2,8 t/m³?

Densitat del Fe-Si = 7 t/m³

Densitat aigua = 1 t/m³

$$1 \text{ L aigua} = 0,001 \text{ m}^3 \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ m}^3} = 1 \text{ kg aigua}$$

$$\text{Densitat del medi} = \frac{\text{massa sòlid} + \text{massa aigua}}{\text{volum sòlid} + \text{volum aigua}}$$

$$2800 = \frac{x \text{ kg FeSi} + 1 \text{ kg aigua}}{\frac{x}{7000} \text{ m}^3 \text{ FeSi} + 0,001 \text{ m}^3 \text{ aigua}}$$

$$x = 3 \text{ kg de FeSi}$$

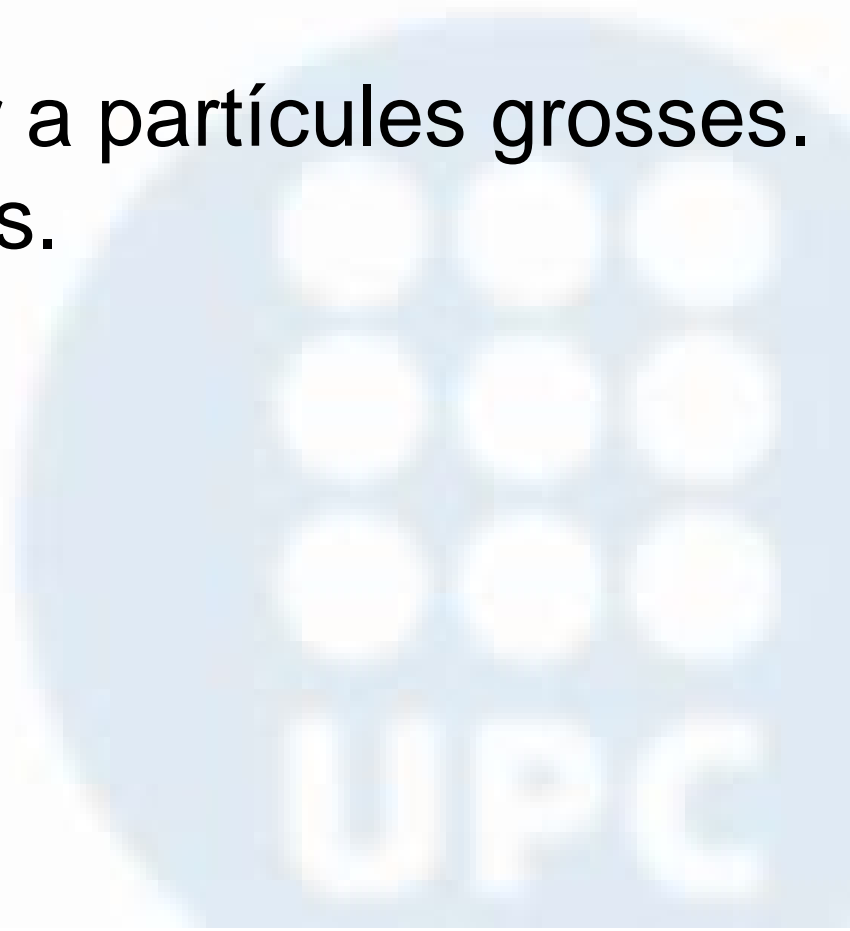
Si assumim que la quantitat màxima de sòlids és del 35% en volum, la densitat màxima serà:

$$\begin{aligned} \text{Densitat màx medi} &= \frac{\left[0,35 \text{ m}^3 \times 7000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right] \text{ FeSi} + \left[0,65 \text{ m}^3 \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right] \text{ aigua}}{0,35 \text{ m}^3 \text{ FeSi} + 0,65 \text{ m}^3 \text{ aigua}} \\ &= 3100 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \end{aligned}$$

SEPARADORS

Dos tipus:

- De bany estàtic, per a partícules grosses.
- Centrífugs, per a fins.



SEPARADORS: De bany estàtic

a) Separador de tambor (figures 11,3 I 11,4).

Diàmetres 4,6 m; Allargada 7 m; Capacitat 800 t/h; $d_p=6-30$ mm

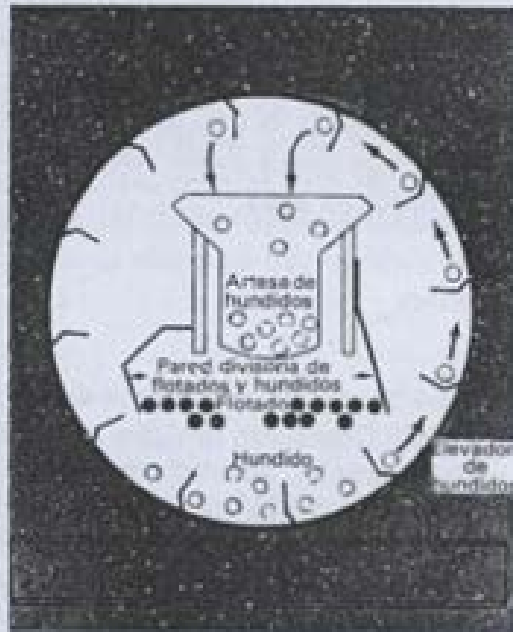
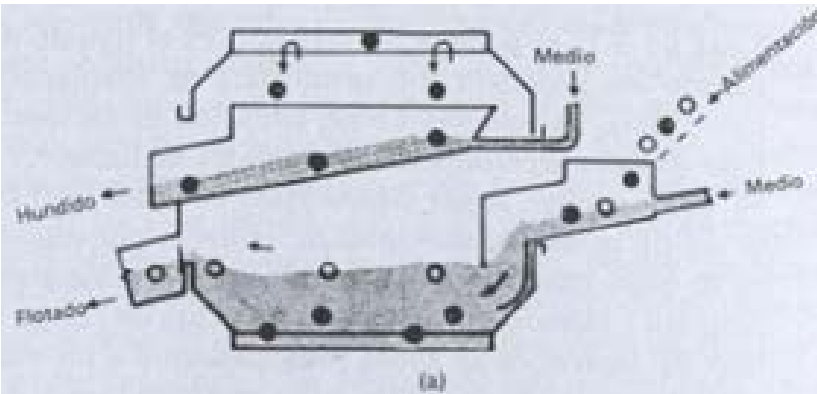


Figura 11.3a) Vista lateral del separador de tambor, b) Vista desde un extremo.

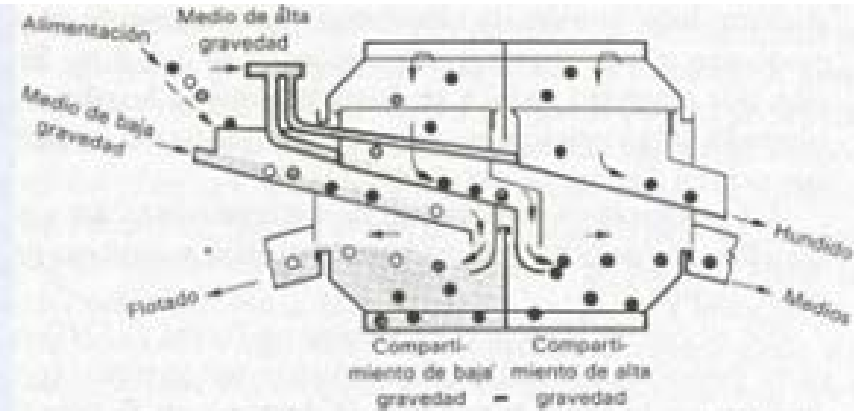
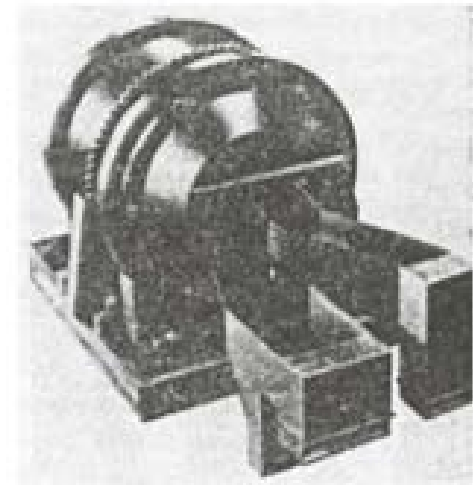
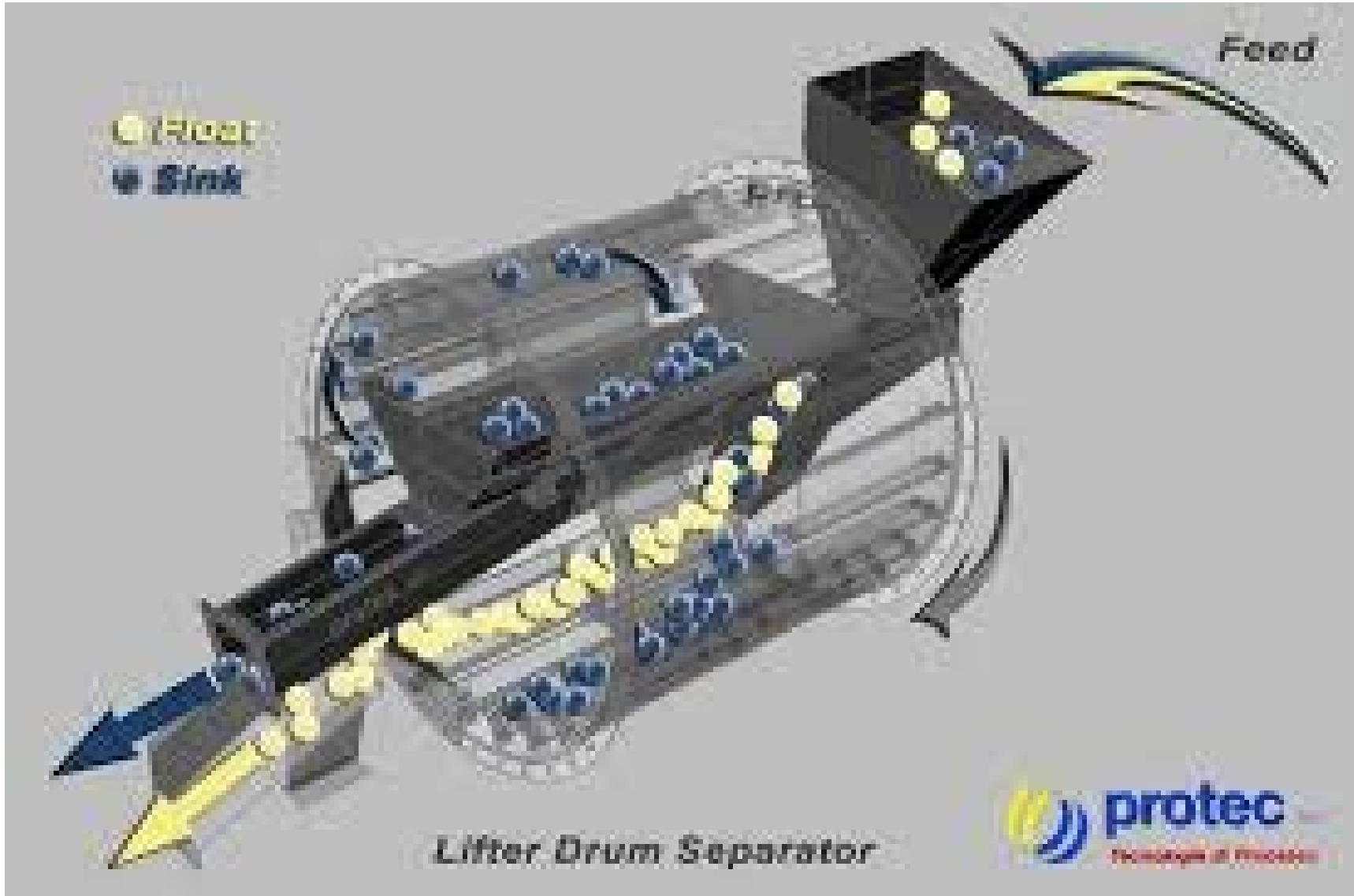


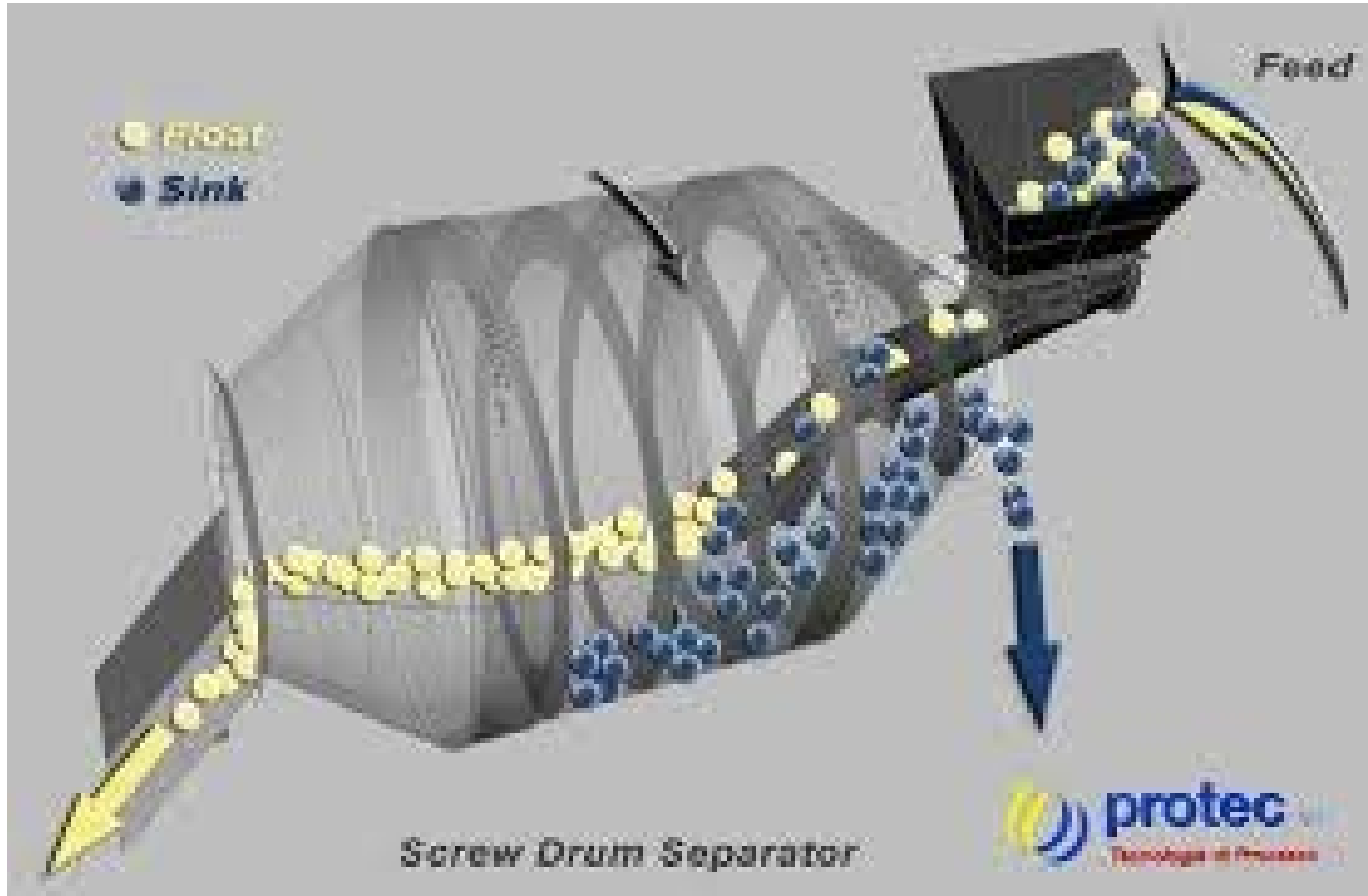
Figura 11.4 Separador de tambor de dos compartiments.



SEPARADORS: De bany estàtic



SEPARADORS: De bany estàtic



SEPARADORS: De bany estàtic

b) Separadors de con (figura 11,2).

Diàmetre 0,9-6,1 m; Capacitat 450 t/h; $d_p=10$ cm

c) Separadors d'artesa.

Els enfonsats retirats per artesa; $d_p=3$ mm

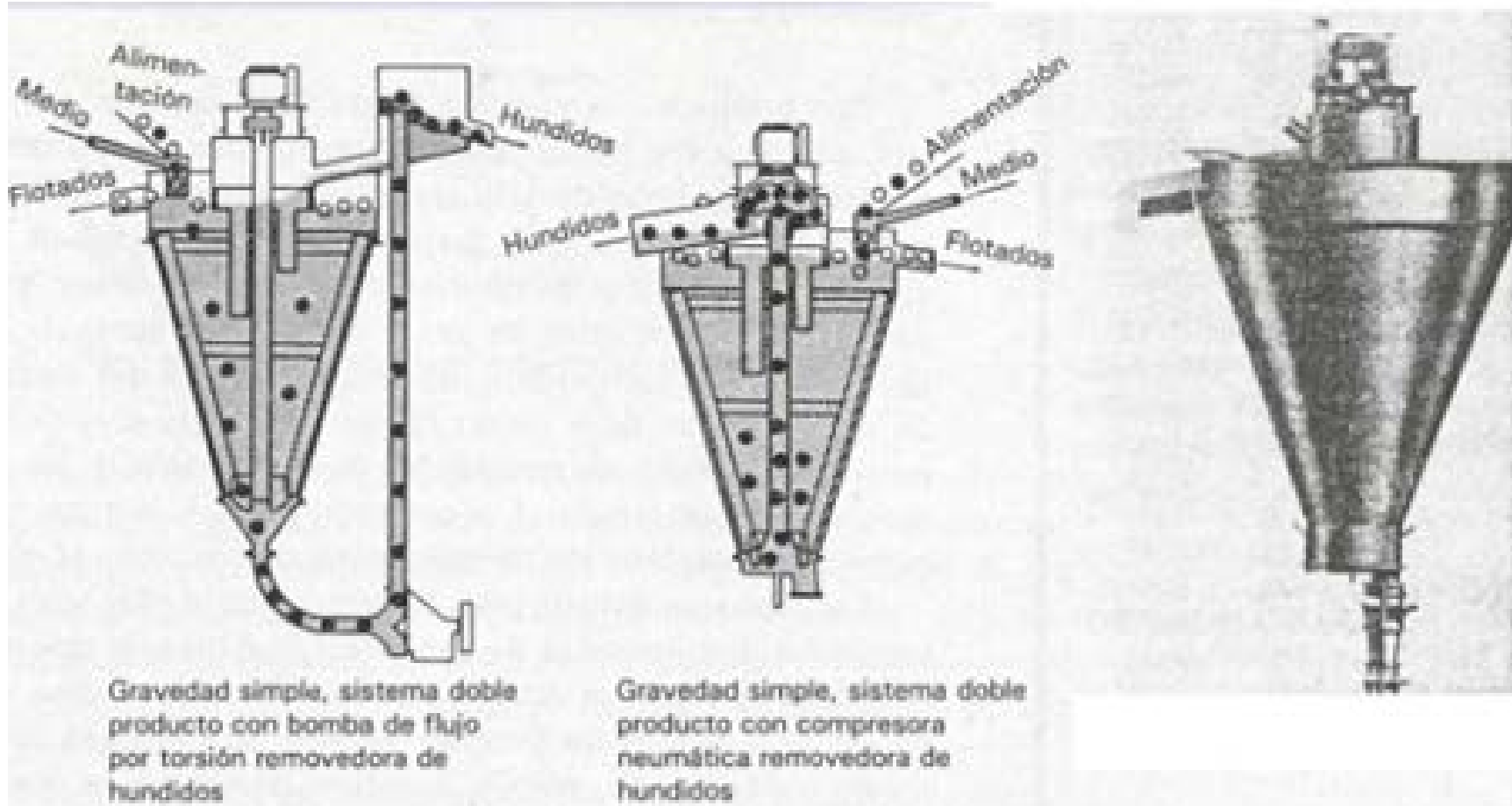


Figura 11.2 Separador Wemco de cono.

SEPARADORS: Centrífugs

a) Hidrociclons.
 $dp=0,6-0,15 \text{ mm}$

b) Vorsyl i
 Dynawhirlpool
 (figures 11,8 i 11,9).
 $dp=0,5-30 \text{ mm}$
 Capacitat fins 75 t/h

c) Larcodems
 (figura 11,9).
 $dp=0,5-100 \text{ mm}$

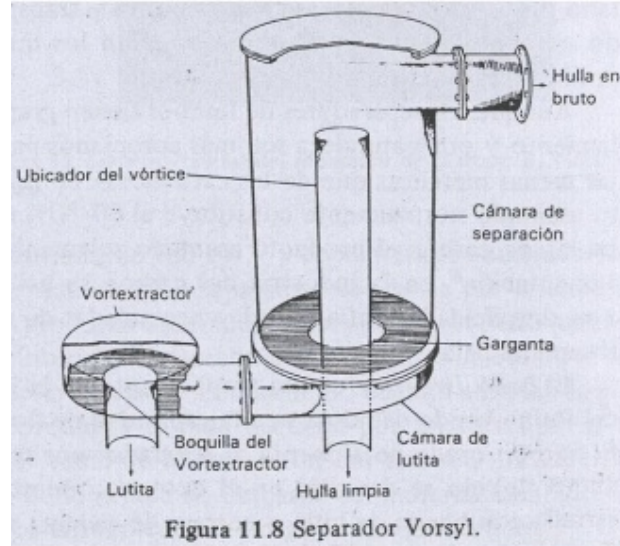


Figura 11.8 Separador Vorsyl.

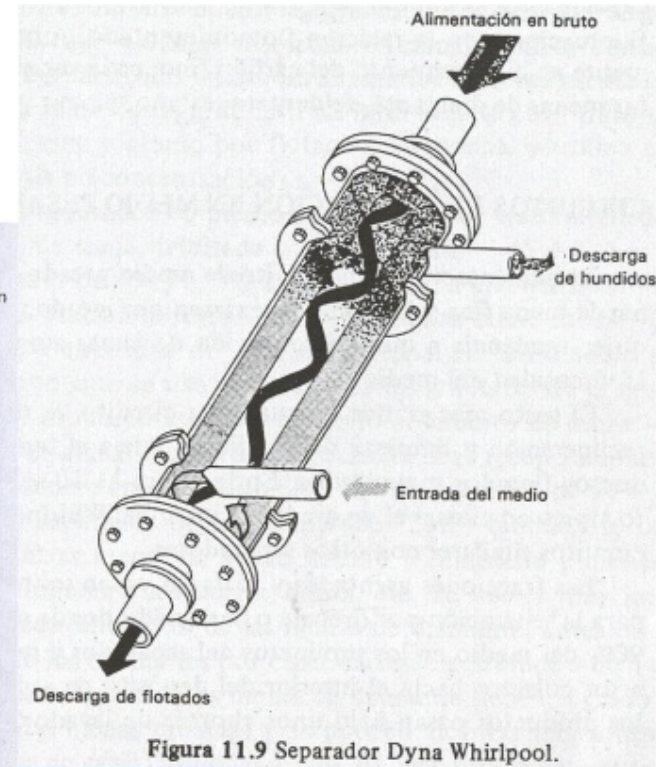


Figura 11.9 Separador Dyna Whirlpool.

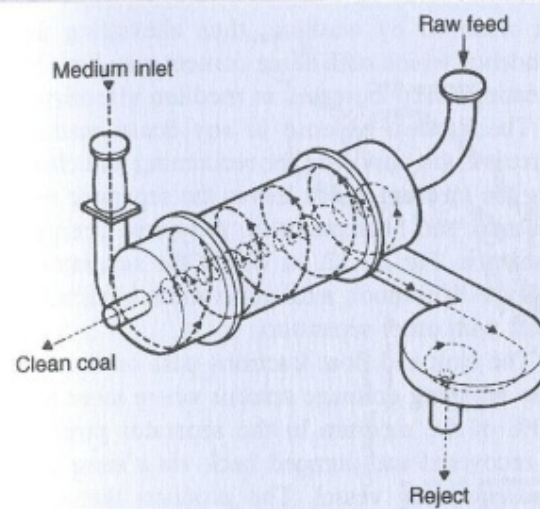


Figure 11.9 LARCODEMS separator

MODELITZACIÓ

L'eficàcia de separació és especificada en termes de imperfecció de la separació I_c :

$$I_c = \frac{\rho_{25} - \rho_{75}}{2\rho_{50}} = \frac{EPM}{\rho_{50}}$$

On;

$$R_c(\rho_{25}) = 0,25$$

i

$$R_c(\rho_{75}) = 0,75$$

La imperfecció pot ser quantificada per ciclons com:

$$I_c = \frac{3,8}{dp} + 0,013$$

On dp és en micres.

Table 4.1. Empirical equations for the corrected partition function for dense-medium separators. $x = \rho/\rho_{50}$

Type	Function	Relationship between I_c and λ
1	$R(x) = G[\lambda(1-x)]$	$\lambda I_c = 0.674$
2	$R(x) = 1 - G(\lambda \ln x)$	$I_c = \sinh\left(\frac{0.674}{\lambda}\right)$
3	$R(x) = \frac{1}{1 + \exp(\lambda(x-1))}$	$\lambda I_c = 1.099$
4	$R(x) = \frac{1}{1 + x^\lambda}$	$I_c = \frac{\sinh 1.099}{\lambda}$
5	$R(x) = \exp(-0.693x^\lambda)$	$2I_c = 2^{1/\lambda} - 0.415^{1/\lambda}$
6	$R(x) = 1 - \exp(-0.693x^{-\lambda})$	$2I_c = 2.411^{1/\lambda} - 0.5^{1/\lambda}$
7	$R(x) = \frac{e^\lambda - 1}{e^\lambda + e^{\lambda x} - 2}$	$2\lambda I_c = \ln\left(\frac{9e^\lambda - 6}{e^\lambda + 2}\right)$
8	$R(x) = \frac{1}{2} - \frac{1}{\pi} \tan^{-1}(\lambda(x-1))$	$\lambda I_c = 1.0$
9	$R(x) = \frac{1}{1 + \exp(\lambda(x^n - 1))}$	$2I_c = \left(1 + \frac{1.099}{\lambda}\right)^{1/n} - \left(1 - \frac{1.099}{\lambda}\right)^{1/n}$ $2I_c < 2^{1/n}$

Exercicis:
61 i 63.



FLOTACIÓ EN ESPUMA (FROTH FLOTATION)



FROTH FLOTATION

FLOTACIÓ EN ESPUMA (FROTH FLOTATION)

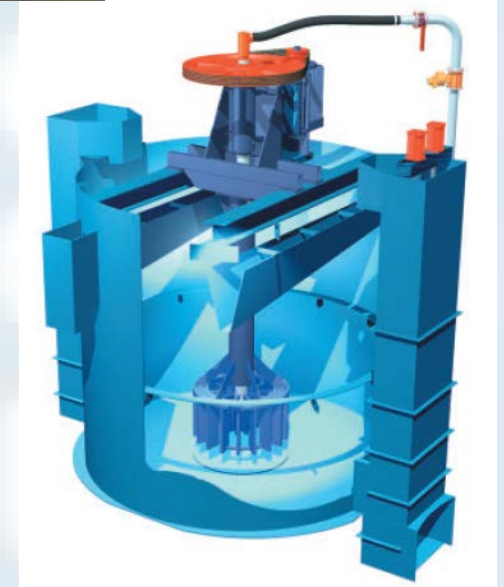


FROTH FLOTATION

UPC

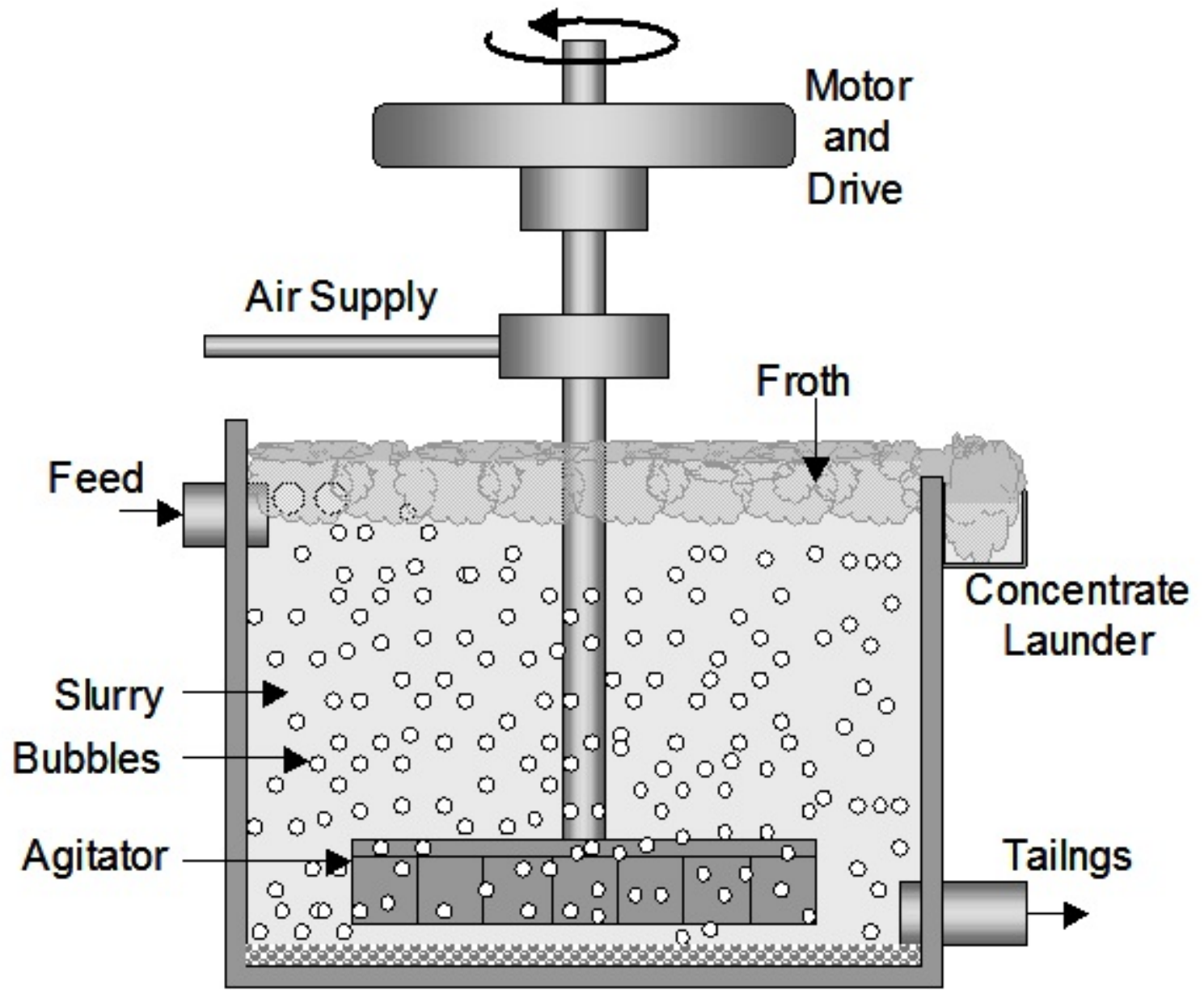
FLOTACIÓ EN ESPUMA (FROTH FLOTATION)

FROTH FLOTATION



FLOTACIÓ EN ESPUMA (FROTH FLOTATION)

FROTH FLOTATION



FLOTACIÓ EN ESPUMA (FROTH FLOTATION)

L'any 1905 a Broken Hill (Australia) va tenir lloc la introducció comercial de la flotació en espuma. Va permetre la separació de partícules amb mida d'alliberament inferior del que permetia les tècniques de separació per gravetat.

És una tècnica basada en l'energia de superfície. Diferencia dos tipus de superfícies: hidrofòbica i hidrofílica.

Quant les tres fases: sòlid, líquid i aire, estan en contacte, un equilibri s'estableix entre les tensions superficials sòlid-aire, sòlid-líquid, aire-líquid.

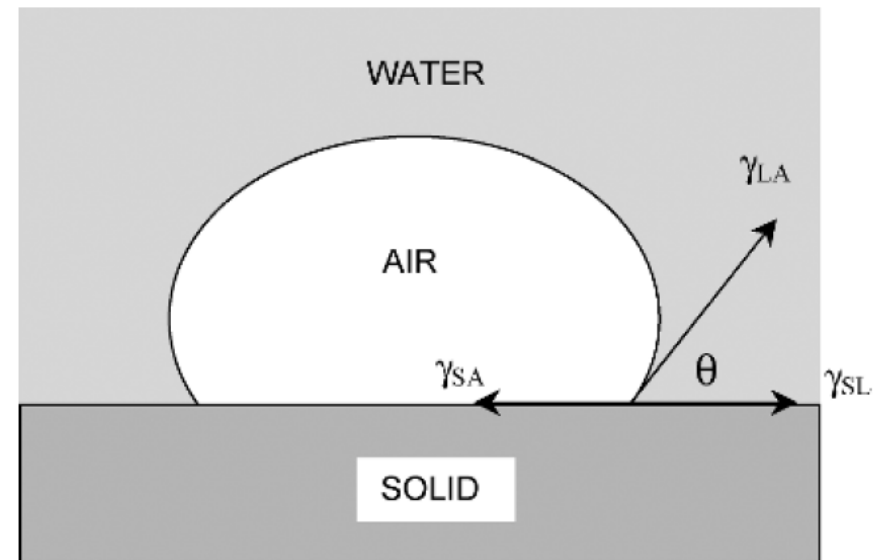
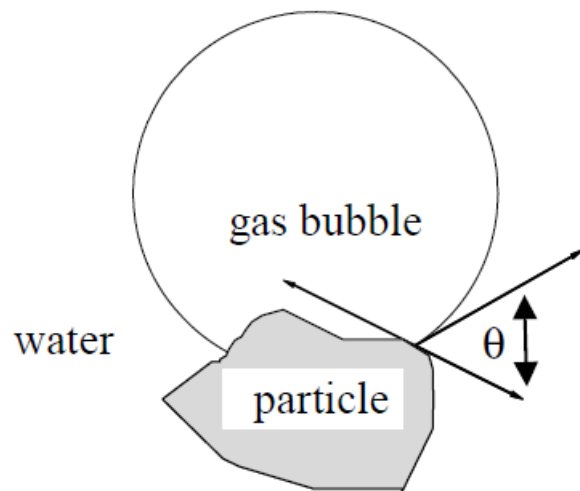


Fig. 16.1. Three phase contact between solid, liquid and air.

FLOTACIÓ EN ESPUMA (FROTH FLOTATION)

En equilibri, el balanç de forces superficials dona l'equació de Young;

$$\gamma_{SA} = \gamma_{SL} + \gamma_{LA} \cos \theta$$

On;

γ_{SA} és la tensió superficial entre sòlid i aire,

γ_{SL} és la tensió superficial entre sòlid i líquid,

γ_{LA} és la tensió superficial entre líquid i aire,

θ és l'angle de contacte.

L'angle de contacte és una mesura de com es propaga o mulla la bombolla d'aire la superfície sòlida. Un angle de contacte baix (nominalment a menys de 90°) indica una superfície **hidròfila**, mentre que un angle major de 90° representa una superfície **hidròfoba**.

Criteri de flotació:

$$\gamma_{SA} - \gamma_{SL} < \gamma_{LA}$$

Així la variació serà **la tenacitat d'adhesió** ($\Delta\gamma$):

$$\Delta\gamma = \gamma_{SA} - (\gamma_{LA} + \gamma_{SL})$$

Per flotació cal $\Delta\gamma < 0$, així substituint:

$$\Delta\gamma = (\gamma_{SL} + \gamma_{LA} \cos \theta) - (\gamma_{LA} + \gamma_{SL})$$

$$\Delta\gamma = \gamma_{LA} (\cos \theta - 1)$$

Quant més petita és la tenacitat d'adhesió més probabilitat de flotabilitat.

FLOTACIÓ EN ESPUMA (FROTH FLOTATION)

Table 12.1. Hydrophobicity of materials. Contact angle is based on flotometric measurements expressed in degrees

Strongly hydrophobic*		hydrophobic		weakly hydrophobic		hydrophilic** $\theta = 0$
Material	θ	Material	θ	Material	θ	Material
Paraffin C_nH_{2n+2}	90+	sulfides	44-0	fluorite, CaF_2	10-13	gypsum $CaSO_4 \cdot 2H_2O$
Teflon, C_2F_4	90+	silicon carbide SiC	27.6	arsenic, As_2O_3	9.3	ferrosilicon
Sulfur, S	63.2	coal	26-0	perovskite, $CaTiO_3$	9	dolomite $CaMg(CO_3)_2$
Mercury, Hg	45.6	indium, In	25	scheelite, $CaWO_4$	9	magnetite Fe_3O_4
Germanium, Ge	39.7	iodargyrite, AgI	23.5	diamond, C	7.9	halite, NaCl
Silicon, Si	35.4	cassiterite, SnO_2	22-	tin, Sn	7.5	brawn coal
Talc	35.2	silver, Ag	14	boric acid, H_3BO_3	64	kaolinite
		ilmenite, Fe	14	graphite, C	6.2+	hematite, Fe_2O_3
		molybdenite, MoS_2	5.9+	PbJ_2	6	quartz, SiO_2
				gold, Au	5	calcite, $CaCO_3$
				barite, $BaSO_4$	5	anhydrite, $CaSO_4$
				corundum, Al_2O_3	4	bones
				HgO	3,3	tourmaline
				HgJ_2	3	vegetables
				copper, Cu	3	iron, Fe
						amber
						ice, D_2O

* Flotometric method is able to measure contact angles smaller than 90° .

** Other hydrophilic materials: chromite, malachite, smithsonite, azurite, rutile, zircon, mica.

FROTH FLOTATION: reactius (reagents)

Els reactius de flotació es poden dividir en tres classes:

- **Col·lector (collector):**

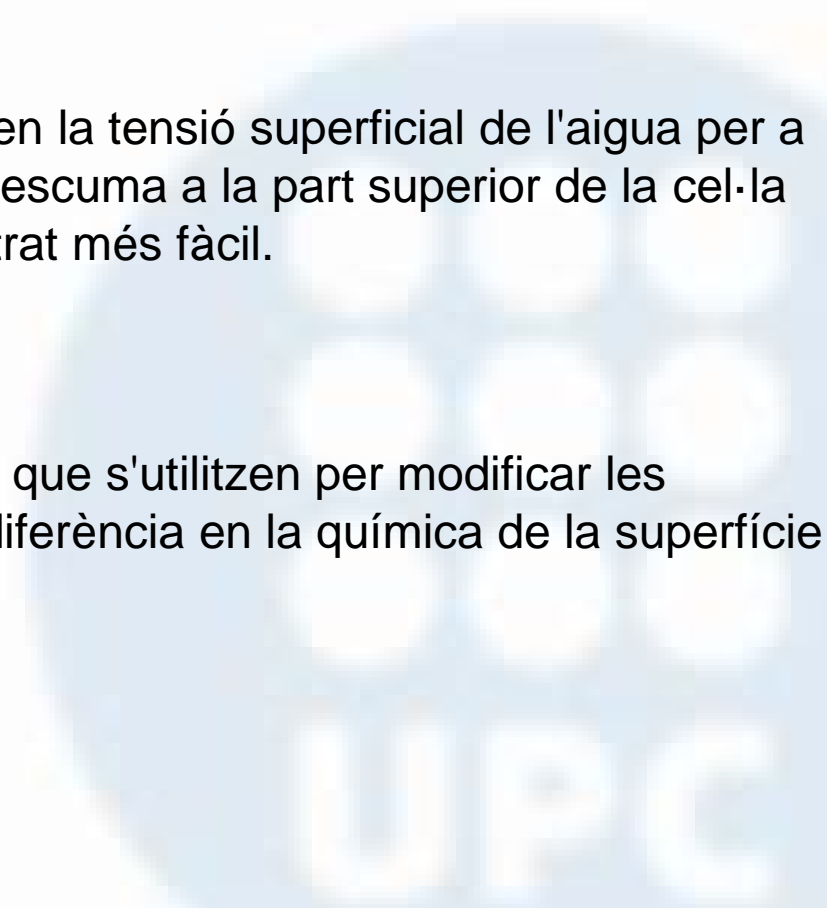
Productes químics orgànics que converteixen la superfície en hidrofòbica i per tant el mineral és capaç de ser recollits en el procés.

- **Escumant (frother):**

Productes químics orgànics que redueixen la tensió superficial de l'aigua per a estabilitzar les bombolles en una capa d'escuma a la part superior de la cel·la de flotació per fer l'eliminació de concentrat més fàcil.

- **Modificadors (modifier):**

Productes químics orgànics o inorgànics que s'utilitzen per modificar les condicions de suspensió per millorar la diferència en la química de la superfície entre els minerals valuosos i ganga.



FROTH FLOTATION: collector

Són generalment orgànics heteropolars amb un grup polar carregat i un grup no polar no carregat.

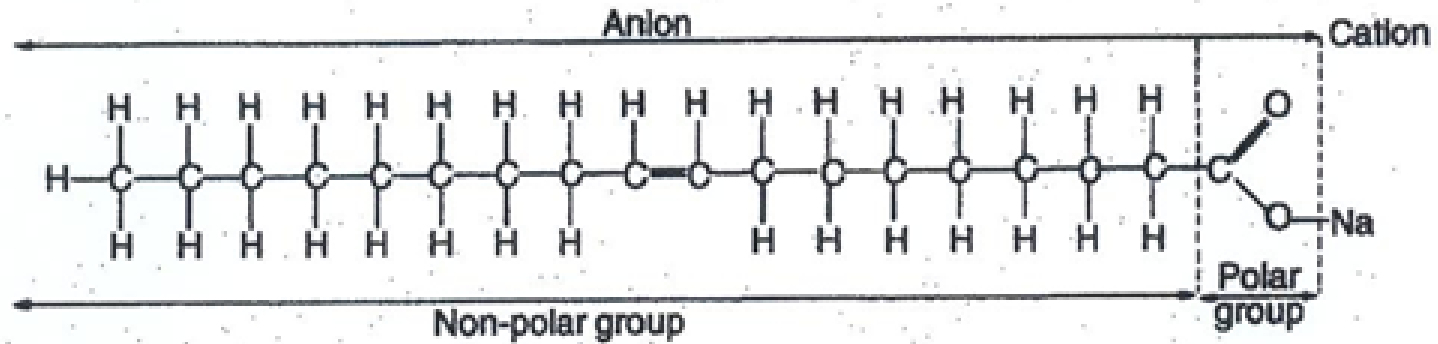


Figure 12.5 Structure of sodium oleate

El grup no polar és típicament una cadena d'hidrocarbur i en els començaments d'aplicació del procés de flotació aquesta cadena d'hidrocarbur era en forma d'oli. Aquest oli de flotació va ser eliminat en la dècada de 1920 pel desenvolupament dels compostos orgànics més selectius com ara els xantats i ditiofosfats.

Oli en forma de querosè o dièsel encara s'utilitza com col·lector principal en el carbó i altres indústries.

FROTH FLOTATION: collector

El procés es pot il·lustrar mitjançant l'adopció d'una placa de vidre neta i la col·locació d'unes poques gotes d'aigua sobre la superfície com es mostra a la Fig. 16.2. **L'aigua s'estén sobre la placa de vidre perquè és hidrofílic.**

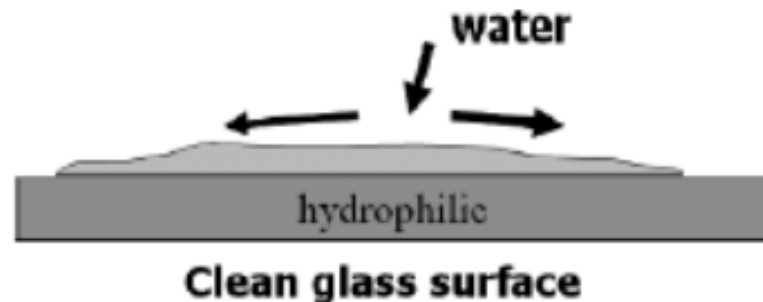


Fig. 16.2. Spreading of water over a hydrophilic clean glass surface.

A la Fig. 16.3, una pel·lícula prima d'oli o greix s'unta sobre la superfície de la placa i unes poques gotes d'aigua es col·loquen de nou al plat. En aquest cas, **l'aigua es redueix en gotetes ja que la pel·lícula d'oli és hidrofòbic.** La pel·lícula fina d'oli ha convertit la superfície de vidre hidrofílic a una superfície hidròfoba.

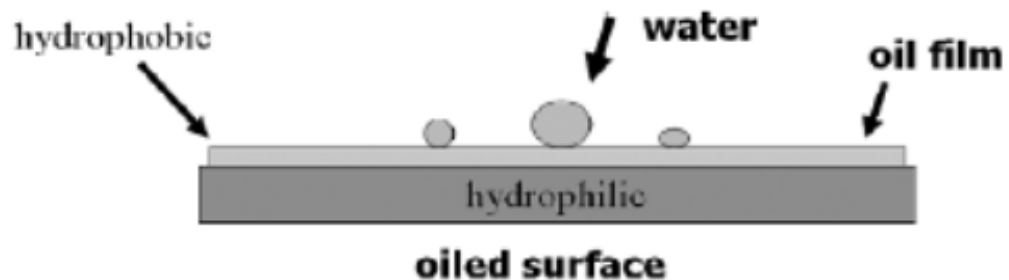


Fig. 16.3. Beading of water on an oiled hydrophilic surface.

FROTH FLOTATION: collector

Classificació dels col·lectors:

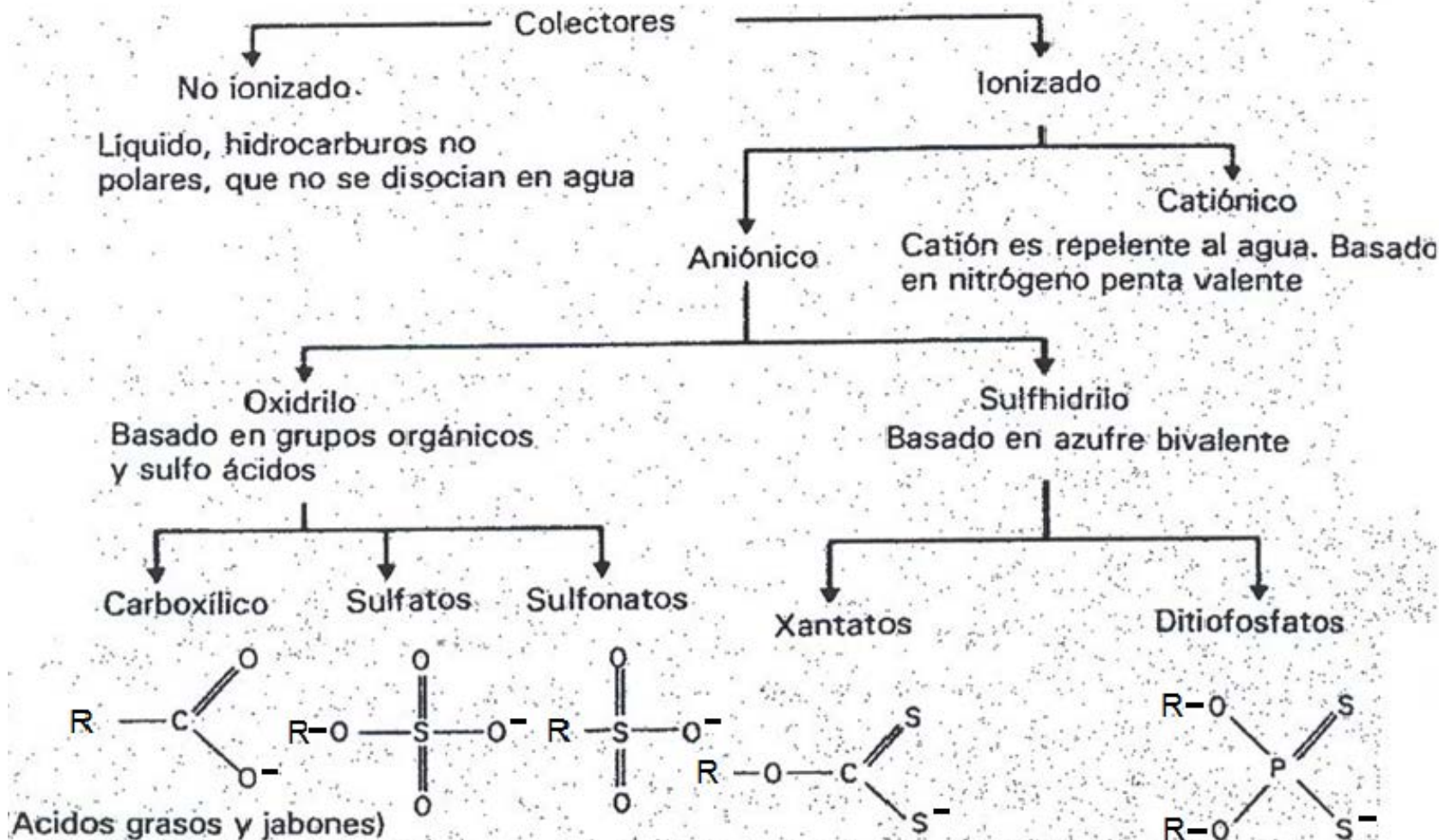


Figura 12.4 Clasificación de los colectores (después de Glembotskii y otros).²

FROTH FLOTATION: collector

Com treballa:

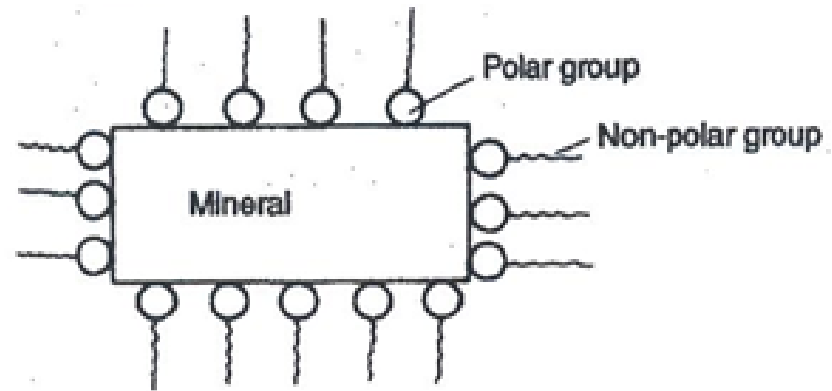


Figure 12.6 Collector adsorption on mineral surface

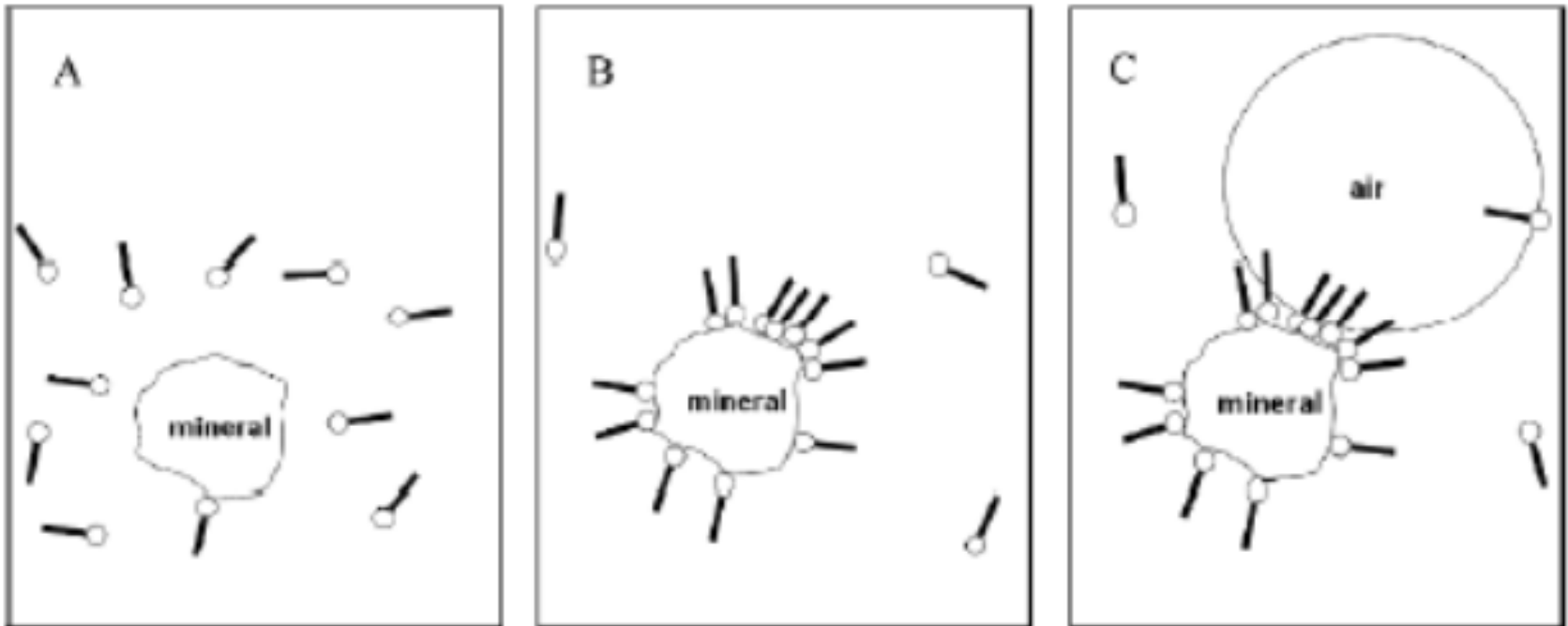


Fig. 16.4. A: Collector dissolved in the aqueous phase, B: Adsorption onto a mineral surface and C: attachment of an air bubble onto the hydrophobic surface.

FROTH FLOTATION: frothers

Són els tensioactius, en general compostos heteropolars orgànics com ara alcohols o èters de poliglicol.

A causa de la naturalesa heteropolar, s'adsorbeix en la interfase aire/aigua i disminueix la tensió superficial de l'aigua. Això té l'efecte de produir bombolles més petites i estabilitza l'escuma quan arriba a la part superior de la suspensió.

La funció principal és estabilitzar l'escuma formada el temps suficient perquè el concentrat sigui retirat de la cel·la de flotació. Un cop retirat de la cel·la, l'escuma ha de trencar-se per permetre que les partícules minerals passin a la polpa pel seu posterior processament.

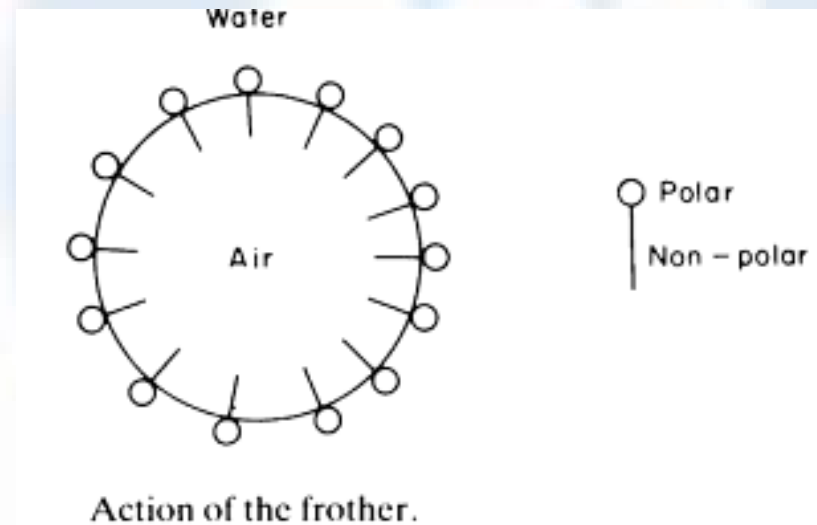
Per concentració d'excés, tot el que succeirà és la formació de bombolles molt petites que esclaten en arribar a la superfície de la polpa.

Poden ser productes químics naturals:

- Oli de pi (terpineol)
- Àcid cresílic (xiletol)

O reactius sintètics:

- Metil isobutil carbinol (MIBC)
- Èter glicol polipropilè



FROTH FLOTATION: frothers

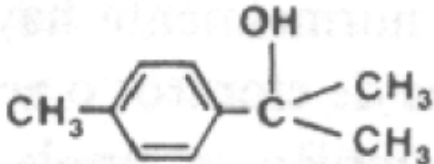
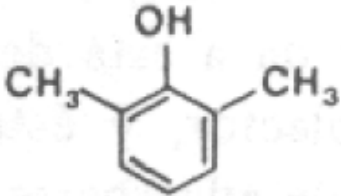
Reactivo	Fórmula
Eter glicol polipropileno i	$\text{CH}_3-(\text{O}-\text{C}_3\text{H}_6)_n-\text{OH}$
Metil isobutil carbinol (MIBC)	$\text{CH}_3-\underset{\text{CH}_3}{\text{CH}}-\text{CH}_2-\underset{\text{OH}}{\text{CH}}-\text{CH}_3$
Terpineol (Aceite de pino)	
Xilenol (Acido cresílico)	

Figura 16.8 Espumantes comunes para flotación.

FROTH FLOTATION: modifiers

Aquests es poden dividir en:

- **Depressors**

Qualsevol substància química que inhibeix o impedeix l'adsorció d'un col·lector per una partícula mineral i d'aquesta manera impedeix la seva flotació.

- **Activadors**

Prepara la superfície del mineral per millorar l'adsorció del col·lector.

- **pH reguladors**

Ajustar el pH de la polpa per donar un rendiment òptim per a un reactiu particular i mineral de mineral. Els reguladors de pH comú són calç, carbonat de sodi i àcid sulfúric.

Altres reactius que poden usar-se en casos específics inclouen dispersants per a l'eliminació de llots d'argila de les superfícies minerals.

L'ús principal d'aquests agents de modificació és a la flotació diferencial d'un mineral i no dels altres.

FROTH FLOTATION: equips

Una màquina de flotació ha de:

1. **Mantenir totes les partícules en suspensió.** Això requereix que les velocitats ascendents de la polpa sobrepassin a la velocitat d'assentament de totes les partícules presents (inclòs les mas grans i les mes pesades).
2. **Assegurar que totes les partícules que entren a la màquina tinguin la oportunitat de ser flotades.** Ha minimitzar el desviament de corrents i la formació de curt circuits a l'interior de la màquina.
3. **Dispersar bombolles fines d'aire.** El grau de airejant que cal fer, depèn del sistema de minerals en particular, i de la fracció de massa que ha de flotar-se.
4. **Promoure el contacte partícula-bombolla** de manera que les partícules hidrofòbiques puguin adherir-se a les bombolles i elevar-se a l'escuma. Això pot fer-se mitjançant agitació vigorosa, flux contracorrent o la precipitació d'aire en dissolució.
5. **Proporcionar suficient espessor d'escuma** que minimitzi el drenatge de les partícules arrossegades

FROTH FLOTATION: equips

Tipus d'equips:

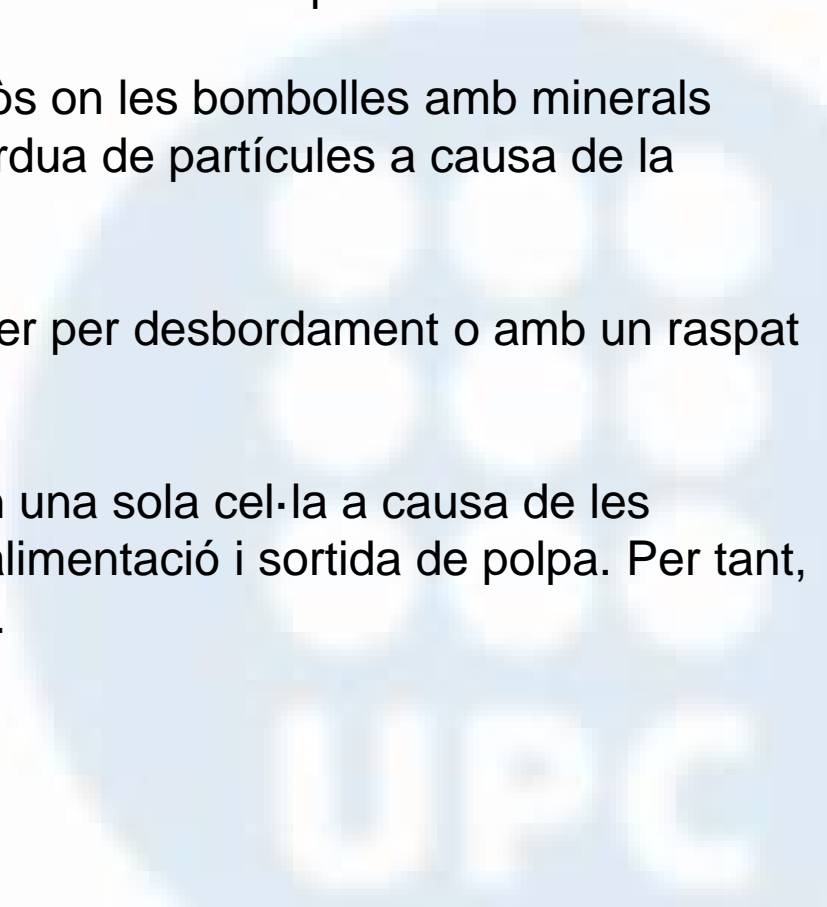
- **Màquines de flotació mecànica**

Consisteixen en una regió altament turbulenta produïda per un impulsor, per proporcionar l'agitació necessària per mantenir les partícules en suspensió, dispersar les bombolles d'aire i provocar el contacte de partícules i bombolles.

La cel·la ha de contenir una zona de repòs on les bombolles amb minerals poden elevar-se a la superfície sense pèrdua de partícules a causa de la turbulència pertorbadora.

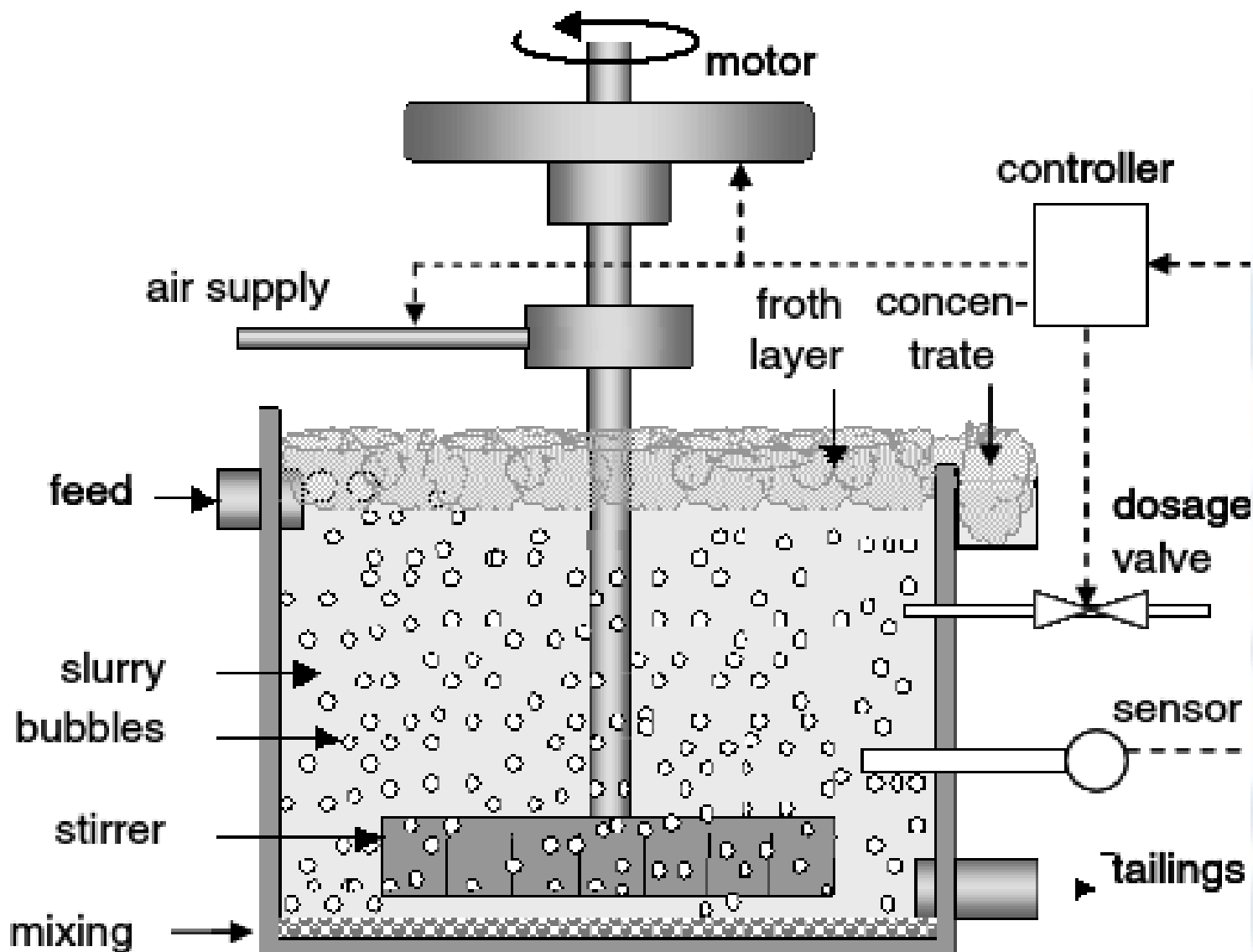
L'eliminació de l'escuma de la cel·la pot ser per desbordament o amb un raspat mecànic de paletes.

La flotació contínua no es pot realitzar en una sola cel·la a causa de les pèrdues de curtcircuits entre l'entrada d'alimentació i sortida de polpa. Per tant, és habitual l'ús de 4 a 12 cel·les en sèrie.



FROTH FLOTATION: equipments

Màquines de flotació mecànica



FROTH FLOTATION: equips

- Màquines de flotació neumàtica

L'aire s'injecten a la cèl·lula a través d'un filtre per produir un contacte íntim entre l'aire i les partícules.

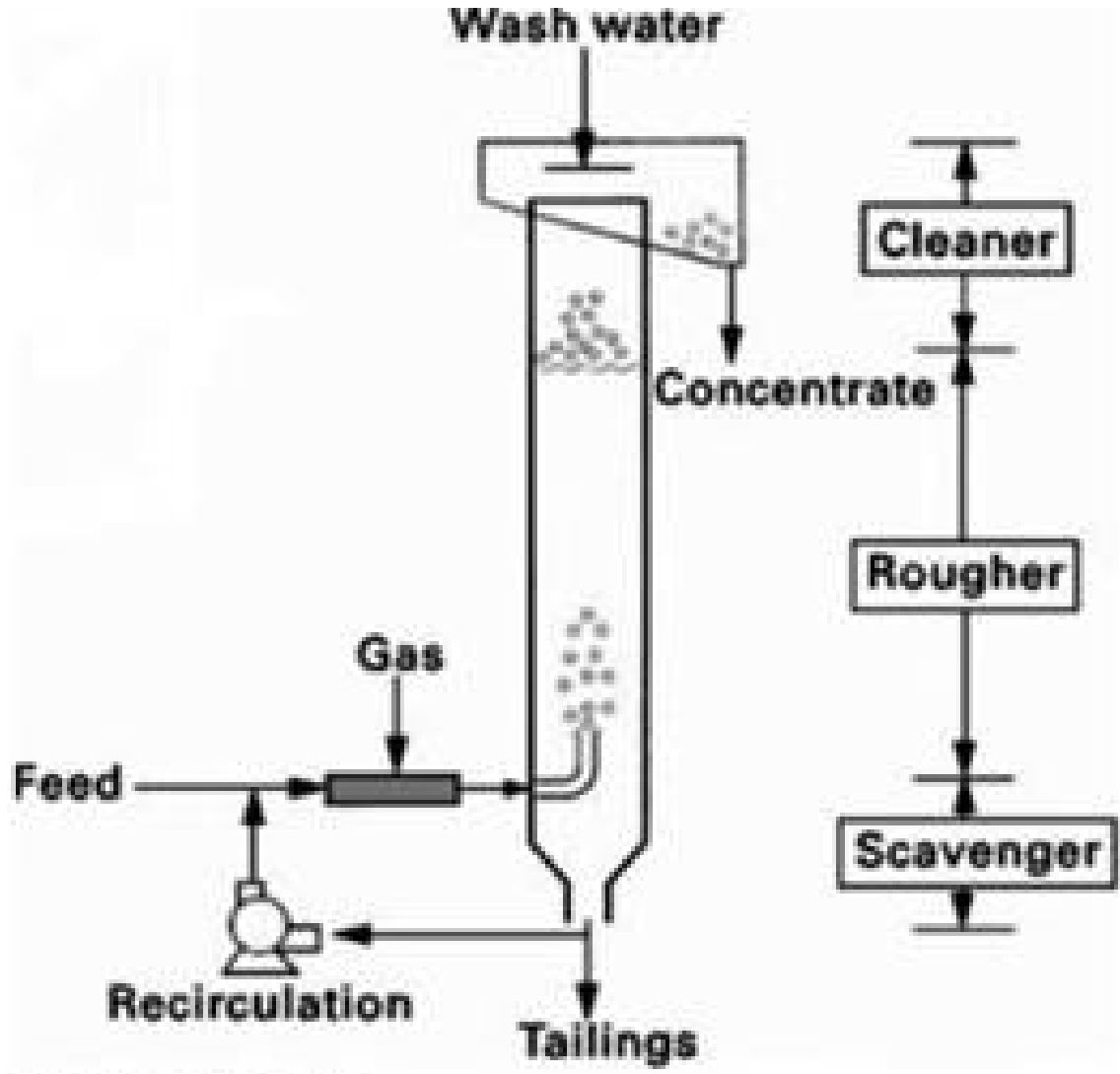
El flux d'aire s'utilitza no només per proporcionar ventilació sinó també per suspendre les partícules i proporcionar la circulació. Això generalment vol dir que s'ha d'utilitzar una quantitat excessiva d'aire, i com a resultat aquest tipus de màquines no són tan comuns com cèl·lules mecàniques en les plantes.

La columna de flotació és una cèl·lula pneumàtic que utilitza una columna alta. L'aire s'introdueix a la part inferior de la columna i d'alimentació s'introdueix en contracorrent a la part superior de la columna. A la flotació de columna, les bombolles d'aire agitació no és suficients per mantenir les partícules grans en suspensió de manera que els temps de residència són curts en comparació amb un banc de cel·les de flotació mecàniques. Originalment desenvolupades al Canadà en la dècada de 1960 com les cel·les de la neteja, aquest tipus de cèl·lules s'ha tornat comuns en circuit de flotació de noves plantes, tant com per flotació de desbast o de neteja amb diàmetres de fins a 4-5 m.

La majoria de les cèl·lules de flotació en ús són del tipus mecànic.

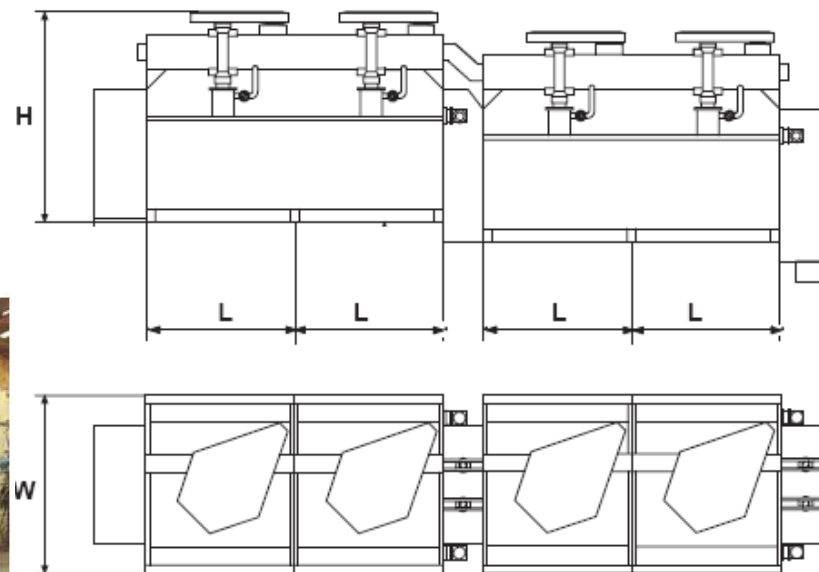
FROTH FLOTATION: equipments

Màquines de flotació neumàtica



FROTH FLOTATION: equipments

Size	Cell Volume		Max flow rate		Blower air required		Per cell pressure		Max cells in section
	m ³	cuft	m ³ /h	USGPM	m ³ /min	scfm	kPa	PSI	
DR15	0.34	12	25	110	0.67	24	7	1.0	15
DR18sp	0.71	25	55	240	1.33	35	8	1.2	12
DR24	1.4	50	110	485	2.5	87	10	1.4	9
DR100	2.8	100	215	945	3.8	133	10	1.4	7
DR180	5.1	180	415	1 825	5.0	175	14	2.0	6
DR300	8.5	300	580	2 550	7.7	270	18	2.6	5
DR500	14.2	500	760	3 345	11.3	396	18	2.6	4
DR1500	42.5	1 500	1 780	7 830	19.8	679	23	3.4	3



FROTH FLOTATION: flotation kinetics

FLOTACIÓ EN BATCH



FLOTACIÓ EN CONTINU



FROTH FLOTATION: batch flotation kinetics

El concentrat obtingut en flotació en batch varia amb el temps degut a que les partícules són de diferents mides, llei. De la mateixa manera, el concentrat de les últimes cel·les en un banc continu és diferent del de les cel·les anteriors.

La corba de temps-recuperació d'un assaig és generalment de la forma mostrada a la Fig. 16.7.

La recuperació de qualsevol mineral en particular s'eleva a un valor de R_{∞} asimptòtic, que és generalment menys de 100%. La recuperació en el temps t està donada per la pendent de la tangent a la corba en t .

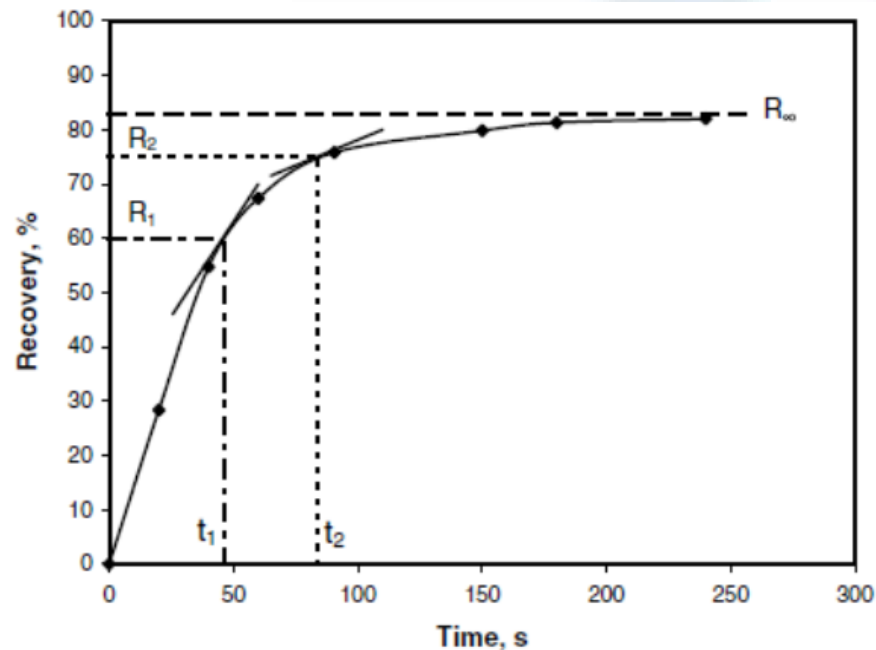


Fig. 16.7. Time-recovery plot from batch flotation test.

FROTH FLOTATION: batch flotation kinetics

Hi ha una relació directa entre la velocitat de flotació i la quantitat de material flotant que queda a la cel·la:

$$\frac{\text{pendent a } t_1}{(R_\infty - R_1)^n} = \frac{\text{pendent a } t_2}{(R_\infty - R_2)^n} = k$$

O també podem escriure que:

$$\text{Velocitat de flotació} = k (\text{concentració a la cel·la})^n$$

o

$$-\frac{dC}{dt} = kC^n$$

Primer ordre cinètic (n=1)

$$-\frac{dC}{dt} = kC$$

Resolem:

$$\int_{C_0}^C \frac{dC}{C} = \int_0^t -k dt$$

$$\ln\left(\frac{C}{C_0}\right) = -kt$$

C_0 és la concentració dins la cel·la per $t=0$

C és la concentració dins la cel·la a temps t .

$$C = C_0 e^{-kt}$$

FROTH FLOTATION: batch flotation kinetics

Existeix un màxim recuperable, R_{∞} , podem referenciar els valors de concentració a aquest màxim:

$$\ln\left(\frac{C - C_{\infty}}{C_0 - C_{\infty}}\right) = -kt$$

C_{∞} és la concentració a temps infinit dins la cel·la. Si la recuperació la definim com:

$$R = \frac{C_0 - C}{C_0} \quad i \quad R_{\infty} = \frac{C_0 - C_{\infty}}{C_0}$$

Dividint les dues expressions:

$$\frac{R}{R_{\infty}} = \frac{C_0 - C}{C_0 - C_{\infty}} \quad \text{aleshores} \quad R = R_{\infty} \frac{C_0 - C}{C_0 - C_{\infty}}$$

Agafant l'expressió:

$$1 - \frac{C - C_{\infty}}{C_0 - C_{\infty}} = 1 - e^{-kt} \quad i \quad \frac{C - C_{\infty}}{C_0 - C_{\infty}} = e^{-kt} \quad i \quad \frac{C_0 - C_{\infty} - (C - C_{\infty})}{C_0 - C_{\infty}} = \frac{R}{R_{\infty}} = 1 - e^{-kt}$$

Aleshores;

$$R = R_{\infty}(1 - e^{-kt})$$

FROTH FLOTATION: batch flotation kinetics

Generalitzant el model a més espècies:

$$-\frac{dC}{dt} = k \prod C_i^{n_i}$$

Seria el productori de cada espècie "i" a flotar.

En cas de dos espècies, S i A (sistema binari):

$$-\frac{dC}{dt} = k C_S^m C_A^n$$

La k és la constant cinètica de flotació i depèn de:

- Concentració de reactius
- Mida partícula i bombolla
- Disseny cel·la
- Velocitat de generació d'escuma
- ...



FROTH FLOTATION: batch flotation kinetics

Segon ordre cinètic (n=2)

$$-\frac{dC}{dt} = kC^2$$

Integrant:

$$\int_{C_0}^C -\frac{dC}{C^2} = \int_0^t k dt$$

$$\left[\frac{1}{C}\right]_{C_0}^C = kt$$

$$\frac{1}{C} - \frac{1}{C_0} = \frac{C_0 - C}{C C_0} = kt$$

$$C_0 - C = C C_0 kt$$

$$C = \frac{C_0}{1 + C_0 kt}$$

Referenciant a la màxima recuperació, R_∞ ;

$$-\frac{dC}{dt} = k(C - C_\infty)^2$$

Integrant:

$$C = \frac{C_0 + C_\infty(C_0 - C_\infty)kt}{1 + (C_0 - C_\infty)kt}$$

$$\frac{C_0 - C_\infty}{C - C_\infty} = 1 + (C_0 - C_\infty)kt$$

FROTH FLOTATION: batch flotation kinetics

Si ho referim a R;

$$-\frac{dR}{dt} = k(R - R_{\infty})^2$$

Integrant:

$$R = \frac{R_{\infty}^2 kt}{1 + R_{\infty} kt}$$

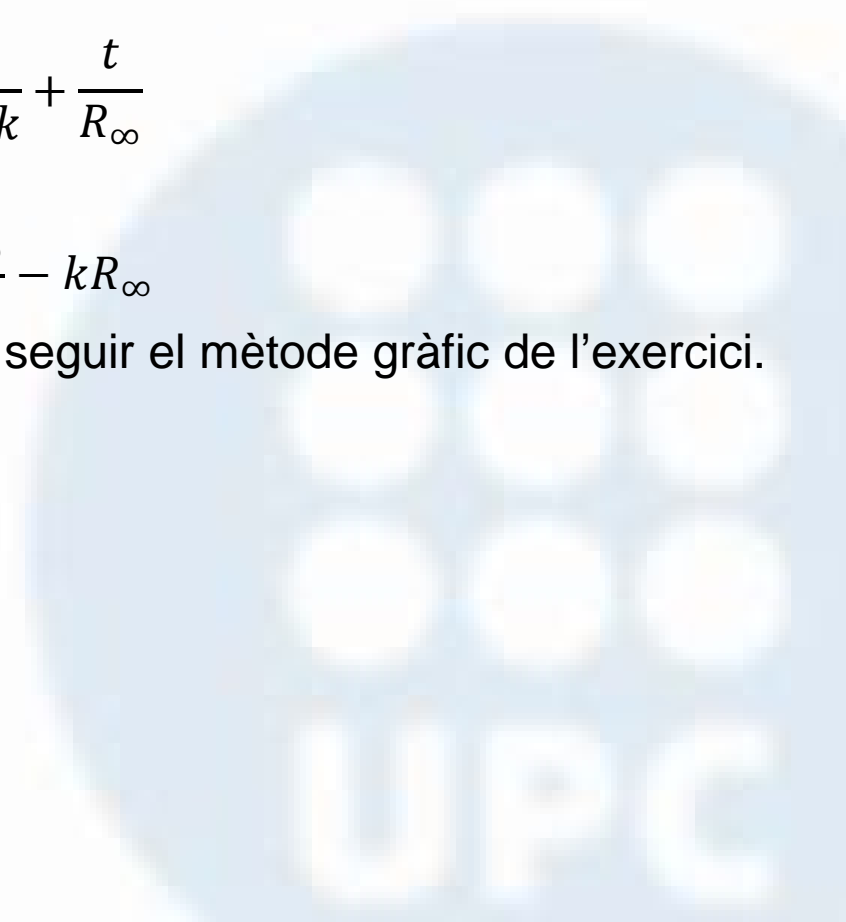
Operant:

$$\frac{t}{R} = \frac{1}{R_{\infty}^2 k} + \frac{t}{R_{\infty}}$$

o

$$\frac{1}{t} = \frac{kR_{\infty}^2}{R} - kR_{\infty}$$

Per veure si és primer o segon ordre cal seguir el mètode gràfic de l'exercici.



FLOTACIÓ EN ESPUMA - CINÈTICA

Exercici 16,1

Una mostra de carbó es flotada en una cel·la de laboratori de 250 mL amb dos col·lectors:

- Querosè (H1)

- Ditiòsulfat (DP) amb combinació amb querosè (H1)

Es recullen mostres a intervals de 0,5 minuts fins a 7 minuts

Determina les dues contants cinètiques?

Dades: Col·lector H1

Massa inicial dins la cel·la = 461,8 g
 Estèril inicial = 58,5 %

Temps [min]	Massa flotada [g]	Estèril [%]
0	0	0
0,5	43,6	13,2
1	18,3	15,1
1,5	11,9	16,1
2	10,3	14,7
2,5	5,4	15
3	4,7	13,7
7	17,5	12,8

Massa final dins la cel·la = 350,1 g
 Estèril final = 72,6 %

Dades: Col·lector DP+H1

Massa inicial dins la cel·la = 456,4 g
 Estèril inicial = 58,7 %

Temps [min]	Massa flotada [g]	Estèril [%]
0	0	0
0,5	56,5	21,2
1	30,9	26
1,5	30,3	25,7
2	23,6	26,8
2,5	17,3	28,6
3	13,3	27,3
7	21,1	31

Massa final dins la cel·la = 263,3 g
 Estèril final = 83,1 %



FLOTACIÓ EN ESPUMA - CINÈTICA

Pas 1:

Concentració de carbó inicial:

% carbó = 100 - % estèril

$$c_0^{H1} = \frac{\text{massa de carbó}}{\text{volum cel} \cdot \text{la}} = \frac{461,8 \text{ g} \frac{100 - 58,5}{100}}{250 \text{ mL}} = 0,767 \frac{\text{g de carbó}}{\text{mL}}$$

$$c_0^{H1+DP} = \frac{\text{massa de carbó}}{\text{volum cel} \cdot \text{la}} = \frac{456,4 \text{ g} \frac{100 - 58,7}{100}}{250 \text{ mL}} = 0,753 \frac{\text{g de carbó}}{\text{mL}}$$

Pas 2:

Concentració de carbó en qualsevol moment dins l'interval 1-7 minuts

$$c = \frac{\text{massa de carbó}}{\text{volum cel} \cdot \text{la}} = \frac{\text{massa carbó inicial} - \text{massa carbó flotada}}{250 \text{ mL}}$$

Per exemple:

t= 0,5 min i H1

$$c = \frac{\text{massa carbó inicial} - \text{massa carbó flotada}}{250 \text{ mL}} = \frac{461,8 \text{ g} \frac{100 - 58,5}{100}}{250 \text{ mL}} - \frac{43,6 \text{ g} \frac{100 - 13,2}{100}}{250 \text{ mL}} = 0,615 \frac{\text{g de carbó}}{\text{mL}}$$

Fem el mateix pels altres:

Temps [min]	H1 c [g/mL]	DP+H1 c [g/mL]
0	0,767	0,753
0,5	0,615	0,575
1	0,554	0,484
1,5	0,514	0,394
2	0,479	0,325
2,5	0,461	0,275
3	0,444	0,236
7	0,383	0,178

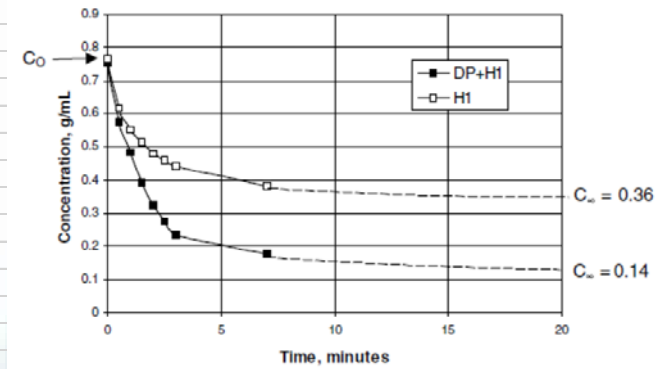
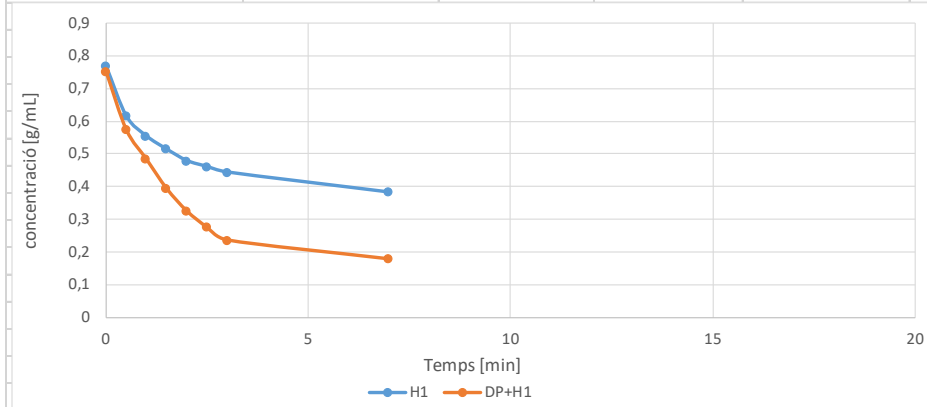
FLOTACIÓ EN ESPUMA - CINÈTICA

FROTH FLOTATION

Pas 3:

Calculem c_{∞}

Grafiquem:



FLOTACIÓ EN ESPUMA - CINÈTICA

Pas 4:

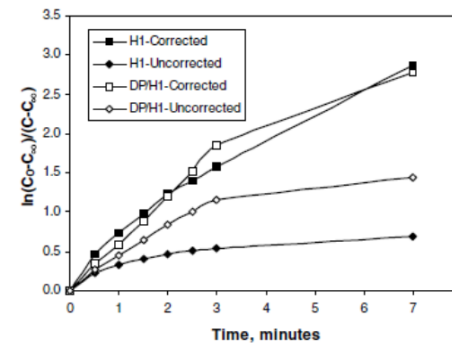
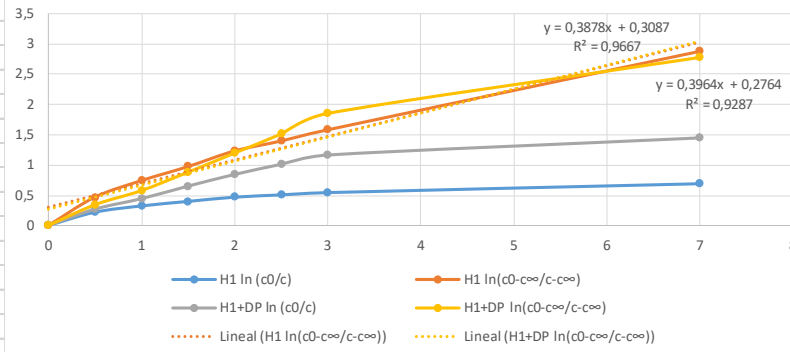
Determina l'ordre cinètic: 1r ordre

$$\ln\left(\frac{c_0}{c}\right) = kt$$

$$\ln\left(\frac{c_0 - c_{\infty}}{c - c_{\infty}}\right) = kt$$

Temps [min]	H1 c [g/mL]	H1 c ₀ /c	H1 ln (c ₀ /c)	H1 c ₀ -c [∞] /c-c [∞]	H1 ln(c ₀ -c [∞] /c-c [∞])
0	0,767	1	0	1	0
0,5	0,615	1,247154472	0,220864534	1,596078431	0,46754964
1	0,554	1,384476534	0,325322115	2,097938144	0,740955026
1,5	0,514	1,492217899	0,400263536	2,642857143	0,971860583
2	0,479	1,60125261	0,470786204	3,420168067	1,229689692
2,5	0,461	1,663774403	0,509088758	4,02970297	1,393692669
3	0,444	1,727477477	0,546662239	4,845238095	1,577996387
7	0,383	2,002610966	0,694451812	17,69565217	2,87331897

Temps [min]	H1+DP c [g/mL]	H1+DP c ₀ /c	H1+DP ln (c ₀ /c)	H1+DP c ₀ -c [∞] /c-c [∞]	H1+DP ln(c ₀ -c [∞] /c-c [∞])
0	0,753	1	0	1	0
0,5	0,575	1,309565	0,269695187	1,409195402	0,343018905
1	0,484	1,555785	0,441980321	1,781976744	0,577723279
1,5	0,394	1,911168	0,647714319	2,413385827	0,881030669
2	0,325	2,316923	0,840240045	3,313513514	1,198009111
2,5	0,275	2,738182	1,00729413	4,540740741	1,513090157
3	0,236	3,190678	1,160233423	6,385416667	1,854016744
7	0,178	4,230337	1,442281678	16,13157895	2,780778776



First order plot

S'ajusten millor a recte:

H1 corregit amb c[∞] = pendent = kH1 = 0,387761822 min⁻¹

H1+DP corretgit amb c[∞] = pendent = kH1+DP = 0,396384719 min⁻¹

FLOTACIÓ EN ESPUMA - CINÈTICA

Pas 5:

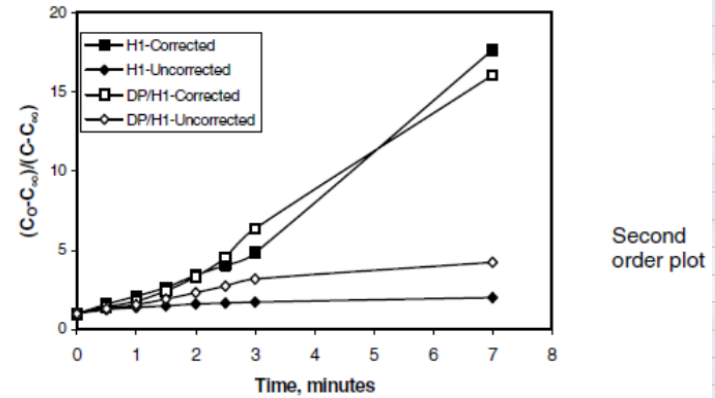
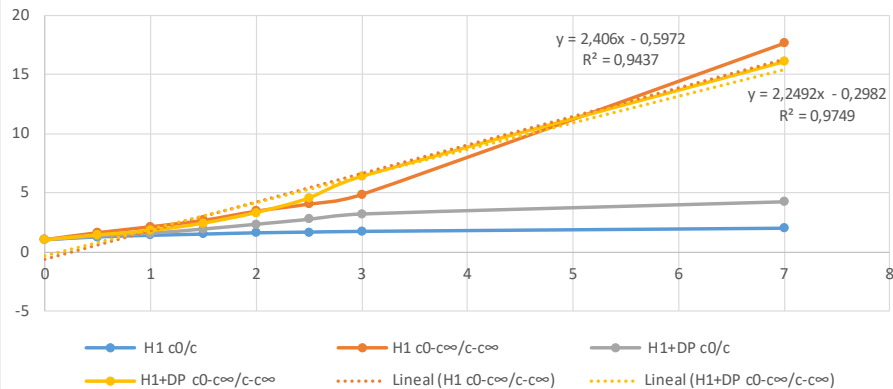
Determina l'ordre cinètic: 2n ordre

$$\frac{c_0}{c} = 1 + c_0 kt$$

$$\frac{c_0 - c_\infty}{c - c_\infty} = 1 + (c_0 - c_\infty)kt$$

Temps [min]	H1 c [g/mL]	H1 c ₀ /c	H1 c ₀ -c _∞ /c-c _∞
0	0,767	1	1
0,5	0,615	1,247154472	1,596078431
1	0,554	1,384476534	2,097938144
1,5	0,514	1,492217899	2,642857143
2	0,479	1,60125261	3,420168067
2,5	0,461	1,663774403	4,02970297
3	0,444	1,727477477	4,845238095
7	0,383	2,002610966	17,69565217

Temps [min]	H1+DP c [g/mL]	H1+DP c ₀ /c	H1+DP c ₀ -c _∞ /c-c _∞
0	0,753	1	1
0,5	0,575	1,309565	1,409195402
1	0,484	1,555785	1,781976744
1,5	0,394	1,911168	2,413385827
2	0,325	2,316923	3,313513514
2,5	0,275	2,738182	4,540740741
3	0,236	3,190678	6,385416667
7	0,178	4,230337	16,13157895



S'ajusten millor a recte:

H1 corregit amb c_∞ = pendent= 2,406003646

H1+DP corregit amb c_∞ = pendent= 2,249210235

$$k_{H1} = \frac{\text{pendent}}{c_0 - c_\infty} = \frac{2,406}{0,767 - 0,36} = 5,91 \text{ min}^{-1} \quad 5,911556869$$

$$k_{H1+DP} = \frac{\text{pendent}}{c_0 - c_\infty} = \frac{2,249}{0,753 - 0,14} = 3,67 \text{ min}^{-1} \quad 3,669184722$$

FROTH FLOTATION: batch flotation kinetics

Ordre no integral

L'equació cinètica pot ser considerada algunes vegades com alguna cosa entre el primer ordre i el segon ordre. Com:

$$k^i t = \frac{\frac{R^i}{R_\infty^i}}{1 - \frac{R^i}{R_\infty^i}} \left[1 - \frac{R_\infty^i}{R_\infty} \right] - \left(\frac{R_\infty^i}{R_\infty} \right) \ln \left[1 - \frac{R^i}{R_\infty^i} \right]$$

On R_∞ és la recuperació de totes les espècies minerals,
"i" indica el valor per l'espècie "i".

FROTH FLOTATION: batch flotation kinetics

Casos experimentals

Model Klimpel:

$$R = R_{\infty} \left[1 - \frac{1}{kt} (1 - e^{-kt}) \right]$$

Model Kelsall:

$$R = (R_{\infty} - \phi)(1 - e^{-k_F t}) + \phi(1 - e^{-k_S t})$$

On: ϕ és la fracció flotada amb la constant lenta;

k_F és la constant ràpida, min^{-1} ,

k_S és la constant lenta, min^{-1} .

Model Loveday:

$$R = R_{\infty} \left[1 - \left(\frac{k}{k+t} \right)^P \right]$$

Model Gamma:

$$R = R_{\infty} \left[1 - \left(\frac{1}{1 + \frac{t}{k}} \right) \right]$$

FROTH FLOTATION: batch flotation kinetics

Table 12.14. Models applied for kinetics of flotation
(after Dowling et al., 1985 and Lynch et al. 1981)

Model	Relation
Classic first order	$\varepsilon = \varepsilon_{\infty} [1 - \exp(-k_1 t)]$
Modified first order	$\varepsilon = \varepsilon_{\infty} \{1 - 1/(k_2 t)[1 - \exp(-k_2 t)]\}$
For reactor with ideal mixing	$\varepsilon = \varepsilon_{\infty} [1 - 1/(1 + t/k_3)]^*$
Modified for gas–solid adsorption	$\varepsilon = \varepsilon_{\infty} k_4 t / (1 + k_4 t)^*$
Kinetics of second order	$\varepsilon = (\varepsilon_{\infty})^2 k_5 t / (1 + \varepsilon_{\infty} k_5 t)$
Modified second order	$\varepsilon = \varepsilon_{\infty} \{1 - [\ln(1 + k_6 t)] / (k_6 t)\}$
Two rate constants	$\varepsilon = \varepsilon_{\infty} [1 - \{\varphi \exp(-k_7 t) + (1 - \varphi) \exp(-k_8 t)\}]$
Distributed rate constants	$\varepsilon = \varepsilon_{\infty} [1 - \int_0^{\infty} \exp(-kt) f(k, 0) dk]$

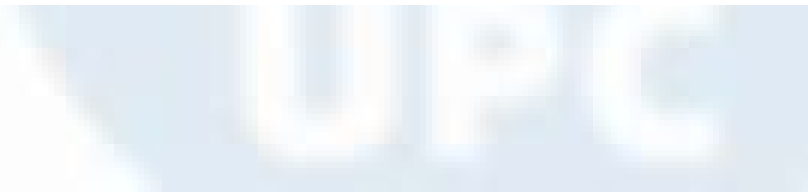
* Equivalent models because $k_3 = 1/k_4$.

ε – flotation recovery after time t ,

ε_{∞} – maximum recovery,

φ – fraction of particles having lower flotation rate constant, k_7 ,

k – flotation rate constant.



FROTH FLOTATION: continuous flotation

En aquest cas:

$$\frac{dC}{dt} = 0$$

La cel·la produeix un concentrat i una estèril que no canvien amb el temps. La constant de velocitat (o taxa de flotació específica) es defineix com:

$$k = \frac{\text{velocitat de flotació}}{\text{massa de sòlid a l'estèril}} = \frac{\frac{M_{S(C)}}{t}}{M_{S(T)}}$$

$$kt = \frac{M_{S(C)}}{M_{S(T)}}$$

$M_{S(C)}$ és la massa de sòlid al concentrat i,

$M_{S(T)}$ és la massa de sòlids a l'estèril.

Assumint que tot el mineral és flotable, (és a dir, $R_{\infty}=1$).

Definim el temps de residència com, λ :

$$\lambda = \frac{\text{volum cel} \cdot \text{la}}{\text{flux volumètric del corrent d'estèril}}$$

Aleshores també podem escriure:

$$k\lambda = \frac{M_{S(C)}}{M_{S(T)}}$$

FROTH FLOTATION: continuous flotation

També:

$$1 + k\lambda = 1 + \frac{M_{S(C)}}{M_{S(T)}}$$
$$1 + k\lambda = \frac{M_{S(T)} + M_{S(C)}}{M_{S(T)}}$$

Com per balanç de material el que entra és igual al que surt;

$$M_{S(F)} = M_{S(C)} + M_{S(T)}$$

$M_{S(F)}$ és la massa de sòlids a l'aliment.

$$1 + k\lambda = \frac{M_{S(F)}}{M_{S(T)}}$$

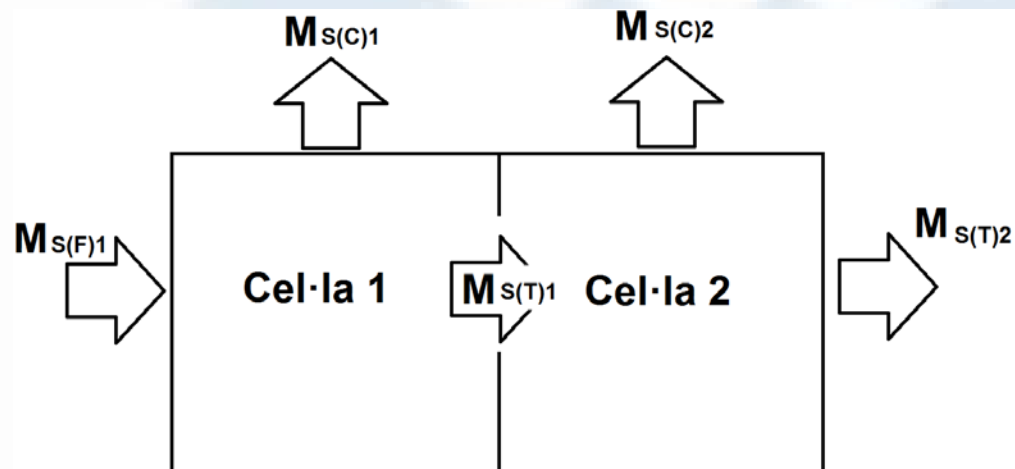
Si definim la recuperació a la cel·la com:

$$R = \frac{M_{S(C)}}{M_{S(F)}} = \frac{M_{S(C)} M_{S(T)}}{M_{S(F)} M_{S(T)}} = \frac{k\lambda}{1 + k\lambda}$$

Si tenim dues cel·les en sèrie:

$$R'_1 = R_1 = \frac{M_{S(C)1}}{M_{S(F)1}} = \frac{k\lambda}{1 + k\lambda}$$

$$R'_2 = \frac{M_{S(C)2}}{M_{S(T)1}} = \frac{k\lambda}{1 + k\lambda}$$



FROTH FLOTATION: continuous flotation

La recuperació a la segona cel·la respecte l'entrada del banc serà:

$$R_2 = \frac{M_{S(C)2}}{M_{S(F)1}} = \frac{M_{S(C)2}}{M_{S(F)1}} \frac{M_{S(T)1}}{M_{S(T)1}} = \frac{k\lambda}{1 + k\lambda} (1 - R_1) = R_1(1 - R_1)$$

Aplicant aquesta regla a "N" cel·les:

$$R = R_1(1 - R_1) + R_1(1 - R_1)^2 + \dots + R_1(1 - R_1)^{N-1} = 1 - (1 - R_1)^N$$
$$R = 1 - (1 - R_1)^N$$
$$R = 1 - (1 + k\lambda)^{-N}$$

El temps de residència total serà multiplicar el número de cel·les pel temps de residència de cada una:

$$t = N t_R$$

Dins d'una sola cel·la, seria com N=1; les recuperacions en batch i continu es poden igualar les R:

$$1 - e^{-kt_R} = 1 - (1 + k\lambda)^{-1}$$

Aïllant:

$$t_R = \frac{\ln(1 + k\lambda)}{k}$$

I també es compleix:

$$\frac{R}{1 - R} = k\lambda$$

FROTH FLOTATION: continuous flotation

Exercici 18.2

Tractem 100 t/h de tot-ú amb un 5% de pirita i la resta quarz, en un banc de flotació de 6 cel·les amb temps de residència per cel·la de 2 minuts. Si les recuperacions per cel·la de pirita i quarz són 37,5 i 3,8% respectivament, calcular les constants cinètiques, la recuperació total i tots els fluxes.

1) Constants cinètiques:

$$R = \frac{k\lambda}{1 + k\lambda}$$
$$0,375 = \frac{k_{pirita} 2 \text{ min}}{1 + k_{pirita} 2 \text{ min}}$$
$$k_{pirita} = 0,30 \text{ min}^{-1}$$

$$0,038 = \frac{k_{quarz} 2 \text{ min}}{1 + k_{quarz} 2 \text{ min}}$$
$$k_{quarz} = 0,02 \text{ min}^{-1}$$

2) Recuperació global a les 6 cel·les:

$$R = 1 - (1 + k\lambda)^{-N}$$
$$R_{pirita} = 1 - (1 + 0,30 \cdot 2)^{-6} = 0,9404$$
$$R_{quarz} = 1 - (1 + 0,02 \cdot 2)^{-6} = 0,2097$$

FROTH FLOTATION: continuous flotation

3) Flux de concentrat, C, i estèril, E:

$$C = F * \text{llei F de pirita} * R_{\text{pirita}} + F * (1 - \text{llei F de pirita}) * R_{\text{quarz}}$$

$$C = 100 * 0,05 * 0,9404 + 100 * (1 - 0,05) * 0,2097 = 24,62 \frac{t}{h}$$

$$E = F - C = 100 - 24,62 = 75,38 \frac{t}{h}$$

4) Llei de pirita del corrent de concentrat i estèril:

$$\text{Llei C} = \frac{F * \text{llei F de pirita} * R_{\text{pirita}}}{24,62 \text{ t/h}} = \frac{100 * 0,05 * 0,9404}{24,62} = 0,191 \frac{\text{kg pirita}}{\text{kg de C}}$$

$$\text{Llei E} = \frac{F * \text{llei F de pirita} * (1 - R_{\text{pirita}})}{75,38 \text{ t/h}} = \frac{100 * 0,05 * (1 - 0,9404)}{75,38}$$

$$= 0,0040 \frac{\text{kg pirita}}{\text{kg de E}}$$

FROTH FLOTATION: Laboratory Testing of Kinetic Relationships

Recordem les linealitzacions:

$$1r \text{ ordre: } \ln \left(\frac{C - C_{\infty}}{C_0 - C_{\infty}} \right) = -kt$$

$$2n \text{ ordre: } \frac{C_0 - C_{\infty}}{C - C_{\infty}} = 1 + (C_0 - C_{\infty})kt$$

Limitacions dels assajos en batch per determinar les cinètiques:

1. La massa flotada a la cel·la s'obté només de la diferència entre la massa a l'alimentació i la massa que ha flotat fins al moment. Això implica que el material ha de ser remogut ràpidament de l'escuma; o apareixerà com no flotat. Aquesta **recollida completa i ràpida és físicament impossible en les primeres etapes del test**, que és quan les dades més precises s'ha d'obtenir les dades.
2. El número més alt de recollida de mostres a l'etapa inicial pot conduir a **errors de temps de recollida importants**.
3. El concentrat recollit conté el fluid de la cel·la, de manera que el **nivell de la polpa en la cel·la està caient contínuament**. Així, el nivell de la polpa ha de ser mantingut constant mitjançant l'addició de líquid a la cel·la.

FROTH FLOTATION: Laboratory Testing of Kinetic Relationships

4. El flotat retirat conté una concentració de reactius en el líquid que l'acompanya, en particular escumant, així **la concentració de qualsevol reactiu en la polpa decreix en el temps**. Això es pot resoldre amb l'addició d'aigua amb reactius dissolts en les quantitats apropiades, però la determinació d'aquestes quantitats és pràcticament impossible.
5. Dificultat d'establir el moment de temps = 0. **Hi ha un retard de temps entre l'encesa de l'aire i la formació i eliminació de concentrat**.

El processos i estudis en batch són molt apropiats per processos de millora de productivitat. Si es vol utilitzar per determinar "k", cal establir com a mínim un sistema de retirada automàtica d'escuma.

Per **tests en continu**, mínim dues cel·les en sèrie. Mantenir el flux continu i després de passar de 2-3 vegades el volum de les cel·les podem considerar ja estat estacionari.

Si les condicions de procés continu es mantenen, **el mètode de dos cel·les és més fiable que el mètode en batch**.

FROTH FLOTATION: afeccions

Agitació (impeller speed)

Augment de l'agitació genera més col·lisions bombolles partícules i més recuperació, però si és excessiva comença a trencar bombolles.

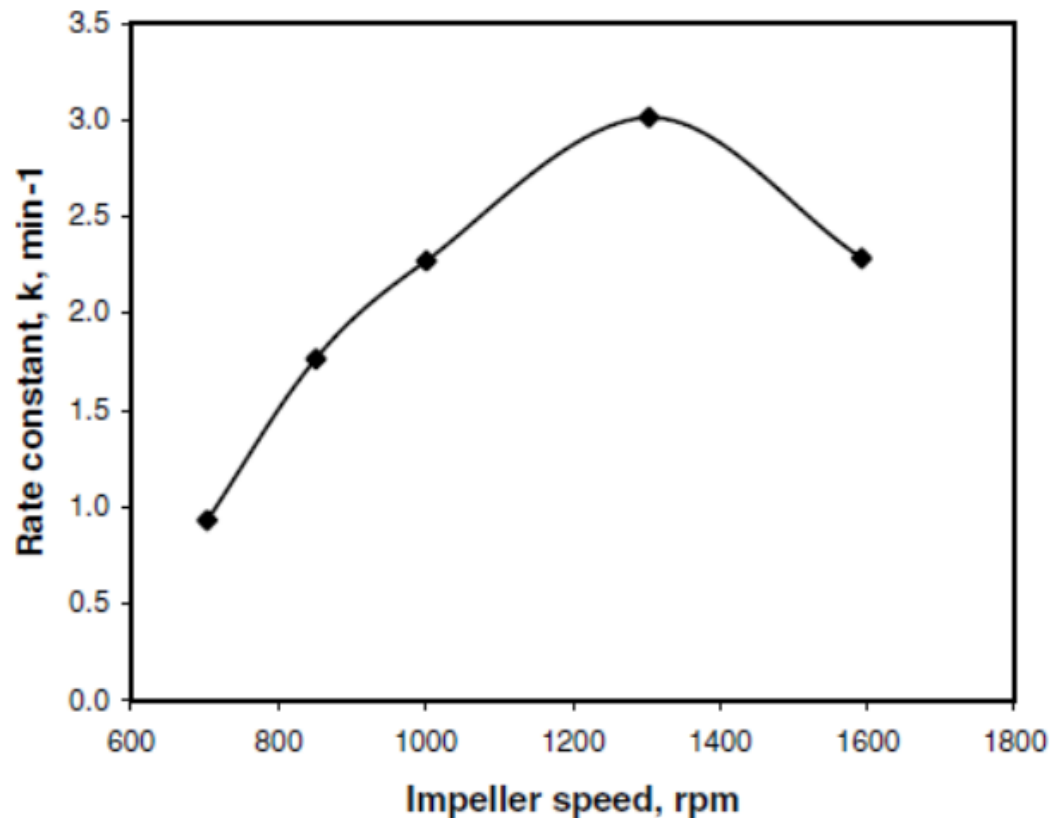


Fig. 16.11. Relationship between flotation rate constant k and impeller speed.

FROTH FLOTATION: afeccions

Aireació (air flowrate)

Augmentar l'aireació vol dir augmentar la recuperació.

Canvia la pendent ja que a aireacions altes les bombolles són més grans i menys efectives.

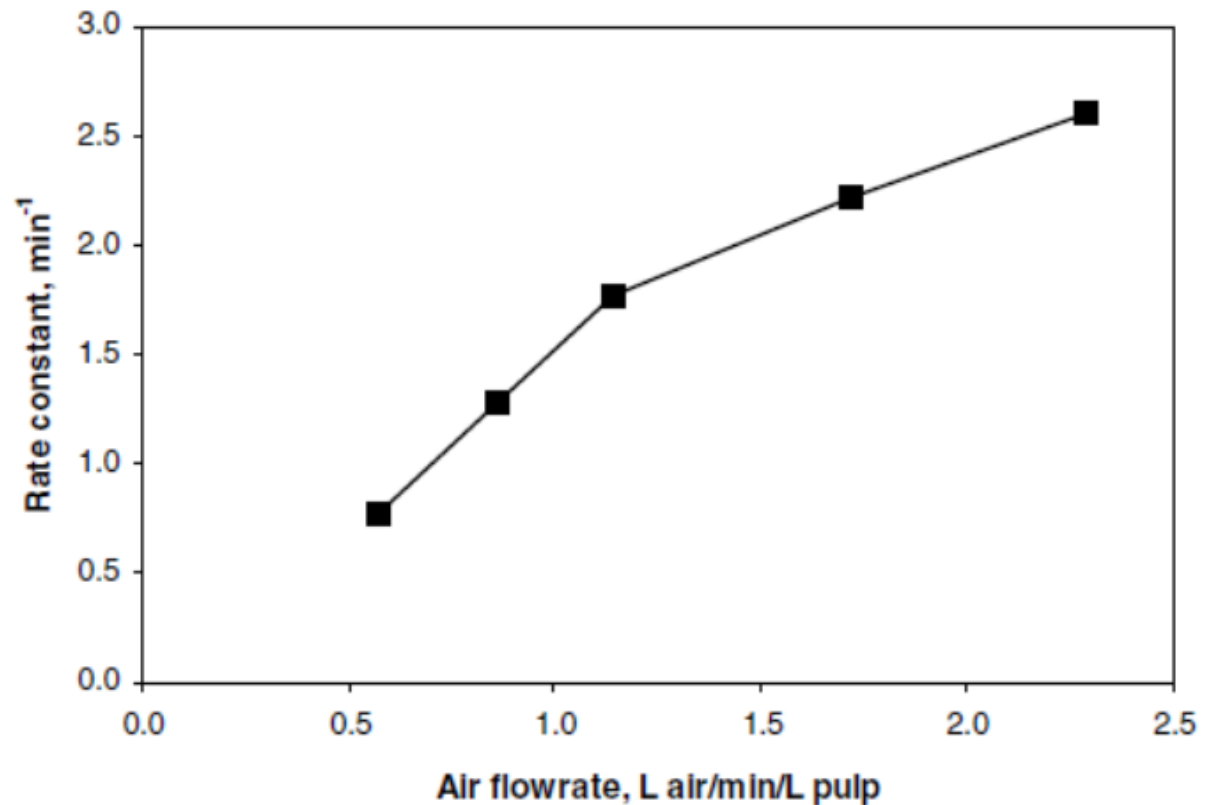


Fig.16.12. Relationship between flotation rate of quartz and air flow rate.

FROTH FLOTATION: afeccions

Mida partícula (particle size)

Molt important afecta a la probabilitat de flotació.

Mida màxima per flotar sulfurs és 0,420 mm.

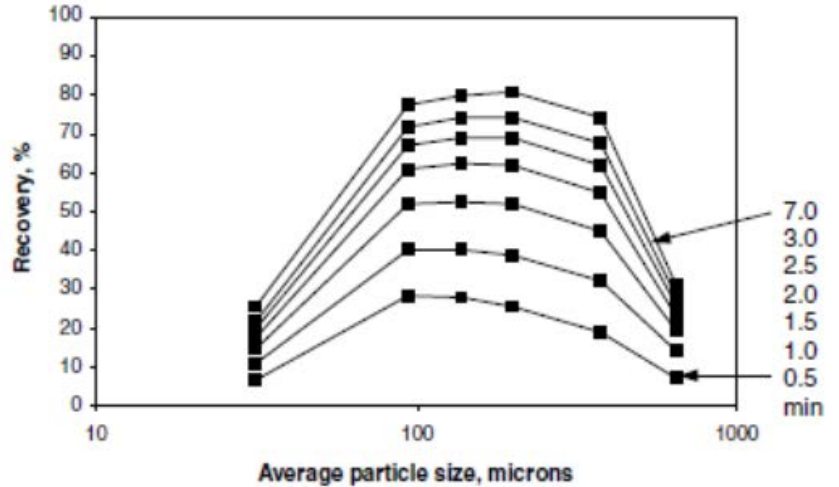


Fig. 16.13. Relationship between recovery and particle size for coal for increasing flotation time (data from [12]).

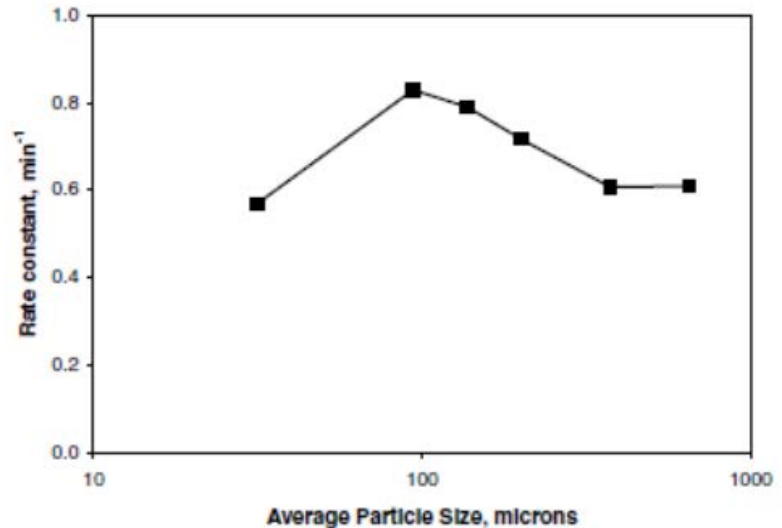


Fig. 16.14 Relationship between flotation rate constant k and particle size for coal (data from [12]).

FROTH FLOTATION: FASES

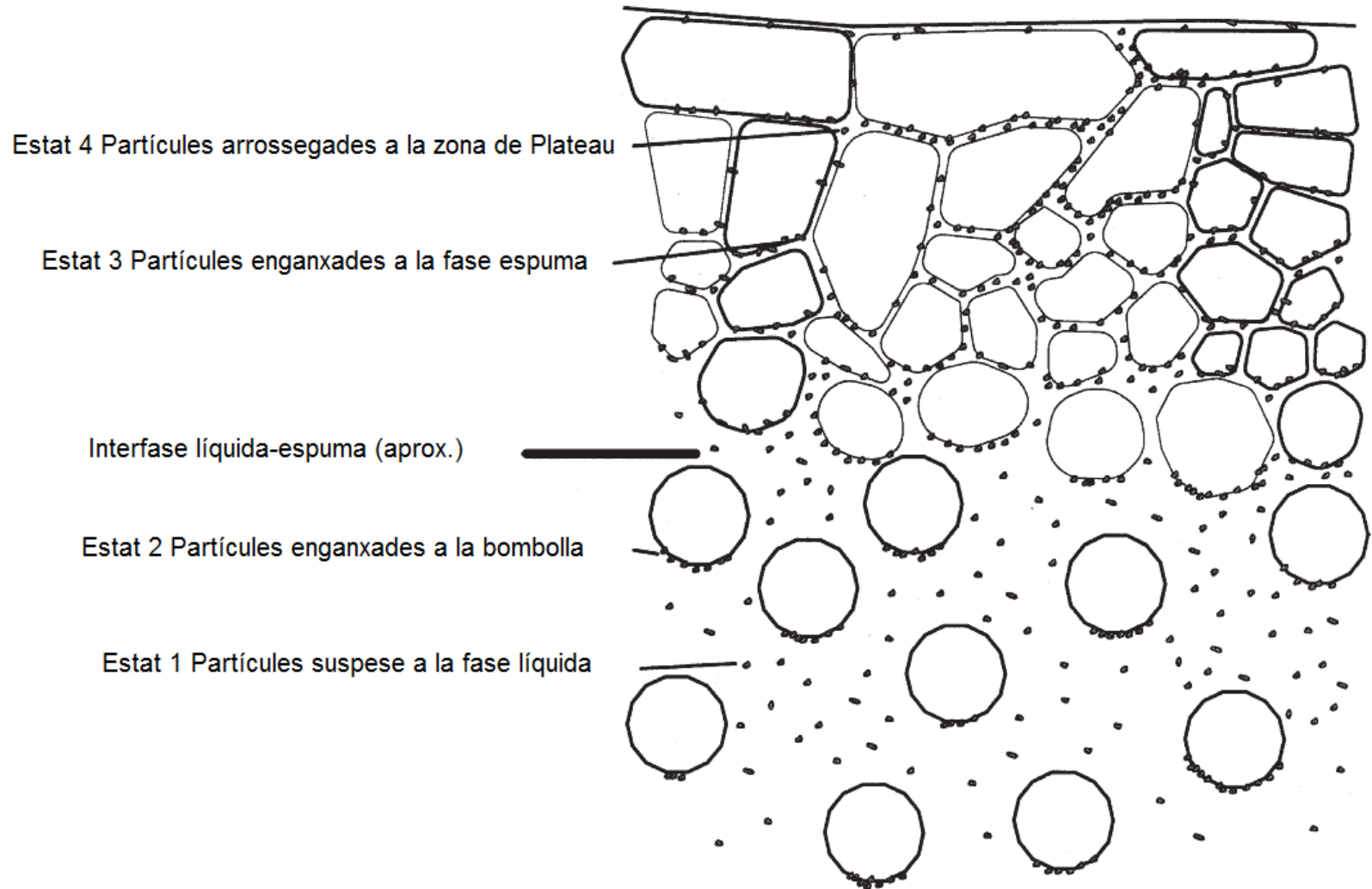


Figure 9.1 Four states in which particles exist in a flotation cell

FROTH FLOTATION : probability model

La velocitat específica de flotació es pot expressar també com:

$$k[\text{min}^{-1}] = \frac{\text{flux màssic de mineral al concentrat}}{\text{massa de mineral a la cel} \cdot \text{la}} = \frac{Q_{MS(C)}}{M_{SP}}$$

Gaudin proposa:

$$k = P_C P_A F$$

On:

P_C és la probabilitat de col·lisió amb la bombolla;

P_A és la probabilitat que després de la col·lisió s'adhereixi a la bombolla;

F és el factor d'estabilitat de l'escuma per mantenir les bombolles:

$$F = P_E P_F$$

On:

P_E és la probabilitat de manteniment de la partícula enganxada a la bombolla a la fase espuma;

P_F és la probabilitat de partícula a la fase espuma no dreni cap a la fase líquida;

On aquestes probabilitats són funció de:

$$P_C = \left\{ \begin{array}{ll} \text{mida partícula} & \text{mida bombolla} \\ \text{velocitat partícula} & \text{velocitat bombolla} \\ \text{densitat partícula} & \text{viscositat líquid} \end{array} \right.$$

$$P_A = \left\{ \begin{array}{l} \text{angle de contacte} \\ \text{tensió superficial} \\ \text{radi bombolla i densitat partícula} \end{array} \right.$$

FROTH FLOTATION : probability model

$$P_E = \begin{cases} \text{angle contacte} \\ \text{mida bombolla} \end{cases}$$

$$P_F = \begin{cases} \text{angle de contacte} \\ \text{tensió superficial} \\ \text{mida i densitat partícula} \end{cases}$$

En continu podem escriure:

$$M_{S(T)} = M_{S(F)}(1 - P)$$

On:

$M_{S(F)}$ és el flux o massa de sòlid a l'aliment i,

$M_{S(T)}$ és el flux o massa de sòlids a l'estèril.

P és la probabilitat de flotació independent de si és la primera o última cel·la.

Per "N" cel·les:

$$M_{S(T)} = M_{S(F)}(1 - P)^N$$

Mirar exercici

FROTH FLOTATION : two-phase model

Aquest model es basa en la transferència de material entre les dues fases: espuma i líquida.

$Q_{V(F)}$ és el cabal volumètric d'aliment,
 $C_{S(F)}$ és la concentració al corrent d'aliment,

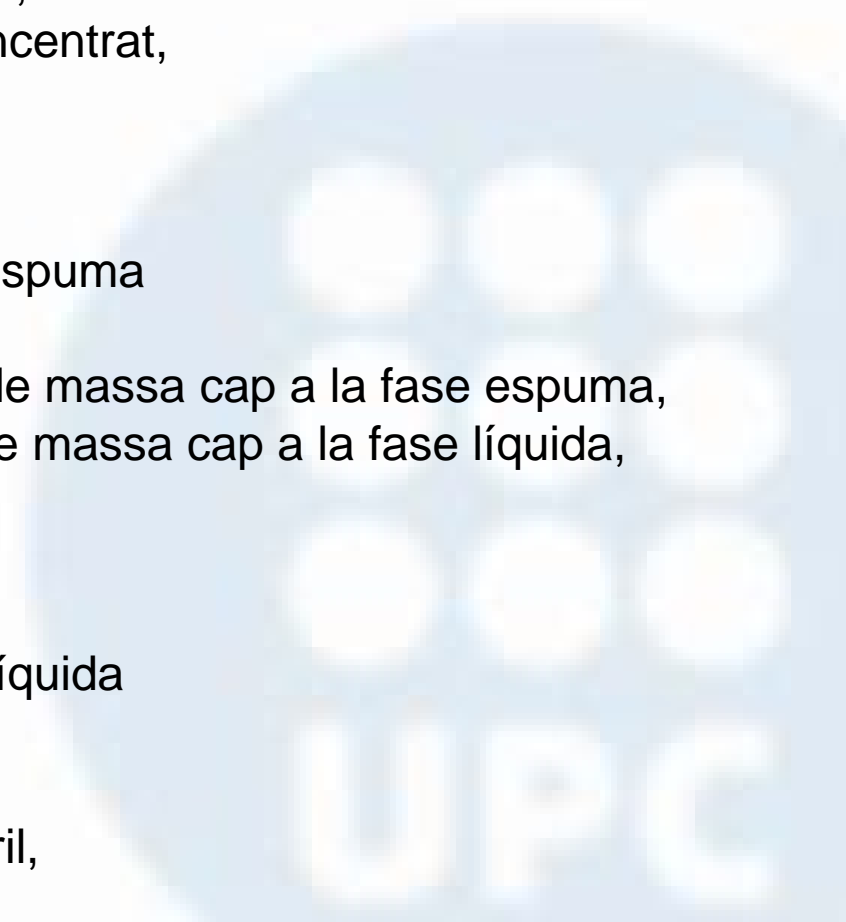
$Q_{V(C)}$ és el cabal volumètric de concentrat,
 $C_{S(C)}$ és la concentració al corrent de concentrat,

$M_{S(f)}$ és la massa mineral fase espuma,
 V_f és el volum fase espuma,
 $C_{S(f)}$ és la concentració de mineral fase espuma

$a \cdot f_P(M_{S(p)})$ és la funció de transferència de massa cap a la fase espuma,
 $b \cdot f_P(M_{S(f)})$ és la funció de transferència de massa cap a la fase líquida,

$M_{S(p)}$ és la massa mineral fase líquida,
 V_p és el volum fase líquida,
 $C_{S(p)}$ és la concentració de mineral fase líquida

$Q_{V(T)}$ és el cabal volumètric d'estèril,
 $C_{S(T)}$ és la concentració al corrent d'estèril,



FROTH FLOTATION : two-phase model

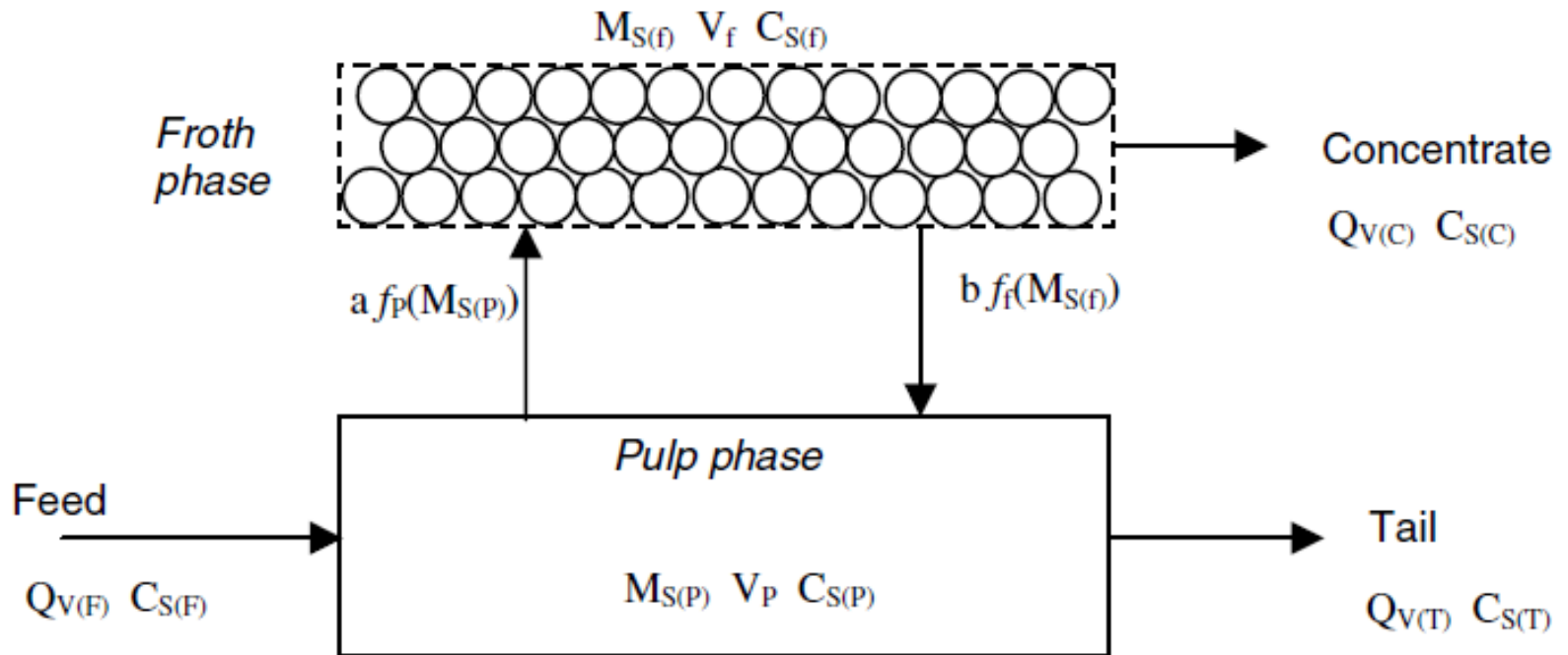


Fig. 16.19. The two-phase model [14].

FROTH FLOTATION : two-phase model

A la fase espuma:

La variació de massa a la fase espuma = massa que marxa cap el concentrat + massa que ve de la fase líquida – massa que marxa cap a la fase líquida.

$$\frac{dM_{S(f)}}{dt} = -Q_{V(C)}C_{S(C)} + a \cdot f_P(M_{S(P)}) - b \cdot f_P(M_{S(f)})$$

On: M és massa [kg], Q és cabal [m³/min], “f” és una funció que indica l'ordre cinètic [min⁻¹], “a” i “b” són coeficients de velocitat de transferència de massa de la fase espuma a líquida i al revés.

A la fase líquida:

$$\frac{dM_{S(P)}}{dt} = Q_{V(F)}C_{S(F)} - Q_{V(T)}C_{S(T)} + a \cdot f_P(M_{S(f)}) - b \cdot f_P(M_{S(P)})$$

També és compleix que:

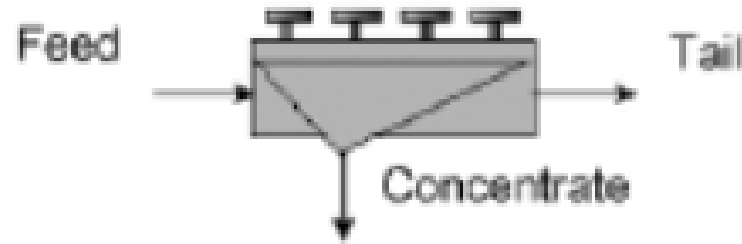
$$Q_{V(F)} = Q_{V(T)} + Q_{V(C)}$$

Resolent aquest sistema d'equacions per estat estacionari i flux continu:

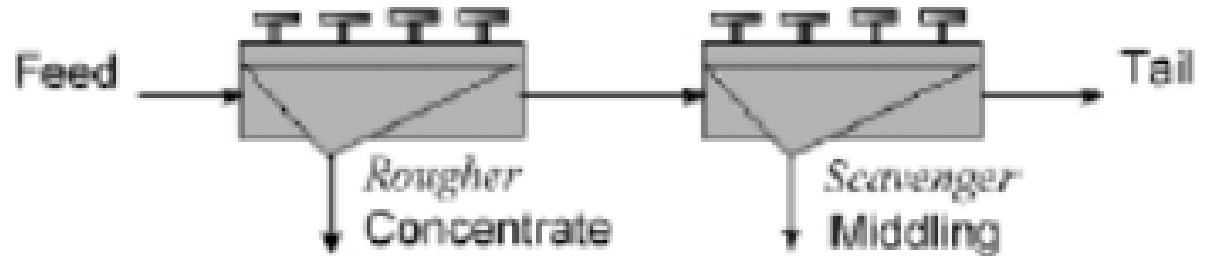
$$k = \frac{a}{1 + \frac{b V_F}{Q_{V(C)}}}$$

CIRCUITS DE FLOTACIÓ

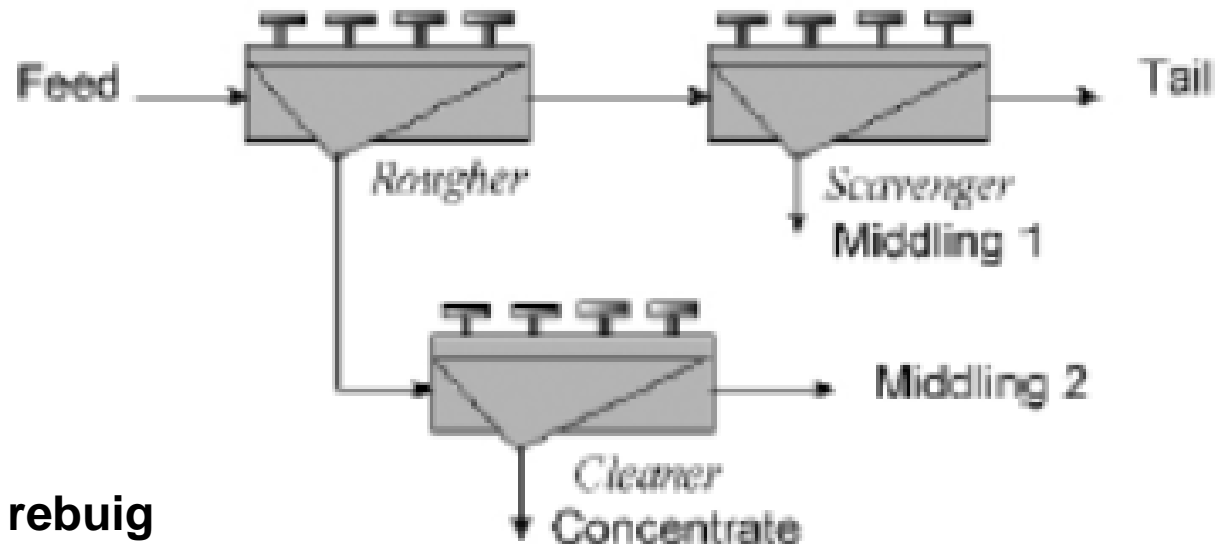
Single-pass



Single-pass with middling



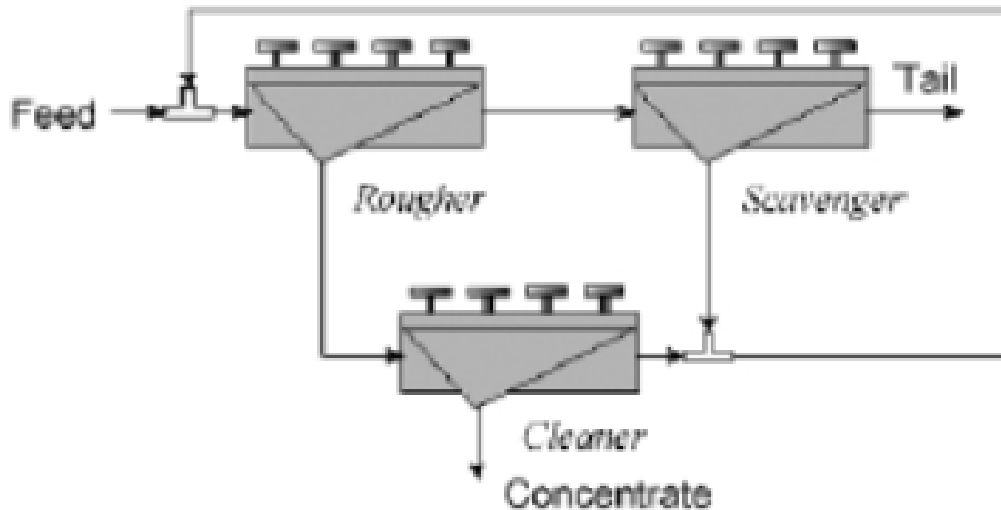
Single pass with cleaning



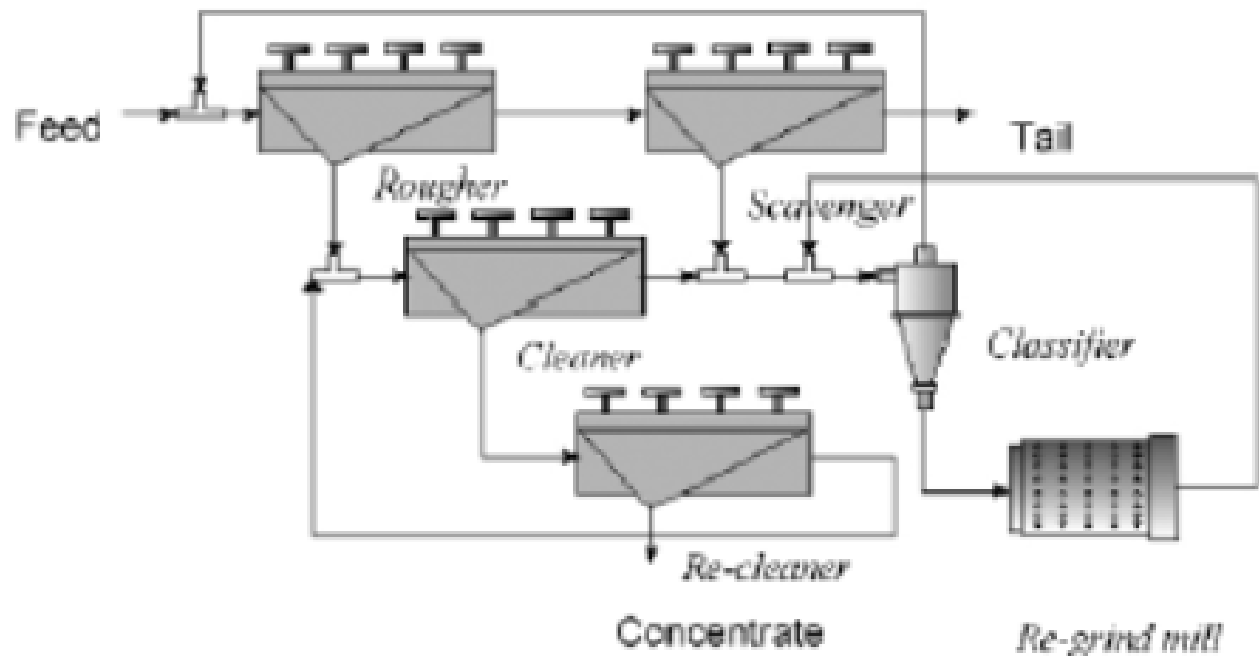
Rougher: desbast
 Scavenger: rentat rebuig
 Cleaner: rentat

CIRCUITS DE FLOTACIÓ

Multi pass with middling retreatment



Cleaner and recleaner with regrind



Exercicis:
42 i 66.



SEPARACIÓ MAGNÈTICA - MAGNETIC SEPARATION



MAGNETIC AND ELECTRICAL SEPARATION

La separació magnètica s'ha fet servir durant gairebé 200 anys en la concentració de minerals de ferro, i encara s'empra extensament en l'actualitat. Per aconseguir això, s'han utilitzat una gran varietat de dispositius.

Des del començament del segle XX va tenir lloc una expansió constant tant en l'equip disponible com en la gamma de minerals per als quals és aplicable la separació magnètica.

La separació de petites quantitats de ferro i minerals ferrífers dels minerals industrials s'ha tornat en una important aplicació, igual que la concentració de diversos minerals fèrrics i no fèrrics.

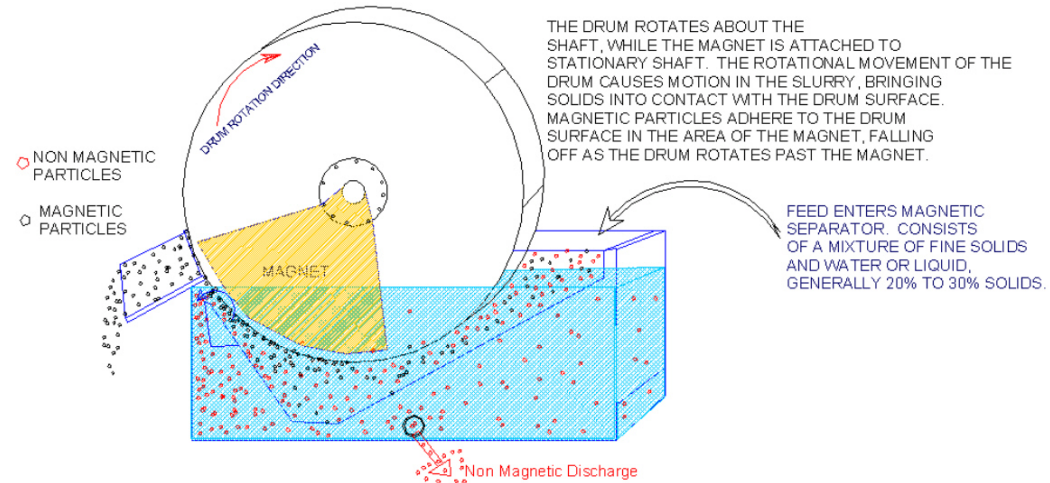
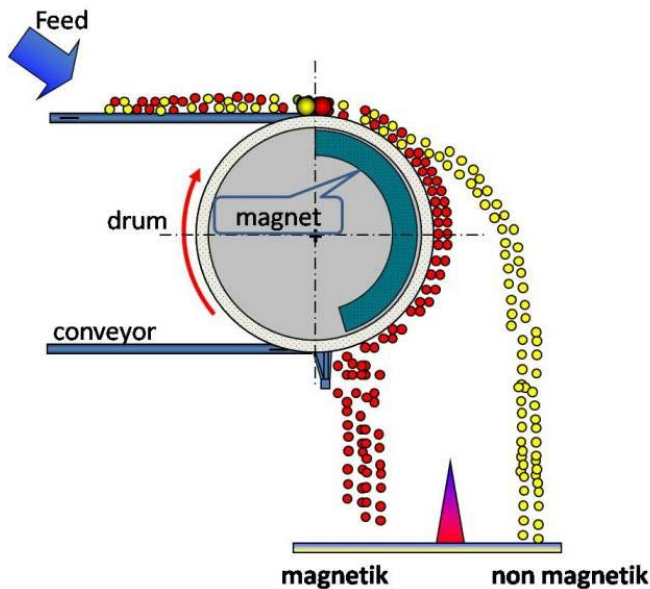


ILLUSTRATION OF A WET DRUM MAGNETIC SEPARATOR

Electroimant:

El camp magnètic es genera mitjançant un corrent elèctric en una bobina de filferro i es reforça mitjançant un nucli de ferro dolç (baix en carboni). Quant el corrent es desactiva, el nucli de ferro dolç perd la seva magnetització.

**Imant permanent:**

Es compon de material ferromagnètic que es magnetitza mitjançant un camp magnètic extern intens. El material magnèticament dur emprat manté una part de la seva magnetització després desactivar el camp magnètic extern.

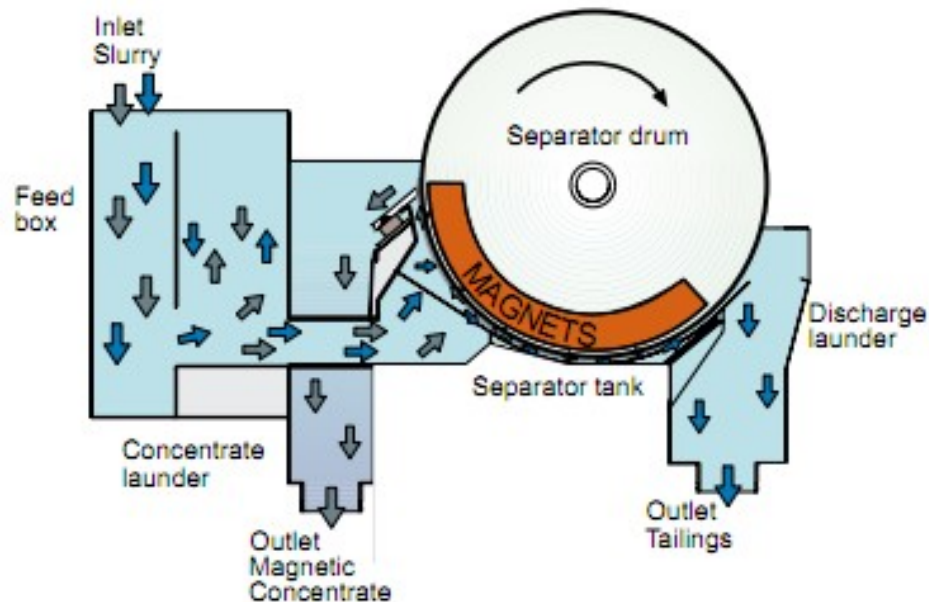
La denominació «**magnèticament tou**» es deu al fet que el ferro mecànicament tou perd el seu magnetització, mentre que el ferro mecànicament dur enriquit amb carboni (acer) manté una part de la seva magnetització i s'anomenen «**magnèticament durs**».

La propietat del material que determina la resposta al camp magnètic és la ***susceptibilitat magnètica***.

Amb base a aquesta propietat els minerals poden dividir-se en:

- **DIAMAGNÈTICS**: Són repel·lits pel camp magnètic (quarts, feldespat).
- **PARAMAGNÈTICS**: Són atrets pel camp magnètic (hematites, ilmenita, pirrotita). Dins d'aquest grup hi ha els vigorosament atrets pels camp magnètic que s'anomenen **FERROMAGNÈTICS** (ferro, magnetita).

Taula amb classificació dels minerals:



SEPARACIÓ MAGNÈTICA - MAGNETIC SEPARATION

Tabla de susceptibilidad magnética de los minerales

Mineral	Origen de la muestra	Susceptibilidad relativa	Mineral	Origen de la muestra	Susceptibilidad relativa	Mineral	Origen de la muestra	Susceptibilidad relativa
Grupo 1 - Ferromagnéticos								
Hierro		100.00	Rutilo	Graves Mountain, Ga.	0.095	Serpentina, roja	Desconocido	0.016
Magnetita	Desconocido	48.000	Oropimente	Felsobanya, Hungría	0.089	Calcita	Joplin, Mo.	0.013
Magnetita	Port Henry, N. Y.	14.862	Bornita	Nueva Gales del Sur, Australia	0.086	Estibnita	Juab County, Utah	0.013
Franklinita	Franklin Furnace, N.J.	13.089	Apatita	Eganville, Ontario	0.083	Dioptasa	Desconocido	0.012
Grupo 2 - Moderadamente magnéticos			Tetraedrita	Perú	0.080	Cuprita	Cornwall, Inglaterra	0.0096
Ilmenita	Edge Hill, Pa.	9.139	Wilmita	Franklin Furnace, N.J.	0.076	Galena	Galena, Ill.	0.0096
Mica, moteada, rubí	Bengal, India	5.880	Bornita	Union Bridge, Maryland	0.067	Pirita	Desconocido	0.008
Pirrotita	Sudbury, Ontario	2.490	Esfalerita	Iowa	0.057	Witerita	Cumberland, Inglaterra	0.0064
Franklinita	Franklin Furnace, N.J.	1.480	Cerusita	Nueva Gales del Sur, Australia	0.057	Rutilo	Desconocido	0.0034
Grupo 3 - Débilmente magnéticos			Dolomita	Sing Sing, N.Y.	0.057	Mica, rubí, clara	Bengala, India	0.0032
Hematita	Distrito del Lago Superior	0.769	Fluorita	Jefferson County, N.Y.	0.054	Ortoclesa	Alexandria, N.Y.	0.0032
Siderita	Roxbury, Conn.	0.743	Arsenopirita	Acton, York Co., Maine	0.054	Cobaltita	Desconocido	0.0023
Rodonita	Franklin Furnace, N.J.	0.560	Calcopirita	Sur de Australia	0.051	Safiro	Desconocido	0.0023
Hematita	Iron Mountain, Minn.	0.531	Cuprita	Bisbee, Arizona	0.051	Pirita	Desconocido	0.002
Limonita	Nueva Escocia	0.314	Molibdenita	Nueva Gales del Sur, Australia	0.048	Turmalina	Desconocido	0.0012
Pirolusita	Turingia	0.280	Celestita	Strontium Island, Ohio	0.038	Dolomita	Desconocido	0.0011
Corindón	Gaston County, N.C.	0.264	Calcocita	Butte, Montana	0.038	Espinel	Desconocido	0.001
Hematita	Cumberland, Inglaterra	0.257	Cinabrio	New Almaden, California	0.038	Berilo	Desconocido	0.0008
Pirolusita	Barlow County, Ga.	0.248	Yeso	Derbyshire, Inglaterra	0.038	Feldespató	Desconocido	0.0006
Pirita	French Creek, Pa.	0.203	Cincita	Franklin Furnace, N.J.	0.038	Esfalerita	Jefferson City, Tenn.	0.0005
Manganita	Bridgeville, Nueva Escocia	0.194	Ortoclesa	Elam, Pa.	0.035	Circón	Desconocido	0.0002
Calamina	Friedensville, Pa.	0.187	Epidoto	Desconocido	0.033	Grupo 5 - No magnéticos y diamagnéticos		
Esfalerita	Friburgo, Alemania	0.182	Fluorita	Rosiclare, Ill.	0.032	Barita	Bartow County, Ga.	0.0
Dolomita	Cumberland, Inglaterra	0.178	Smithsonita	Mineral Point, Wis.	0.029	Adularia	Desconocido	-0.0004
Cuarzo	Maine	0.175	Augita	Desconocido	0.027	Calcita	Desconocido	-0.0004
Rutilo	Magnet Cove, Ark.	0.168	Talco	Marietta, Ga.	0.026	Fluorita	Desconocido	-0.0004
Siderita	Desconocido	0.160	Hornablenda	Desconocido	0.025	Halita	Desconocido	-0.0004
Granate	Desconocido	0.149	Grupo 4 - Muy débilmente magnéticos			Esfalerita	Desconocido	-0.0004
Serpentina, verde	Desconocido	0.140	Pirita	Río Tinto, España	0.022	Celestita	Desconocido	-0.0005
Circón	Hendersonville, N.C.	0.134	Smithsonita	Kelly, N.M.	0.022	Cuarzo	Desconocido	-0.0005
Molibdenita	Frankford, Pa.	0.118	Esfalerita	Joplin, Mo.	0.022	Corindón	Desconocido	-0.0006
Mica, moteada	Bengala, India	0.115	Estibnita	Alemania	0.022	Topacio	Desconocido	-0.0006
Huebnerita	Henderson, N.C.	0.105	Criolita	Groenlandia	0.019	Galena	Desconocido	-0.0011
Cerargirita	Silver City, N.M.	0.105	Enargita	Butte, Montana	0.019	Antimonio, nativo	Desconocido	-0.0023
Wolframita	Chochiwon, Corea	0.105	Galena	Joplin, Mo.	0.019	Bismuto	Desconocido	-0.0032
Argentita	Guanajuato, México	0.102	Magnesita	Lancaster County, Texas	0.019	Apatita	Desconocido	-0.0034
Ferberita	Malaya	0.101	Senarmontita	Desconocido	0.019	Argonita	Desconocido	-0.0048
Wolframita	Climax, Colo.	0.100	Yeso	Grand Rapids, Michigan	0.016	Grafito	Ceílán	-0.0056
			Nicolita	Bebra Hasse, Alemania	0.016	Grafito	Ceílán	-0.032

SEPARACIÓ MAGNÈTICA - MAGNETIC SEPARATION

Tipus d'equips:

- **Separadors de baixa intensitat magnètica (LIMS):** s'utilitzen per ferromagnètics i paramagnètics d'alta susceptibilitat. Tant per via humida com seca.
- **Separadors d'alta intensitat magnètica (HIMS):** s'utilitzen per a separar paramagnètics de baixa susceptibilitat. Tant per via humida com seca.

Predomina la via humida per la separació magnètica de baixa intensitat, però també en hi ha de via seca.

Els separadors d'alta intensitat han sigut tradicionalment via seca y de baixa capacitat.



SEPARADORS DE BAIXA INTENSITAT MAGNÉTICA - LOW INTENSITY MAGNETIC SEPARATORS (LIMS)

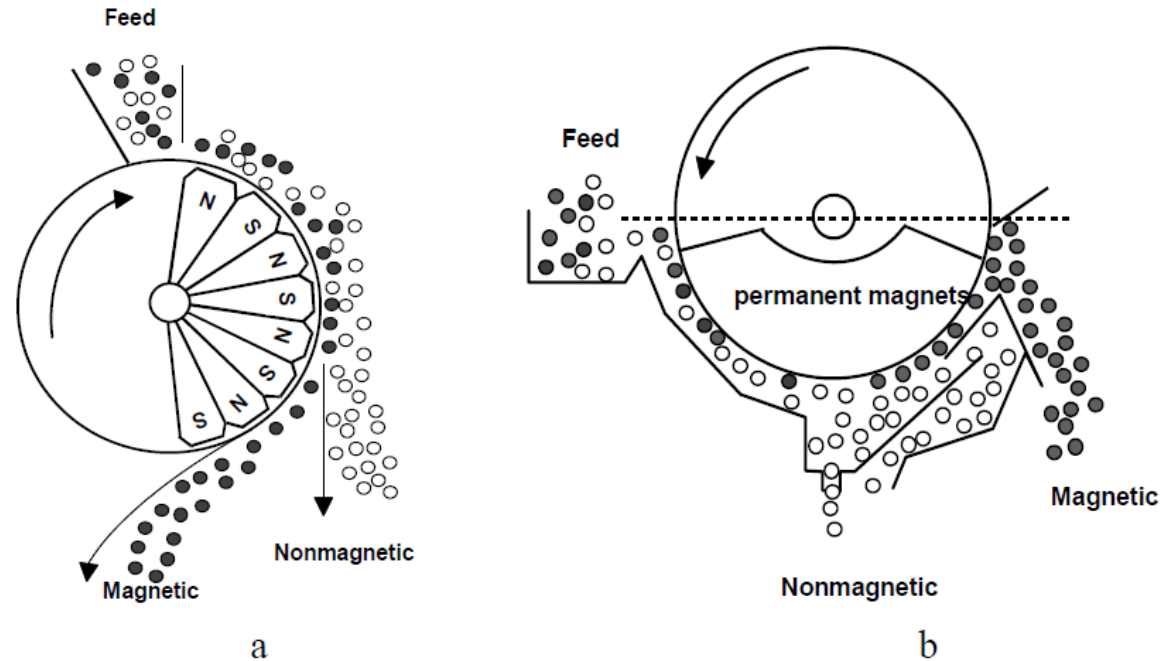


Fig. 8.6. Operating principle of low intensity magnetic field separators (LIMS = drum MS): a – drum separator for dry separation , b –drum (parallel current type) for wet separation (after Svoboda, 1987)

SEPARADORS D'ALTA INTENSITAT MAGNÈTICA - HIGH INTENSITY MAGNETIC SEPARATORS (HIMS)

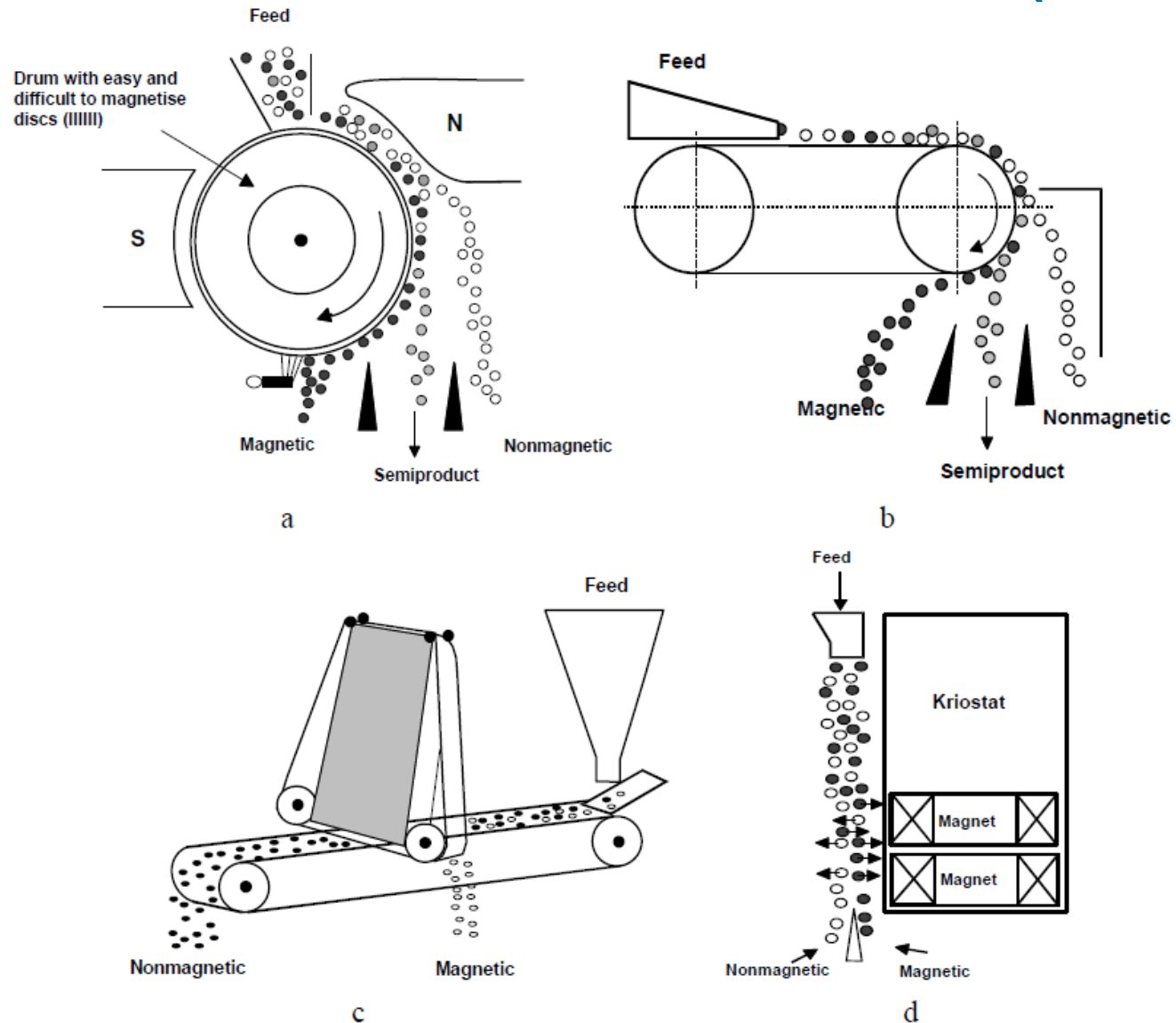


Fig. 8.7. Operating principle of the HIMS separators: a – IMR (induced magnetic roll), b – Cross-belt, c – Permroll, d – separation in an open gradient superconducting separator (OGMS)

SEPARADORS MAGNÈTICS DE BAIXA INTENSITAT VIA HUMIDA - WET LOW-INTENSITY MAGNETIC SEPARATORS (WLIMS)

Són de tambors i la majoria tenen cinc pols simètrics i alternats respecte l'eix.

Utilitzen: Electroimants o imants permanents

La especificació de la intensitat de camp magnètic es mesura generalment a 50 mm de la superfície del tambor.

Tambors de diàmetres de 900-1200 mm i amples de 600-3600 mm

Capacitats de 5-150 t/h.



SEPARADORS MAGNÈTICS DE BAIXA INTENSITAT VIA HUMIDA - WET LOW-INTENSITY MAGNETIC SEPARATORS (WLIMS)

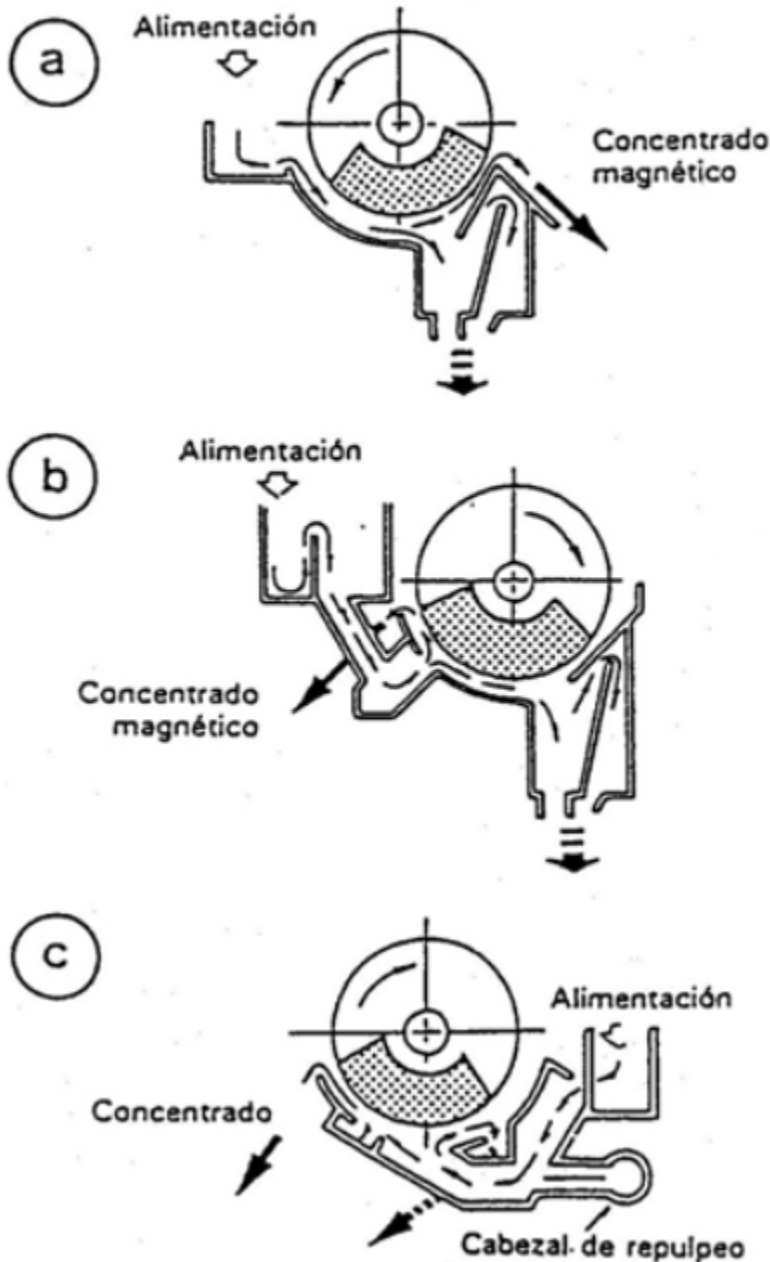


Figura 14.3 Modelos de tanques de separación magnética en húmedo, del tipo de tambor y baja intensidad. a) De corriente y rotación de igual dirección. b) De rotación inversa. c) De contracorriente. (Cortesía de Eriez Magnetics.)

- A) Co-corrent (CC): Aquest disseny de tanc s'utilitza principalment per al processament de material amb mides de partícules de fins a 6-8 mm (3 malles). La densitat de polpa s'ha de mantenir del 30 al 50% de sòlids en pes, amb els millors resultats obtinguts normalment a la meitat de la gamma.
- B) Rotació inversa (CR): Aquest disseny del tanc és adequat per a mides de partícules 3-4 mm (no magnètiques) i fins a 0,8 mm (20 malles) i és el separador més eficaç per a operacions de rentat. El rang de densitat òptima de polpa és de 25 a 45% de sòlids en pes.
- C) Contra-corrent: Mides de partícules de fins a 3-8 mm (4 malles). La densitat de polpa s'ha de mantenir del 30 al 50% de sòlids en pes. Excel·lent capacitat de recuperació.

SEPARADORS MAGNÈTICS DE BAIXA INTENSITAT VIA SECA - DRY LOW-INTENSITY MAGNETIC SEPARATORS (DLIMS)

El separador magnètic de tambor sec i baixa intensitat està dissenyat per a la recuperació de material altament magnètic a partir d'un aliment.

El material d'alimentació entra a la tremuja d'alimentació, el conjunt d'imants atreu les partícules magnètiques a la superfície del tambor. El tambor gira sobre els imants permanents, i el material no magnètic que cau del tambor a la canonada de descàrrega no magnètica, i el material magnètic que es manté al tambor fins que va arribar al canal de descàrrega magnètica (120 graus des de l'inici dels imants).

Dry LIMS – type drum

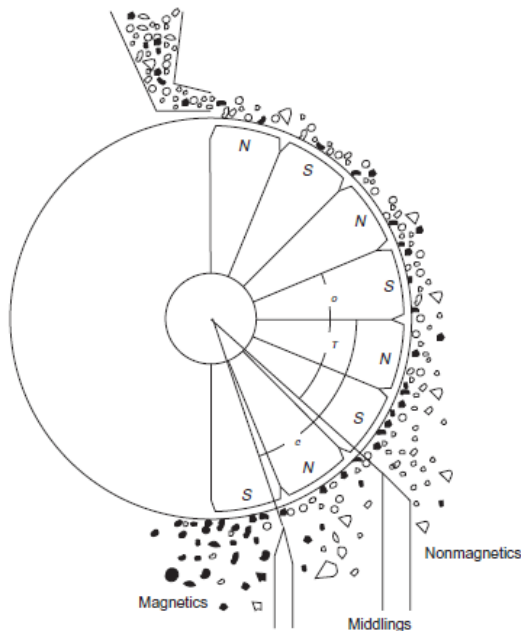
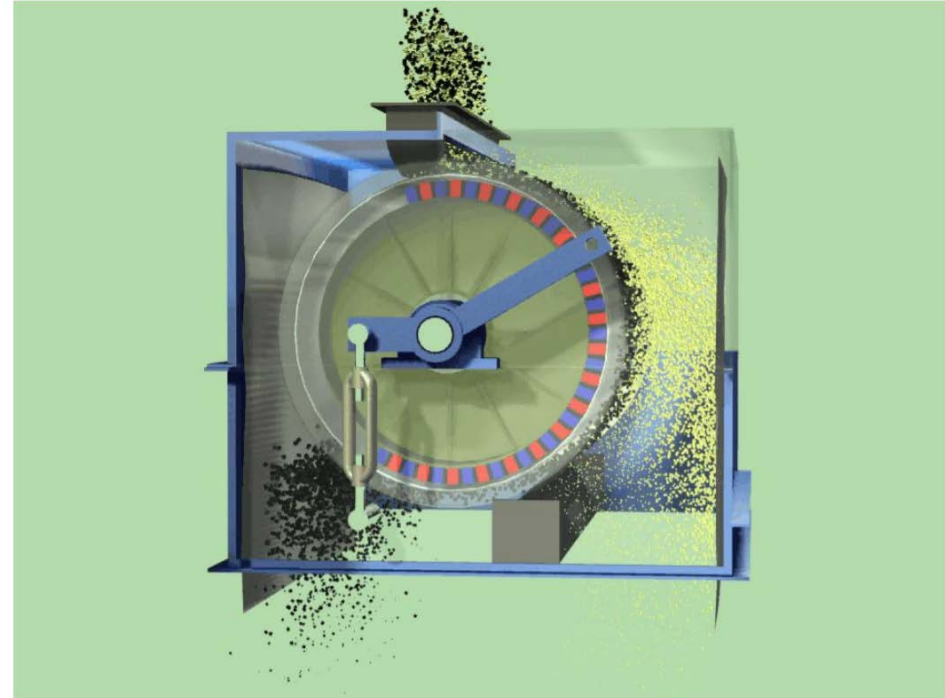
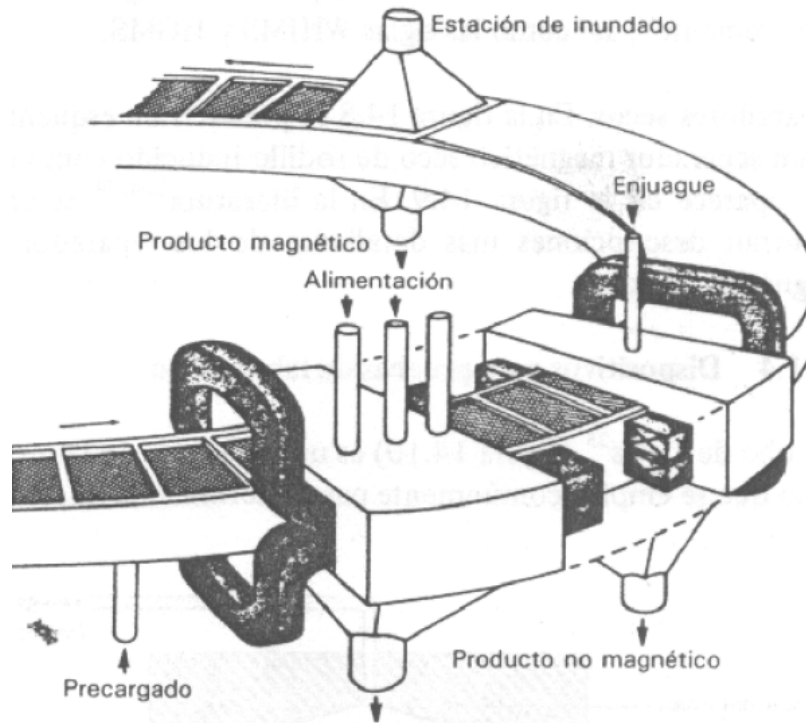
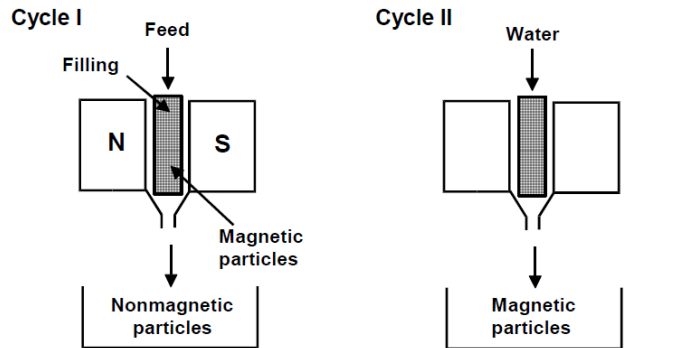


Figure 8.6 Dry drum magnetic separator



SEPARADORS MAGNÈTICS D'ALTA INTENSITAT VIA HUMIDA - WET HIGH-INTENSITY MAGNETIC SEPARATORS (WHIMS or HGMS)



Dissenyat per Jones basat en el concepte de combinar un camp magnètic fort amb una matriu magnètica (material ferromagnètic) col·locada entre els pols magnètics.

Va ampliar considerablement l'aplicació de la separació magnètica a fines i febles partícules magnètiques.

Cicle I: En presència d'un fort camp magnètic, les partícules paramagnètiques i ferromagnètiques poden ser fortament capturades per la matriu magnetitzada quan passen per ella.

Cicle II: Les partícules magnètiques capturades a les superfícies de la matriu es poden deslliurar fàcilment per esbandida quan el camp magnètic aplicat es redueix a zero.

SEPARADORS MAGNÈTICS D'ALTA INTENSITAT VIA SECA - DRY HIGH-INTENSITY MAGNETIC SEPARATORS (DHIMS)

Els separadors magnètics d'alta intensitat via seca (separadors magnètics de rodets induïts i separadors magnètics de rodets amb imants permanents) són un resultat de l'experiència adquirida pels enginyers i científics al llarg dels anys a la planta, essencialment dissenyats per per a la separació de partícules paramagnètiques.

En el separador magnètic del rodi induït (IRMS), es busca la separació basada en la diferència en la susceptibilitat magnètica, la grandària de les partícules, la densitat i la forma de les partícules paramètriques, juntament amb els paràmetres operatius i de disseny de la màquina.

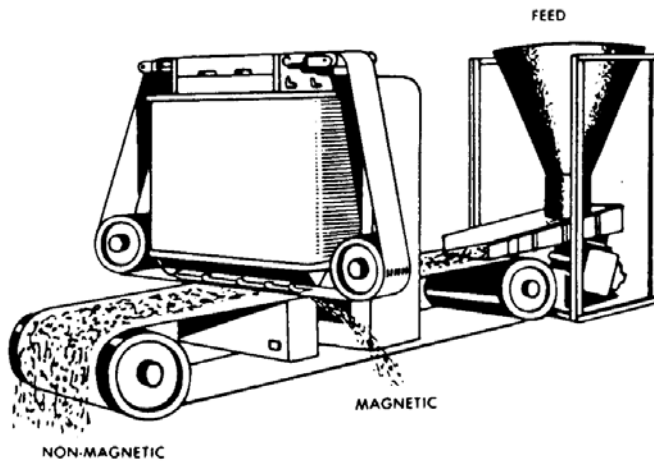


Figure 2.23: Cross-belt magnetic separator.

SEPARADORS MAGNÈTICS D'ALTA INTENSITAT VIA HUMIDA - WET HIGH-INTENSITY MAGNETIC SEPARATORS (WHIMS or HGMS)

Operació contínua •
Processament totalment automàtic •
Amplia gamma d'aplicacions •
Processament de partícules fines •
Alta eficiència de separació •
Disseny fiable •
Baix consum d'energia específic •
Gran capacitat de procés •
Vida útil de components llargs.

Table 2.4: Various models of Jones WHIMS.

Type	Capacity [t/h]	Mass [t]	Rotor diameter [m]
DP 335	180	114	3.35
DP 317	120	98	3.17
DP 250	75	70	2.50
DP 140	25	30	1.4
DP 90	10	16	0.9



Figure 2.39: Jones WHIMS DP 317 (courtesy of Humboldt Wedag AG).

SEPARACIÓ ELECTROSTÀTICA -ELECTROSTATIC SEPARATION – ELECTRICAL SEPARATION

Els separadors electrostàtics es van **usar per primera vegada en els últims anys del segle XIX**, principalment per efectuar la separació d'or i sulfurs metàl·lics d'alta amb conductivitat de la seva ganga silícia de baixa conductivitat. No obstant això, l'adopció del procés de flotació va posar punt final a la majoria de les operacions electrostàtiques

No va ser fins a 1940 i els anys següents, quant en augmentar ràpidament la demanda de rútil, va renéixer l'interès en la separació electrostàtica. Els dipòsits de rútil contenen generalment altres minerals de densitat similar, i les seves propietats superficials no van fer possible dur a terme la flotació selectiva. Però, el rútil és considerablement més conductor, per la qual cosa es va estimular el desenvolupament de noves màquines de separació electrostàtica. Els avançaments assolits amb suma rapidesa tant en la tècnica com en l'equip, van permetre que l'ús de la separació electrostàtica s'estengués a altres minerals.

SEPARACIÓ ELECTROSTÀTICA -ELECTROSTATIC SEPARATION



La separació electrostàtica té la seva aplicació més important en el **processament de sorres de platja i dipòsits al·luvials que contenen minerals de titani.**

A l'actualitat hi ha al món poques plantes de sorres de platja que no utilitzin el procés de separació electrostàtica para separar el rútil i la ilmenita del zircón i la monazita.

La separació electrostàtica s'usa amb alguns altres minerals. Gairebé totes les plantes importants de mineria d'estany de Malàisia, Tailàndia i Nigèria utilitzen el procés de separació electrostàtica per separar la cassiterita, columbita i la ilmenita dels minerals de ganga.

SEPARACIÓ ELECTROSTÀTICA -ELECTROSTATIC SEPARATION

PRINCIPI:

L'alimentació és portada pel rotor, posat a terra, fins **al camp d'un elèctrode ionitzant carregat o inducció**. Les partícules de l'alimentació reben una càrrega per bombardeig de ions:

- 1.- Les **partícules conductores** lliuren la seva càrrega al rotor connectat a terra i són llançades des de la superfície d'aquest per la força centrífuga;
- 2.- Les **partícules no conductores** no són capaces de dissipar la seva càrrega ràpidament cap al rotor, i en conseqüència són retingudes en la superfície del rotor per les seves pròpies forces d'imatge.

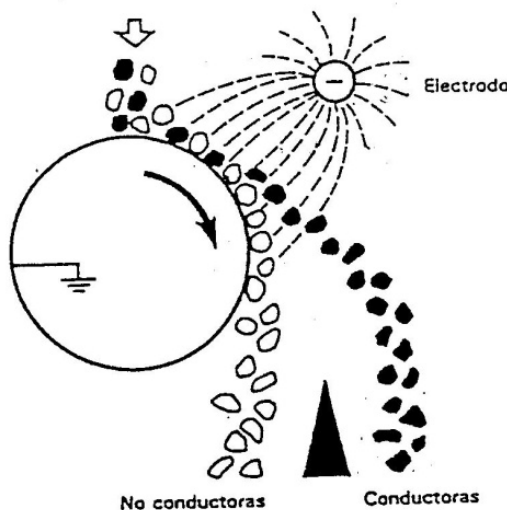


Figura 15.4 Separador electro-estàtic del tipus de rotor.

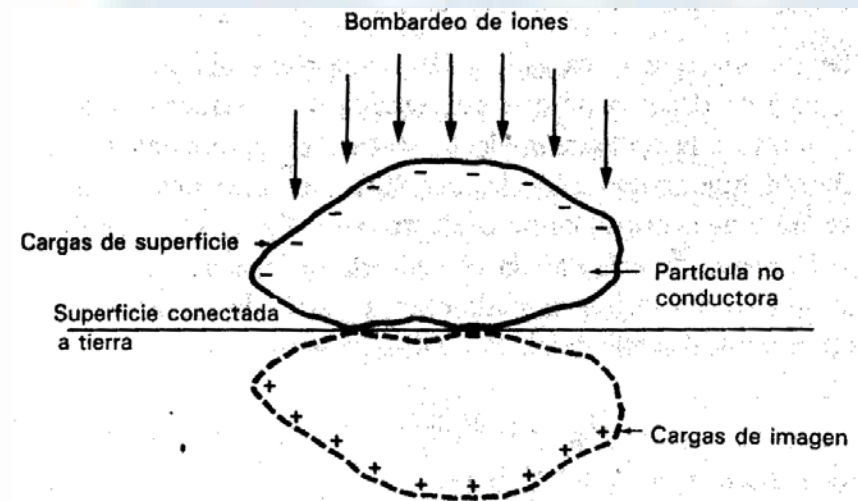


Figura 15.7 Concepto de la fuerza de "imagen".

SEPARACIÓ ELECTROSTÀTICA -ELECTROSTATIC SEPARATION – ELECTRICAL SEPARATION

Existeixen dos tipus bàsics de separador electrostàtic. Els fabricants usen diferents denominacions, però bàsicament els dispositius poden descriure's com a:

Separadors electro-dinàmics
Separadors electro-estàtics.

Encara que la majoria dels primers separadors van ser del tipus electro-estàtic, la majoria dels quals es troben en ús en l'actualitat són electro-dinàmics.



ELECTRICAL SEPARATION: Separadors electro-dinàmics

Comunament se'ls anomena separadors d'alta tensió.

L'alimentació és moguda pel rotor posat a terra fins al camp d'un elèctrode carregat ionitzant.

Les partícules de l'alimentació són sotmeses a un bombardeig de ions.

Les partícules conductores lliuren la seva càrrega al rotor connectat a terra i són llançades des de la superfície d'aquest per la força centrífuga.

Les partícules no conductores no són capaces de dissipar la seva càrrega ràpidament cap al rotor, i en conseqüència són retingudes en la superfície del rotor per les seves pròpies forces d'imatge

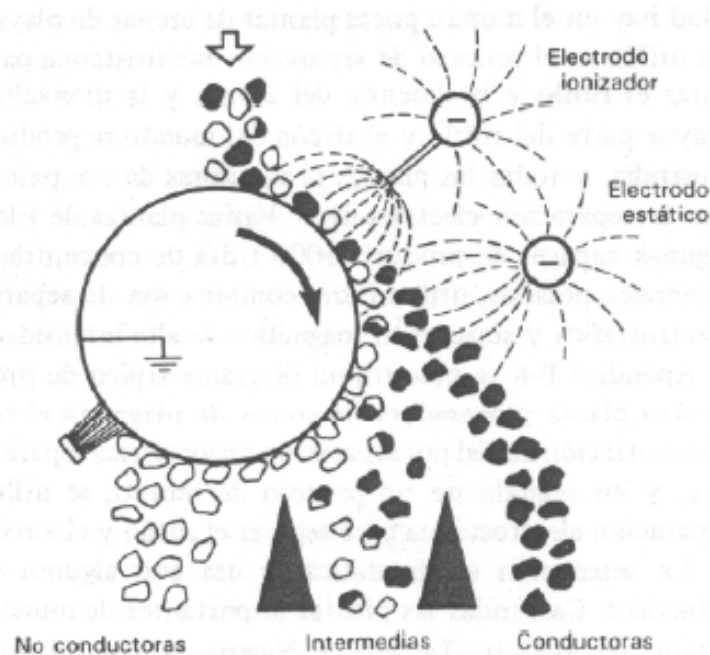


Figura 15.1 Separador electrodinámico o de alta tensión.



ELECTRICAL SEPARATION: Separadors electro-estàtics

Es fabriquen dos tipus de separadors electro-estàtics, un del tipus de rotor i un altre del tipus de plaques.

Separador del tipus de rotor. Aquest separador és semblant al separador d'alta tensió, però no hi ha elèctrode ionitzant, hi ha un gran elèctrode senzill que produeix un camp elèctric.

Quan se situa una partícula sobre el rotor posat a terra en presència del camp elèctric, **la partícula desenvolupa ràpidament una càrrega superficial per inducció** (partícula polaritzada).

La **partícula conductora se separa de la superfície per atracció cap a l'elèctrode** mentre que la partícula **no conductora continua adherida a la superfície del rotor** fins que la gravetat la fa caure. Així s'aconsegueix una separació, però amb un mecanisme de càrrega de partícules diferent al del separador d'alta tensió.

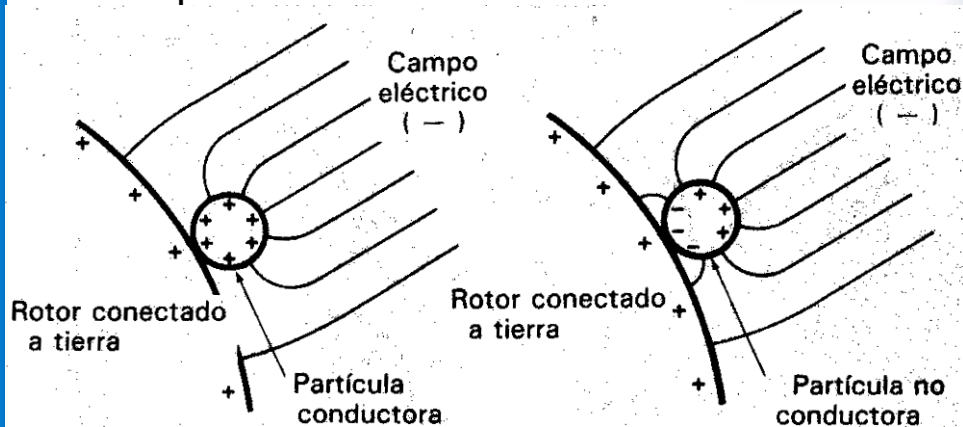


Figura 15.8 Carga de partículas por inducción.

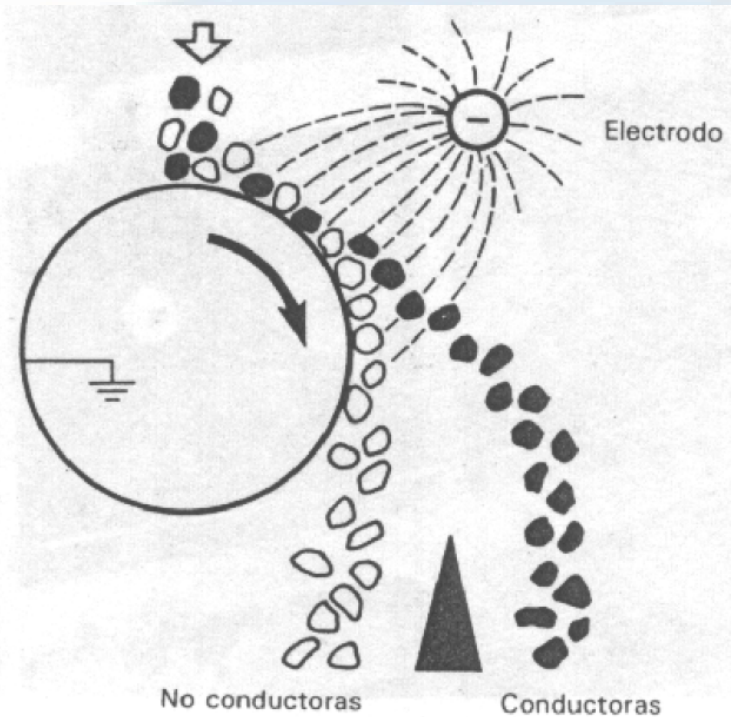


Figura 15.4 Separador electro-estático del tipo de rotor.

ELECTRICAL SEPARATION: Separadors electro-estàtics

Separador del tipus de plaques.

Es fabriquen dues classes de separadors del tipus de plaques: el separador electro-estàtic de plaques i el separador electro-estàtic de reixeta.

Les partícules de l'alimentació llisquen cap avall sobre una placa posada a terra cap als camps elèctrics induïts per l'elèctrode gran corbat.

Les partícules es carreguen per inducció, adquirint les partícules conductores una càrrega oposada a l'elèctrode. En conseqüència, les partícules conductores són atretes cap a l'elèctrode.

Les partícules no conductores continuen cap avall de la placa o passen per la reixeta

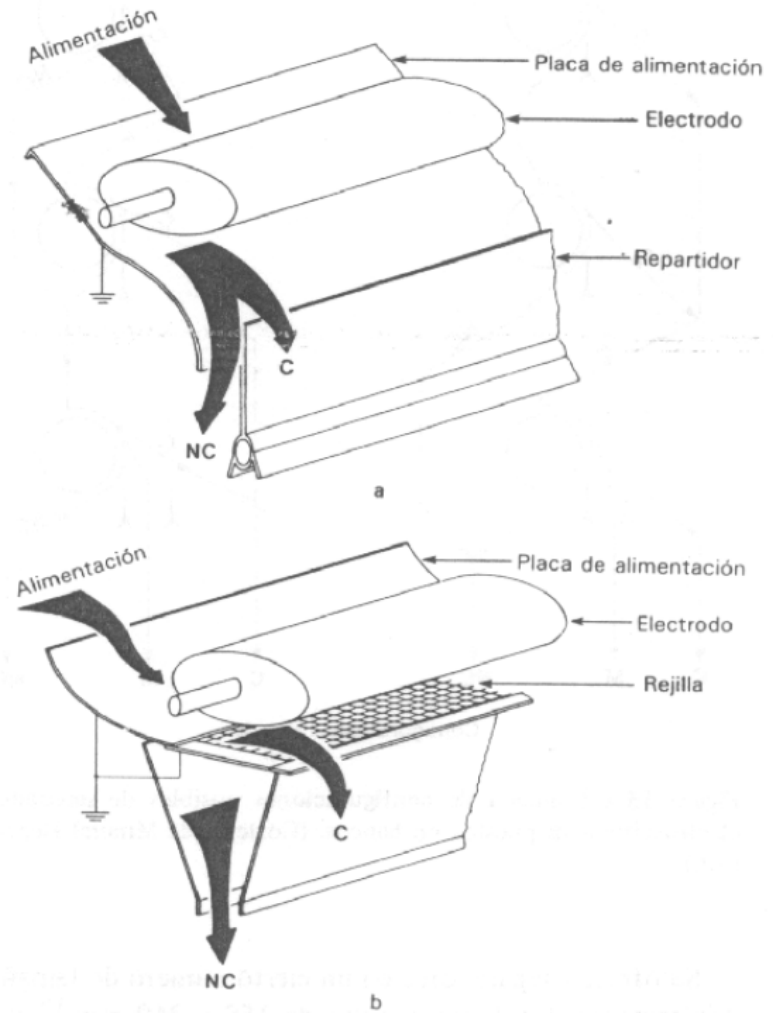


Figura 15.5 Separadores electro-estàtics. a) De plaques y b) de rejilla. (Cortesía de Mineral Deposits Ltd.)

ELECTRICAL SEPARATION

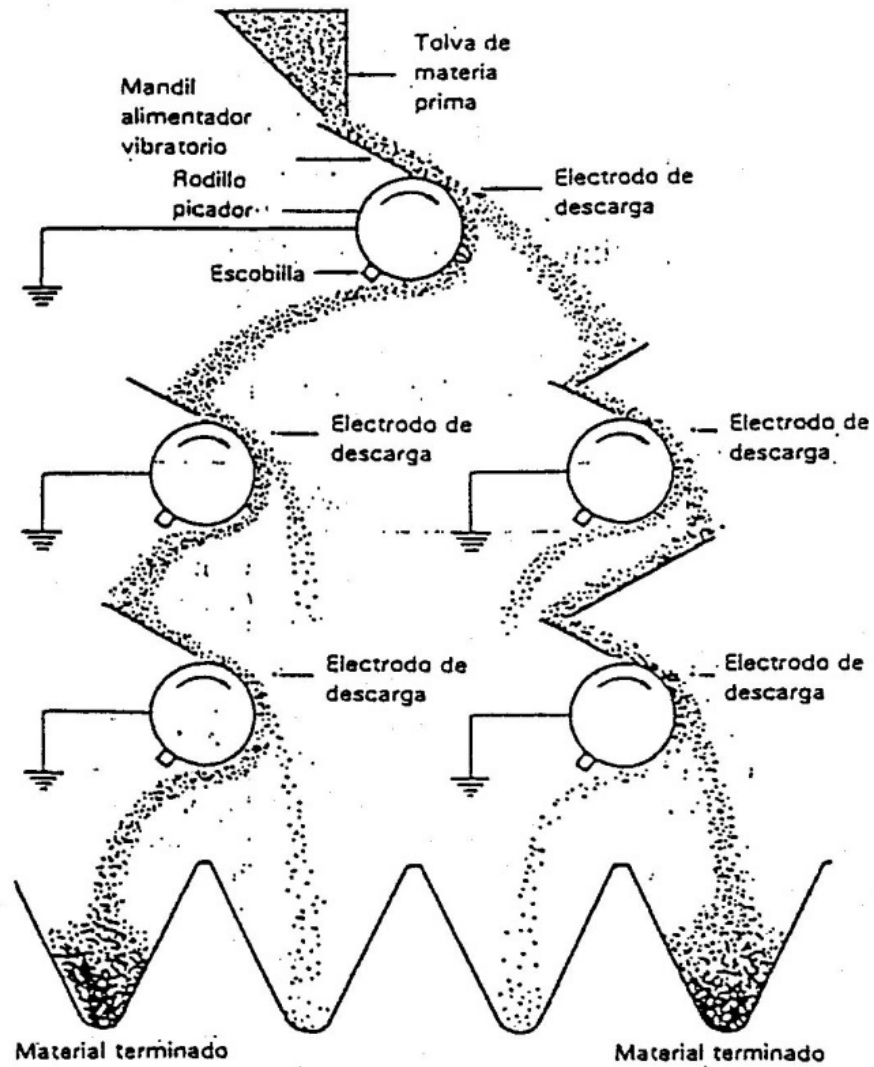


Figura 13.21 Disposición de los separadores en la práctica.

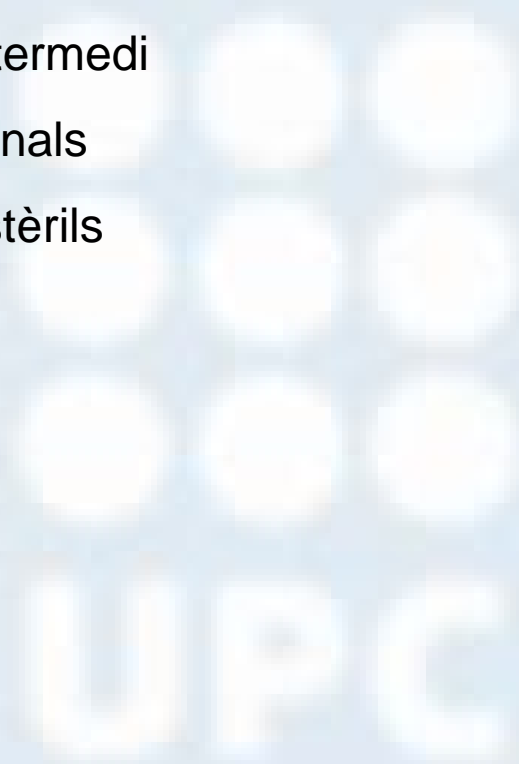


EMMAGATZEMATGE



La solució a adoptada per l'emmagatzematge depèn del tipus de productes:

- Tot-ú
- Producte intermedi
- Productes finals
- Rebuig o estèrils



EMMAGATZEMATGE: tot-ú

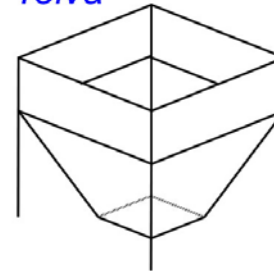
Serveix com a regulador entre els camions o "dúmpers" de transport de mina i les màquines al capdavant de planta: matxucadores o trituradores.

Si el tot-ú de mina s'ha arrencat amb explosiu, com sol ser habitual, té dimensions molt grans (400 mm a 1 m) el que dificulta la seva manipulació.

- 1) **Capacitat:** Aquest dipòsit sol tenir d'1,5 a 2 vegades la del dúmper, per intentar reduir la inversió en infraestructura (obra civil). Major capacitat requereix; major alçada del dipòsit i major mur de contenció de terres.
- 2) **Material:** Es construeixen habitualment amb formigó armat, i per a menor grandària de partícula en xapa d'acer revestit amb plaques antidesgast
- 3) **Forma constructiva:** Tremuja (tolva) o paral·lelepípede horitzontal

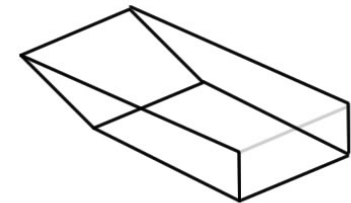


Tolva



Tremuja

Paralelepípede Horizontal



Paral·lelepípede horitzontal

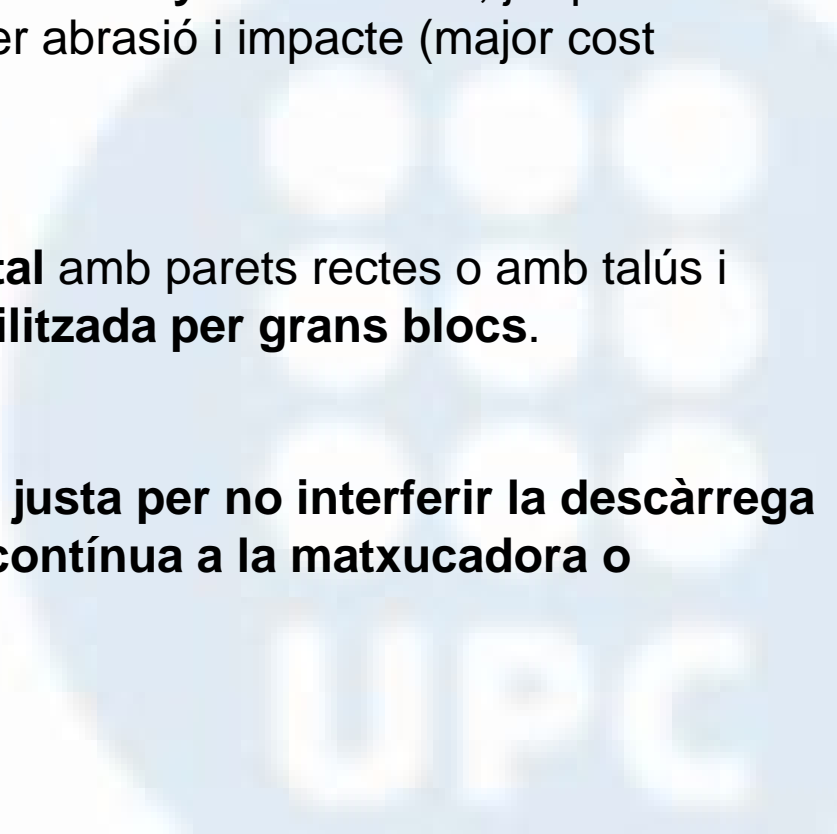
EMMAGATZEMATGE: tot-ú

La sitja o tremuja requereix:

- a) **Boca de sortida amb dimensions lineals 2,5 a 3 dp₁₀₀**, perquè no es formi volta.
- b) Part troncopiramidal amb **inclinació mínima de 45/50°** perquè el material pugui lliscar fins a la boca.
- c) Si la capacitat és gran, ho serà l'alçada del dipòsit i com a conseqüència el xoc dels blocs, la qual cosa obliga a un **disseny molt robust**, ja que es produeixen desgast i trencaments per abrasió i impacte (major cost d'inversió i manteniment).

La **solució de paral·lelepípede horitzontal** amb parets rectes o amb talús i amb alimentador instal·lat al fons, és la **utilitzada per grans blocs**.

Capacitat limitada a l'imprescindible, la justa per no interferir la descàrrega del camió i assegurar una alimentació contínua a la matxucadora o trituradora.



EMMAGATZEMATGE: tot-ú

RECOMANACIONS

- 1) Instal·lar un martell trencador per fragmentar els blocs de grandària excessiva.
- 2) Una bona comunicació amb el cap de la planta per avisar o per advertir qualsevol anomalia en la planta i en conseqüència, suspendre el servei de transport.

La descàrrega del material al costat de la tremuja de tot-ú per després portar amb pala a aquest, ha d'emprar-se ocasionalment, ja que aquesta manipulació encareix el cost del producte.



EMMAGATZEMATGE: Intermig, final i rebuig

Productes intermedis

Aquests materials per la seva granulometria (ja han estat triturats), són més fàcils de manipular però es requereix major capacitat d'emmagatzematge per actuar com a regulador.

Es poden utilitzar **tremuges** però també és dipositar les **munts o piles sobre el terra**, ja que és la solució més econòmica, encara que també més imperfecta ja que pot donar lloc a segregació i contaminació.

Productes comercials

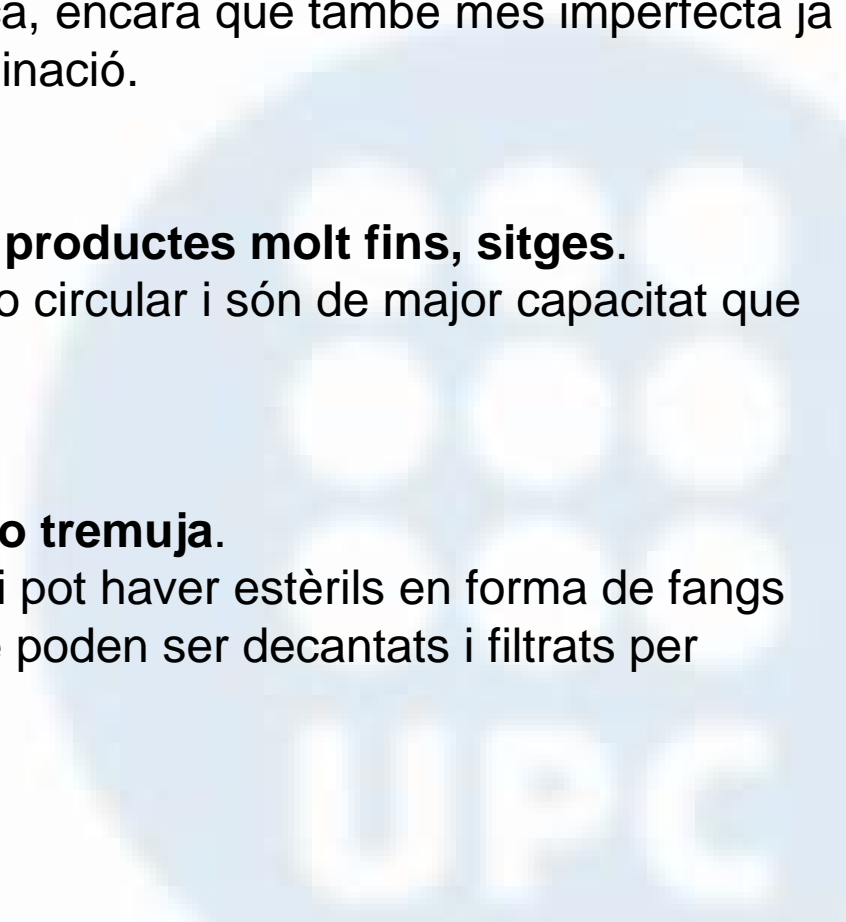
Es pot utilitzar; **tremuges, munts i amb productes molt fins, sitges.**

Les sitges tenen secció quasi quadrada o circular i són de major capacitat que les tremuges

Estèrils de planta

Els estèrils s'emmagatzemen en **munts o tremuja.**

En cas de tractaments per via humida, hi pot haver estèrils en forma de fangs (polpa) s'emmagatzemen en basses que poden ser decantats i filtrats per emmagatzemar-los en sec.



EMMAGATZEMATGE: munts o piles

Es creen per l'abocament des d'una cinta transportadora.

Aquestes piles o munts poden tenir diferent forma segons que la cinta d'abocament sigui fixa o mòbil.

S'utilitzen per a productes intermedis o finals i per als estèrils.

És la solució més senzilla i de menor inversió, però presenta els següents inconvenients:

- Segregació del material; els gruixuts s'acumulen a les vores de la pila.
- Contaminació, tant ambiental com d'altres productes.
- Humitat i arrossegament de fins per pluges (es pot posar una **coberta a l'estoc**)

Es requereix compactar el sòl i donar pendent perquè dreni l'aigua.

Els estocs a terra es poden construir amb uns **envans (murs)** per separar les diferents granulometries i evitar la seva contaminació per barreja.



EMMAGATZEMATGE: munts o piles

Descàrrega desde una cinta fixa

Origina una pila cònica. El volum depèn de l'alçada i de l'angle de repòs del material:

$$V_{TOTAL} = \frac{\pi}{12} hD^2$$

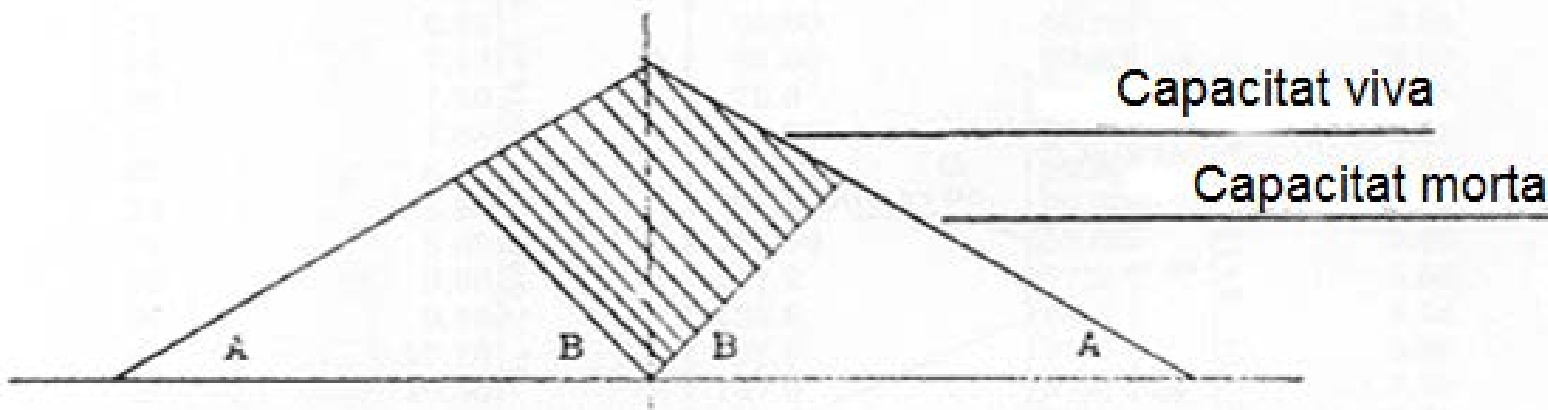
El volum útil (viu) = Aprox. 25% del total, si s'extreu l'àrid mitjançant "boquilla" + alimentador



EMMAGATZEMATGE: munts o piles

La capacitat viva o útil d'una pila cònica depèn de:

- Angle repòs del material (A)
- Angle de descàrrega (B)



$$R = \frac{\text{Capacitat viva}}{\text{Capacitat total}} = \frac{\tan^2 A}{\tan^2 B}$$

Nota: És freqüent que s'assumeixi que l'angle de descàrrega (B) és igual que el de repòs (A).

EMMAGATZEMATGE: munts o piles

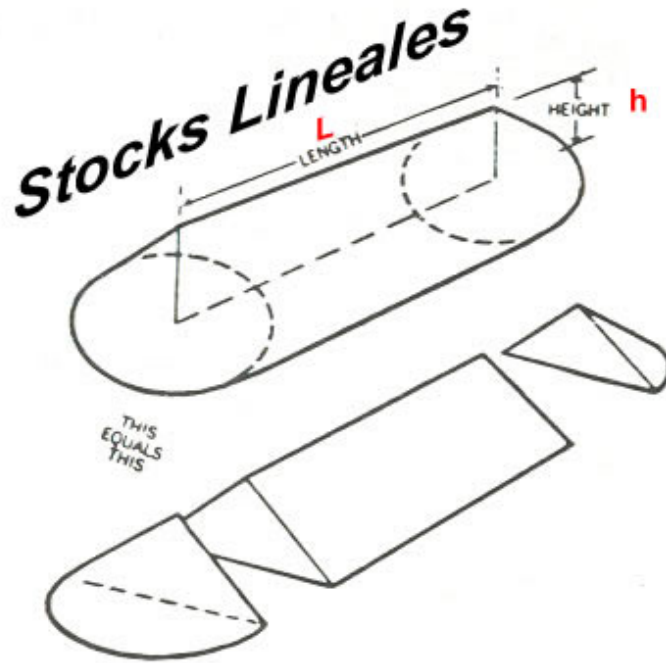
Descàrrega desde una cinta mòbil

- a) *Desplaçament lineal*: Origina una pila de forma prismàtica, amb els seus extrems en semicons

Volum total = Volum del prisma + Volum del semicons

$$\text{Volum prisma: } V_{prisma} = \frac{D h}{2} L$$

$$\text{Volum semicons finals: } V_{semicons} = \frac{1}{3} \pi D^2 h$$

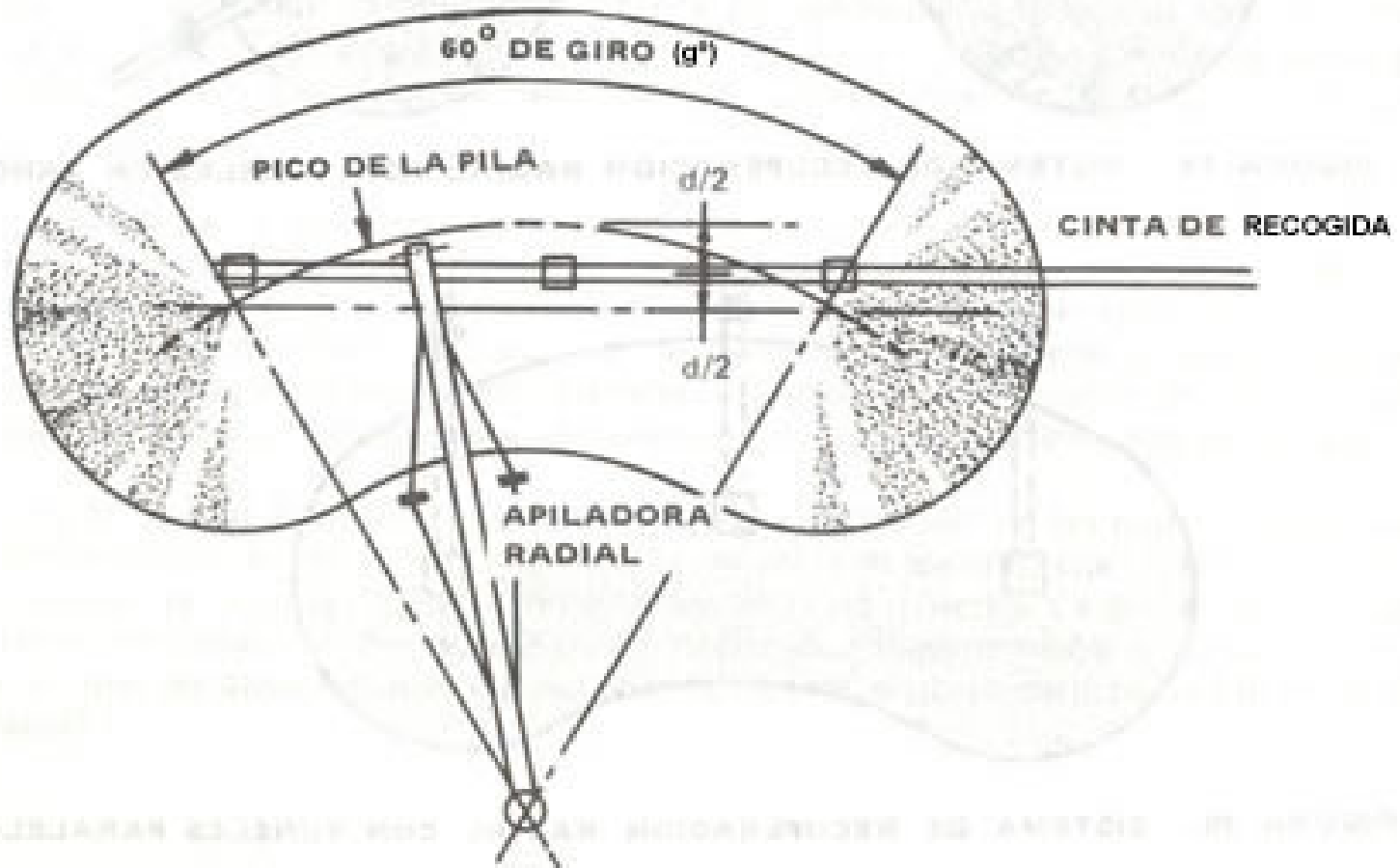


EL ALMACENAMIENTO EN USO DE UNA PILA ALARGADA SE APROXIMA AL 35% DEL VOLUMEN TOTAL ALMACENADO

EMMAGATZEMATGE: munts o piles

- a) *Desplaçament circular*. La cinta pivota sobre el suport interior i el tambor descriu un arc de cercle. Originen una pila de forma arronyonada ("kidney estocs").

Volum total = Volum de l'arc + Volum del semicons



EMMAGATZEMATGE: munts o piles

Recollida

La recollida d'un estoc sobre el sòl, es pot fer mitjançant:

- Pala carregadora:
 - a) Avantatges: Menor inversió i màxima capacitat útil.
 - b) Inconvenients: Major cost d'operació i requereix màquina i operari.
- Túnel de recollida; amb “boquilla”, alimentador i cinta transportadora.
 - a) Avantatges: Menor cost d'operació i operació contínua
 - b) Inconvenients: Major inversió (túnel, “boquilles”, alimentador i cinta. Menor capacitat útil (viva), llevat que s'utilitzi pala per empènyer.



EMMAGATZEMATGE: munts o piles

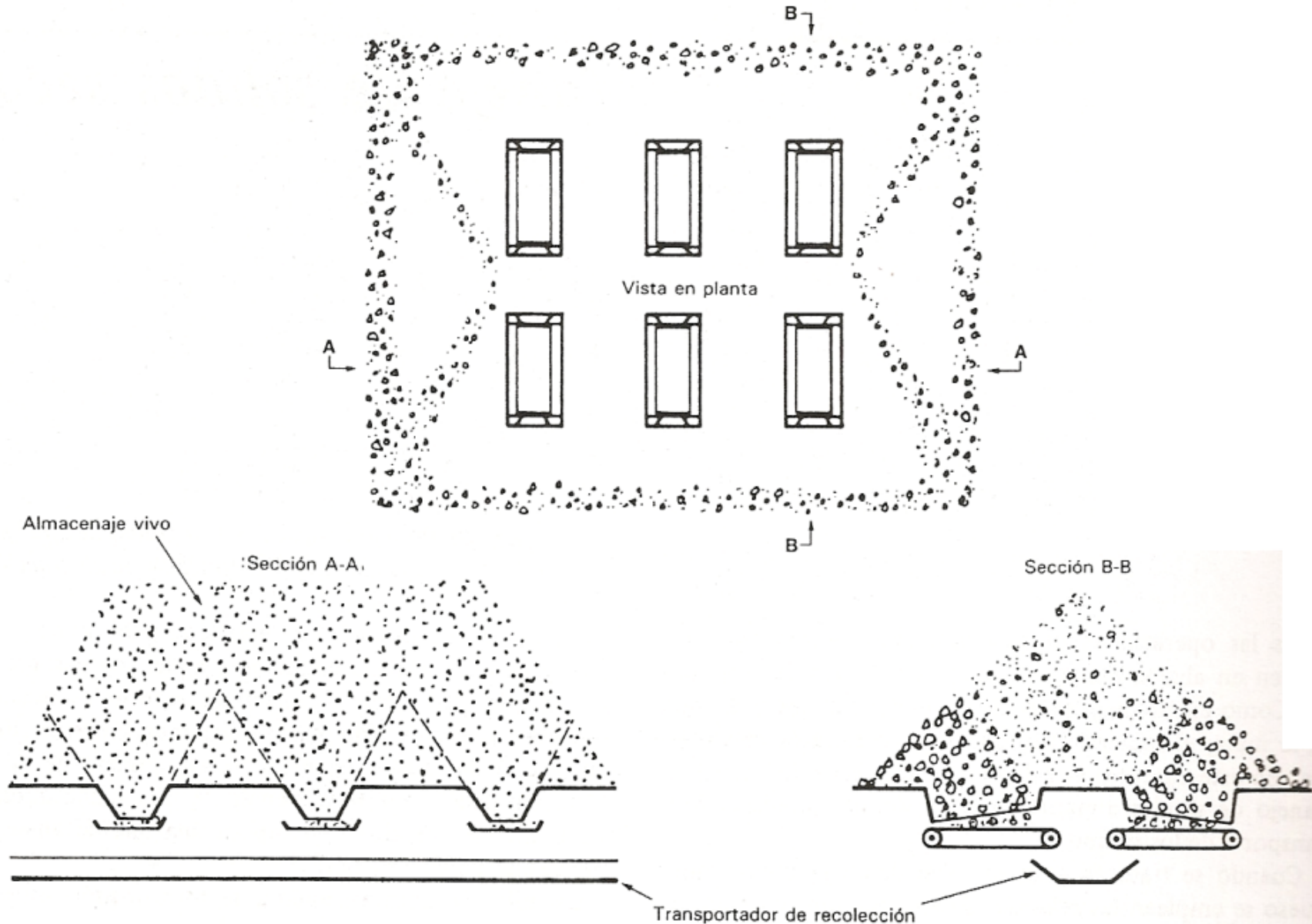


Figura 20.1 Pila de almacenamiento de mineral grueso con sistema de recuperación de túnel de fondo.² (Cortesía de Chemical Engineering.)

EMMAGATZEMATGE: munts o piles

Consideracions:

Per reduir la degradació per l'altura de la seva caiguda des l'abocament de la cinta i/o per disminuir la contaminació atmosfèrica (pols). Es pot utilitzar:

- Cinta amb elevació regulable.* Aquesta solució (apilador) encareix el cost d'inversió pel que solament s'aplica per a alguns productes finals. Redueix la degradació (trencament) i la formació de pols.



EMMAGATZEMATGE: munts o piles

- b) *Descensors verticals*: Consisteix en una estructura que va des del terra fins a l'inici de la caiguda. És una estructura constituïda de una sèrie de xapes en forma de "caixa de pedra", per les quals va caient el material. Redueix la degradació i atenua l'emissió de pols.
- c) *Tub telescòpic en la descàrrega*: Consisteix en una sèrie de cons de goma (neoprè) que estan disposats de manera que poden desenvolupar-se o recollir per adaptar-se automàticament, mitjançant un sensor, a l'altura de la pila. El tub va penjat del cap de la cinta. Redueix notablement l'emissió de pols.



EMMAGATZEMATGE: tremuges

EMMAGATZEMATGE, ALIMENACIÓ I TRANSPORT



EMMAGATZEMATGE: tremuges

Característiques:

- Capacitat menor que les sitges (30 a 300 m³).
- Es poden construir en formigó o en xapa d'acer.
- Poden ser de fons pla (mineral actua com a protecció) o inclinat.
- L'extracció es fa mitjançant alimentador o per gravetat.
- La càrrega es pot fer directament sobre camió (tremuja elevada) o mitjançant cinta.

AVANTATGES:

- Menor segregació.
- Menor contaminació.

INCONVENIENTS:

- Major inversió.
- Major cost de manteniment.



EMMAGATZEMATGE: sitges

EMMAGATZEMATGE, ALIMENATCIÓ I TRANSPORT



EMMAGATZEMATGE: sitges

Característiques:

- Forma: Cilíndrica o quadrada (de vegades rectangular).
- Material constructiu: Formigó armat o metàl·lic.
- Tipus: Obert o tancat (aquest és el més utilitzat).
- Per **protegir la sitja de l'abrasió** s'utilitzen revestiments d'acer al manganès en les sitges metàl·liques i elements vitrificats en els de formigó.
- La sitja sol ser tancat i convé que estigui equipat, en la part superior, amb una vàlvula per descomprimir l'interior per la sobrepressió produïda per l'ompliment Per **evitar la sortida de pols a l'atmosfera**, hauria d'estar connectat amb un filtre de mànegues.

S'utilitzen per:

- Materials fins (filers, etc.)
- Obtenir productes mitjançant barreja.



UPC

EMMAGATZEMATGE: sitges

Hi ha el risc amb materials fins, encara que estiguin secs, **d'adherència i formació de arcades** la qual cosa dificulta el buidatge de la sitja, solucions:

- Instal·lant a la part baixa de la sitja vibradors mecànics, canons d'aire comprimit o càmeres inflables.

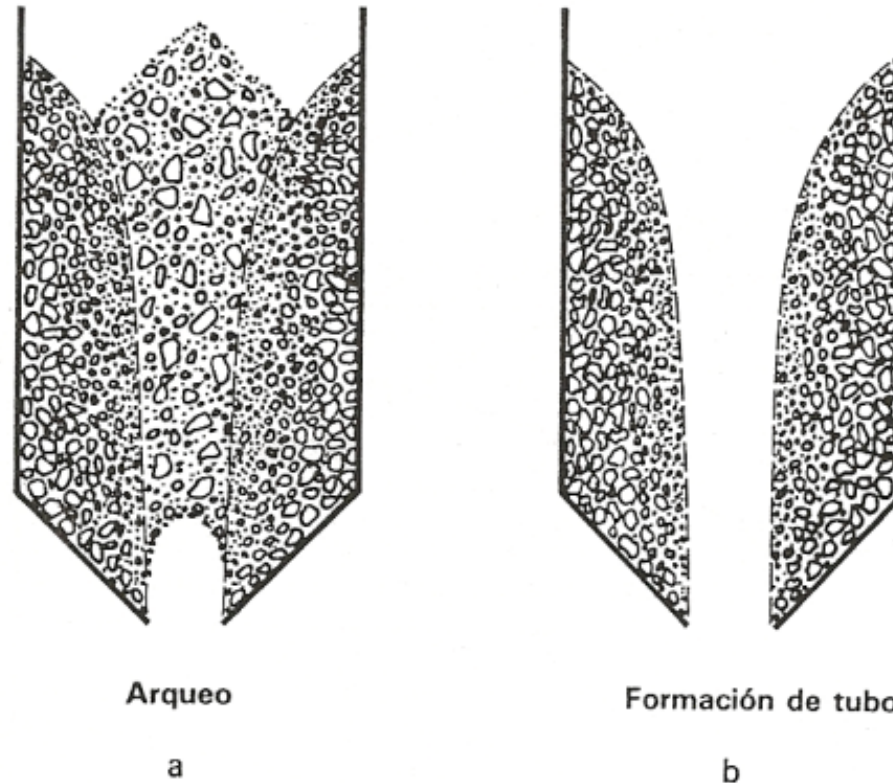


Figura 20.2 Limitaciones del flujo en tolvas. a) Arqueo, b) Formación de tubo.

EMMAGATZEMATGE: sitges

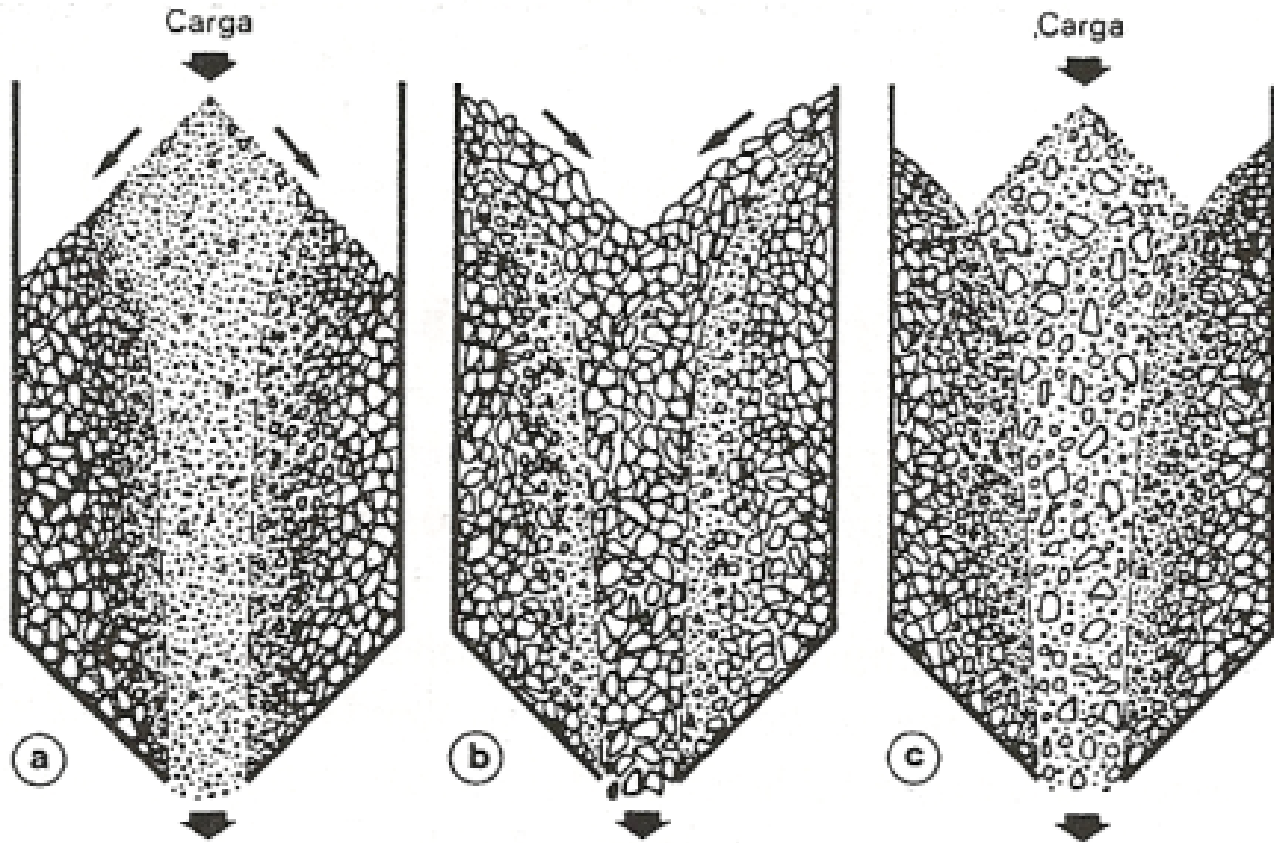


Figura 20.3 Patrones de flujo y segregación en una tolva de flujo de embudo. *a)* Flujo de entrada mayor que el de salida: sale la mayoría de los finos. *b)* Flujo de salida mayor que el flujo de entrada: sale principalmente material grueso. *c)* Flujo de entrada igual al flujo de salida: sale la misma cantidad de material que se carga. (Según Jenike.⁷)

EMMAGATZEMATGE: sitges

Pel disseny i càlcul d'una sitja s'ha de considerar:

- 1) Granulometria
- 2) Densitat
- 3) Angle de repòs
- 4) Angle de fregament intern
- 5) Angle de fregament amb la paret
- 6) Cohesió.

És freqüent que la part final de la sitja (zona de descàrrega) sigui independent d'aquest, encara que unit elàsticament. Aquest pic o zona de descàrrega es pot fer vibrar i així es facilita la fluïdesa del material.



ALIMENTADORS - FEEDER



ALIMENTADORS - FEEDER

Dispositius i màquines per regular la descàrrega del material emmagatzemat en munt, tremuja o sitja, fins a una altra màquina de transport o de procés.

El sistema a utilitzar dependrà de:

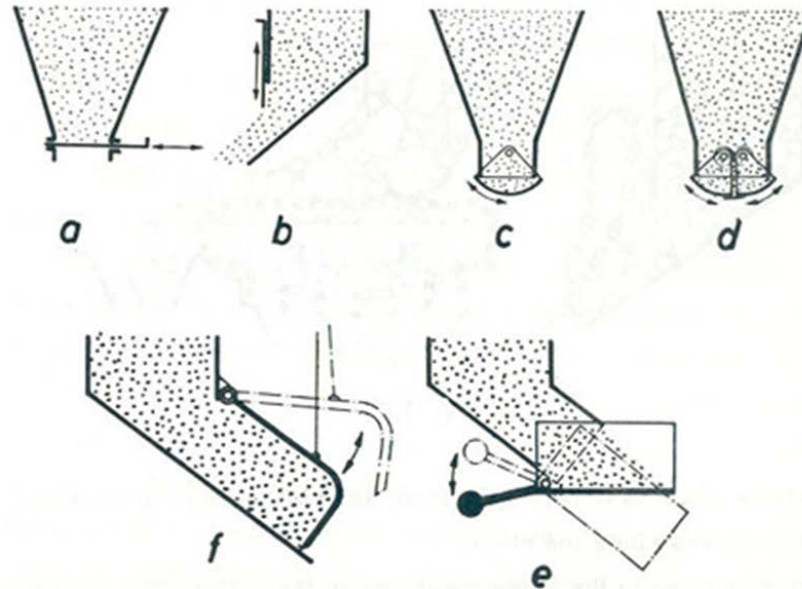
- a) Granulometria del mineral.
- b) Tipus d'emmagatzematge.
- c) Condicionants especials (eliminar fins, dosificar, etc.)



ALIMENTADORS - FEEDER

Equips que regulen alimentació a tremuges i sitges:

- Cadenes: S'instal·len en els dipòsits de frontal obert i tenen com a objecte frenar la velocitat durant la descàrrega del camió o dúmper.
- Comporta lliscant: És una placa d'acer que llisca per unes guies i té per objecte regular l'altura de l'obertura de descàrrega en els dipòsits o tremuges.
- Comporta de valva (casc): S'utilitzen en les tremuges per a descàrrega vertical i poden tenir un o dos cascots que permeten obrir o tancar la boca de descàrrega.



ALIMENTADORS - FEEDER

Vaivén (Reciprocating feeder)

És un equip antic, gairebé pràcticament en desús pel desgast que pateix i perquè alimenta discontinuament.

És una màquina senzilla i fàcil de construir. És una safata amb uns laterals, que llisca mitjançant unes rodes sobre unes guies (quadrat, carril etc.). Té un moviment de vaivé produït per un mecanisme de biela i excèntrica. En avançar, la safata arrossega el material i en retrocedir el descarrega. Admet regulació de l'amplitud de recorregut (carrera).

Es pot utilitzar per a materials mitjans o fins.

Càlcul del cabal:

$$Q \text{ [t/h]} = 0,6 \cdot A \cdot h \cdot r \cdot n \cdot f \cdot d$$

n: Freqüència (20 a 60 Hz).

Q: Cabal en t / h.

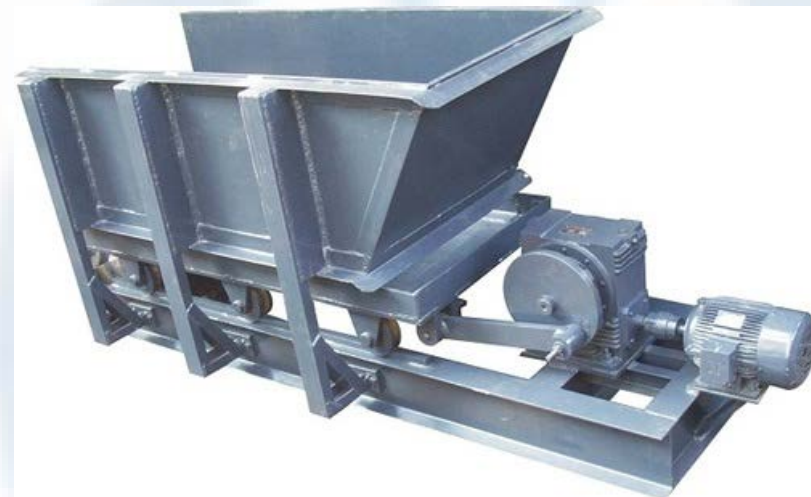
A: Amplària de la safata en m.

h: Alçada de la vena (material) en cm.

r: Recorregut de la safata (7,5-17,5) en cm.

f: Coeficient d'ompliment de la safata (0,65-0,7).

d: Densitat aparent del mineral [t/m³]



ALIMENTADORS - FEEDER

Alimentador vibrant (Vibrating feeder)

És una safata que porta adossat un dispositiu de vibració (mecànic o electromagnètic) que provoca l'avanç de les partícules mitjançant salts.

Característiques:

- La velocitat d'avanç del material va de 0 a 24 m/minut.
- Pot treballar no només en horitzontal, sinó amb una inclinació de $\pm 12^\circ$.
- Té regulació de velocitat.
- Es poden utilitzar per a una gamma molt àmplia de mides de materials (+300 mm a <100 micres)
- No és aplicable a materials humits i argilosos.
- Cabal des de 0 fins 3.000 t/h.
- Baix consum d'energia elèctrica.



ALIMENTADORS - FEEDER

Cabal i potència es calculen:

$$Q = 60 \cdot A \cdot H \cdot d \cdot f$$

$$P = 0,069 \cdot k \cdot A \cdot L$$

Q: Cabal [t/h],

P: Potència [kW]

A: Amplada safata [m]

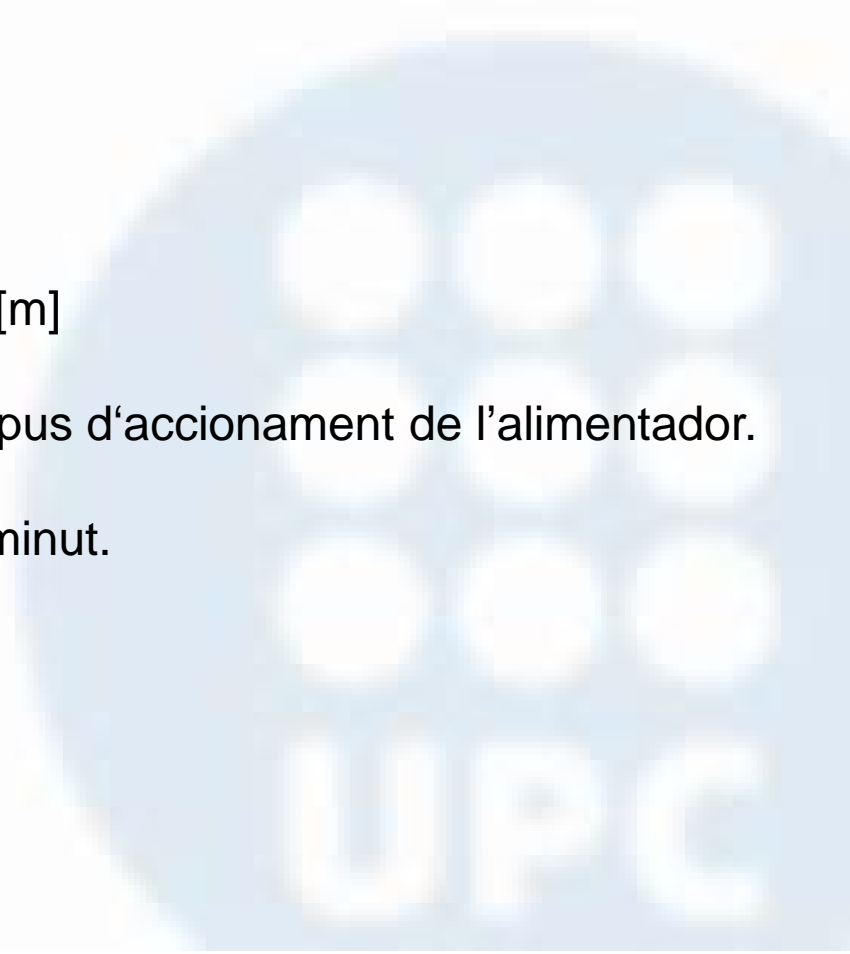
L: Longitud de la safata de l'alimentador [m]

h: Alçada del material, en m ($h=1/2 A$)

k: Factor que val 0,15 a 0,20 segons el tipus d'accionament de l'alimentador.

d: Densitat aparent del material [t/m³]

f: Velocitat d'avanç del material, 9-16 m/minut.



ALIMENTADORS - FEEDER

Primary vibrating feeder

Aquests alimentadors poden treballar en fons de tremuja de tot-ú si té robustesa adequada.

Aquests alimentadors, amb disseny especial, permeten realitzar la funció d'alimentació+precibrat que és de molta aplicació pel tot-ú, abans de la trituradora primària.

Pot anar recolzat o suspès.

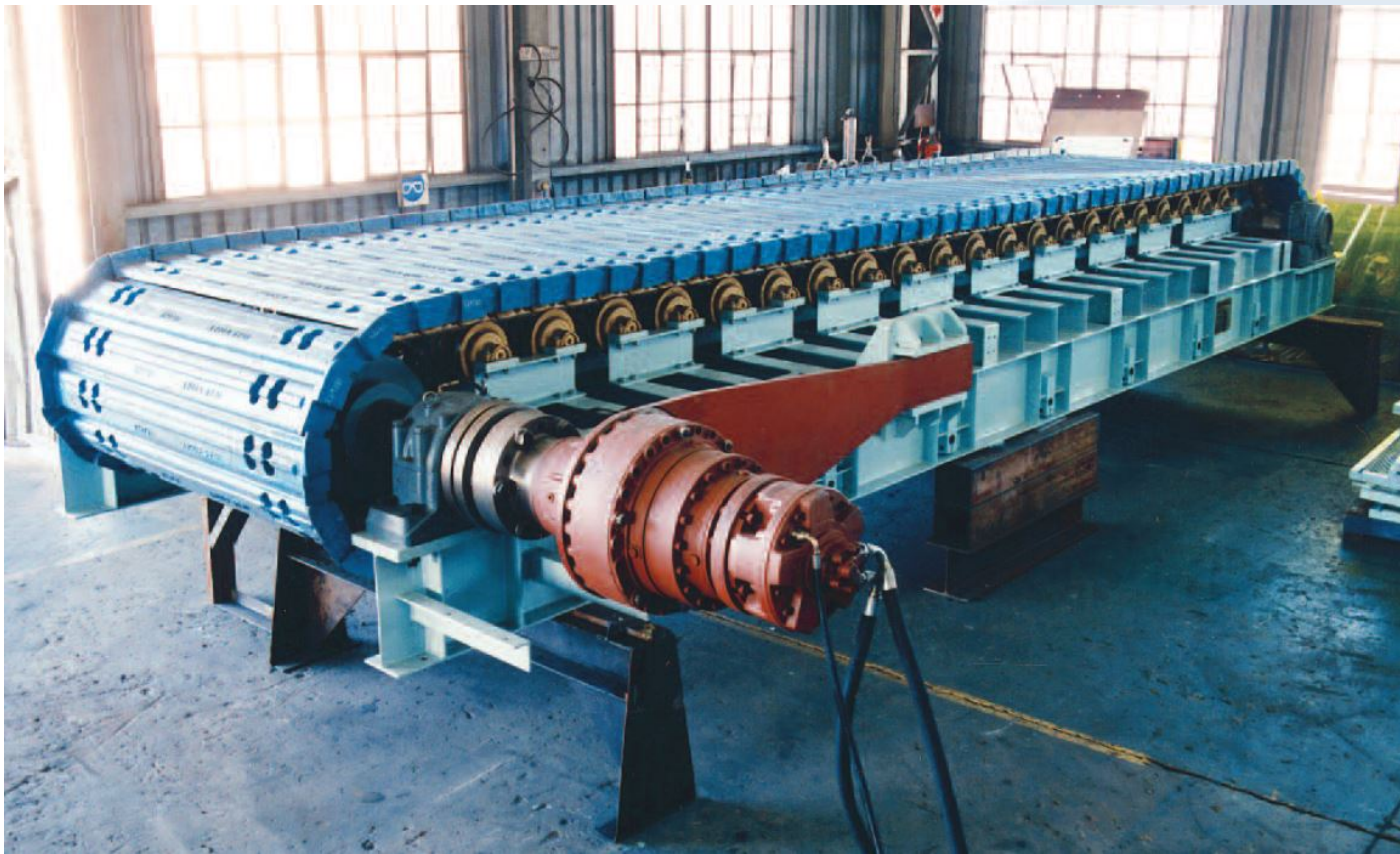


ALIMENTADORS - FEEDER

Alimentador de plaques (metal conveyor feeder)

És l'alimentador de millors prestacions per a productes gruixuts però també és, de bon tros, el de més cost d'inversió.

Són unes plaques unides articuladament que llisquen arrossegades mitjançant un tambor de cap motriu i retornen per mitjà d'un altre tambor de cua.



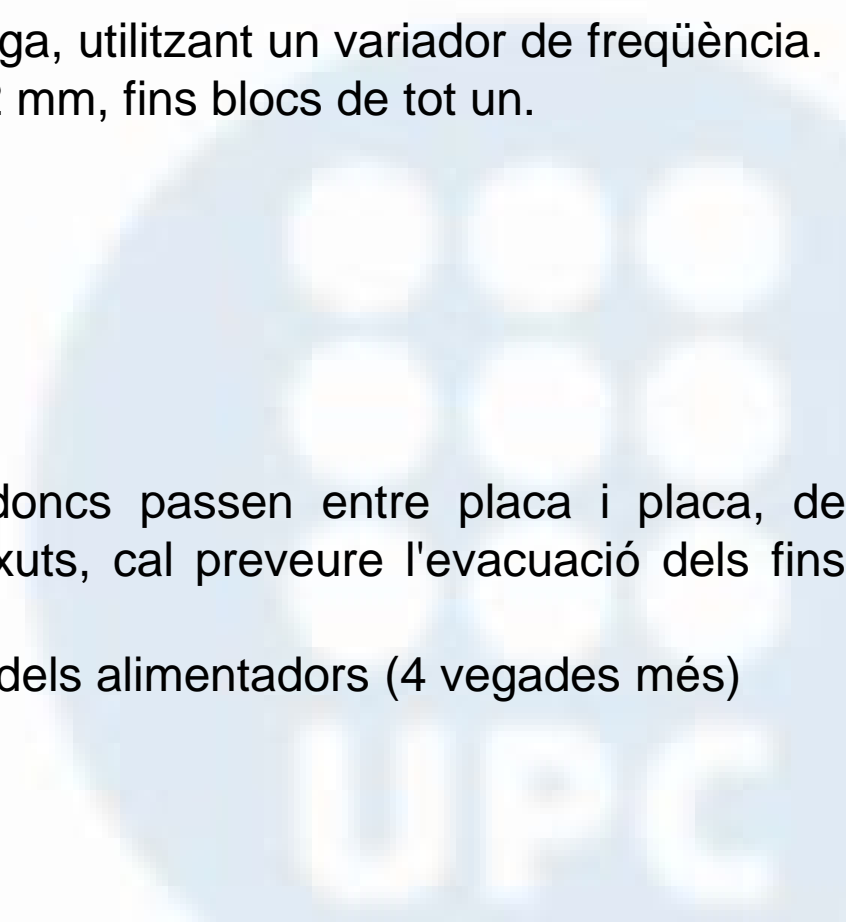
ALIMENTADORS - FEEDER

Característiques:

- Si està degudament dimensionat, pot treballar en fons de tremuja de tot un.
- No té dificultat per treballar amb materials enganxosos.
- Pot ser horitzontal o ascendent, la qual cosa permet guanyar alçada i disminuir l'obra civil d'infraestructura.
- Admet regulació de velocitat en càrrega, utilitzant un variador de freqüència.
- Pot treballar amb materials des de 12 mm, fins blocs de tot un.
- Capacitat des de 60 a 2000 t/h.
- Velocitat d'avanç de 3 a 4,5 m/minut.

Inconvenients:

- Inversió elevada
- Màquina molt molt pesats
- No apta per granulometries fines doncs passen entre placa i placa, de manera que fins i tot manejant gruixuts, cal preveure l'evacuació dels fins que contenen.
- Major consum energètic que la resta dels alimentadors (4 vegades més)



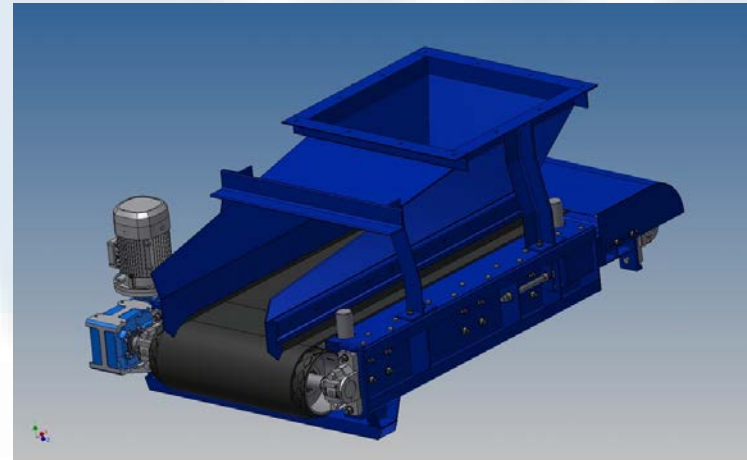
ALIMENTADORS - FEEDER

Alimentador de banda (conveyor feeder)

És una banda de goma, contínua, que es recolza en rodets horitzontals molt propers i és arrossegada per un tambor motriu i un altre de retorn.

Característiques:

- La seva amplada és la de les bandes normalitzades i la longitud de 1,5 a 3 m.
- S'utilitzen per a materials des de 200 mm a 0,074 micres, però la seva millor prestació està entre els 25 mm i 0,150 mm.
- Velocitat d'avanç de la banda; 0,3 a 30 m/minut, sent una bona velocitat 15 m/minut.
- Potència: 3 a 50 CV
- Cabal entre 5 i 1.500 t / h, depenent de la velocitat, amplada i tipus de material.



ALIMENTADORS - FEEDER

Avantatges:

- Màquina senzilla.
- Permet una bona regulació del cabal (dosificador).
- Admet regulació de velocitat, si s'instal·la un variador de velocitat.
- Consum d'energia relativament baix.
- Pot treballar horitzontalment o amb pendent.

Inconvenients:

- Trencament de la banda, si el material té arestes vives i desgast si és abrasiu.
- Cal preveure en la tremuja un dispositiu que permeti retirar la banda sense que caigui el material.

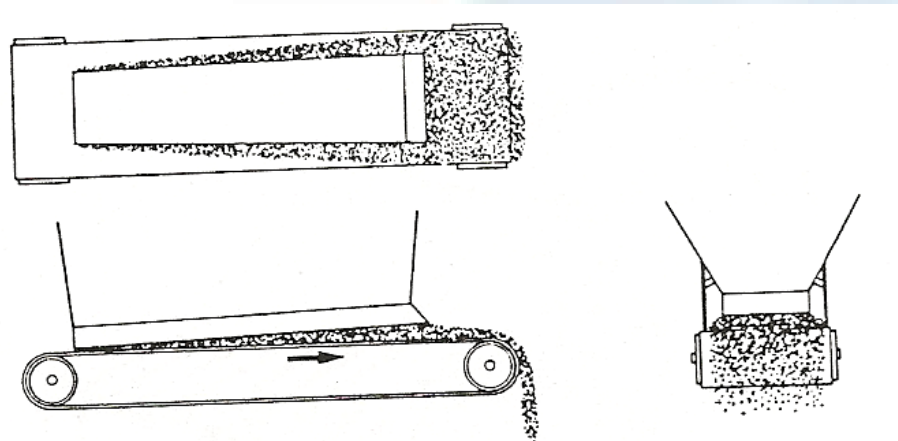


Figura 20.15 Alimentador de banda continua o banda articulada en el que se muestra la capacidad de transporte creciente en la dirección del flujo. (Según Johanson.¹⁸)

ALIMENTADORS - FEEDER

La capacitat màxima de transport C [t/h]:

$$C = S \cdot 3.600 \cdot v \cdot d$$

On la densitat aparent és d (t/m³) i la velocitat és v (m/s). S (m²) s'obté de la taula adjunta en funció de l'angle de talús i amplada banda.

Anchura de banda B (mm)	Ángulo de talud dinámico, ρ	Bandas planas (S)
300	0°	-
	10°	0,0014
	20°	0,0029
	30°	0,0044
400	0°	-
	10°	0,0028
	20°	0,0057
	30°	0,0087
500	0°	-
	10°	0,0047
	20°	0,0094
	30°	0,0145
650	0°	-
	10°	0,0083
	20°	0,0169
	30°	0,0259
800	0°	-
	10°	0,0130
	20°	0,0265
	30°	0,0406
1000	0°	-
	10°	0,0210
	20°	0,0427
	30°	0,0653
1200	0°	-
	10°	0,0308
	20°	0,0626
	30°	0,0958
1400	0°	-
	10°	0,0425
	20°	0,0864
	30°	0,132
1600	0°	-
	10°	0,056
	20°	0,114
	30°	0,175

ALIMENTADORS - FEEDER

Alimentador de cargol

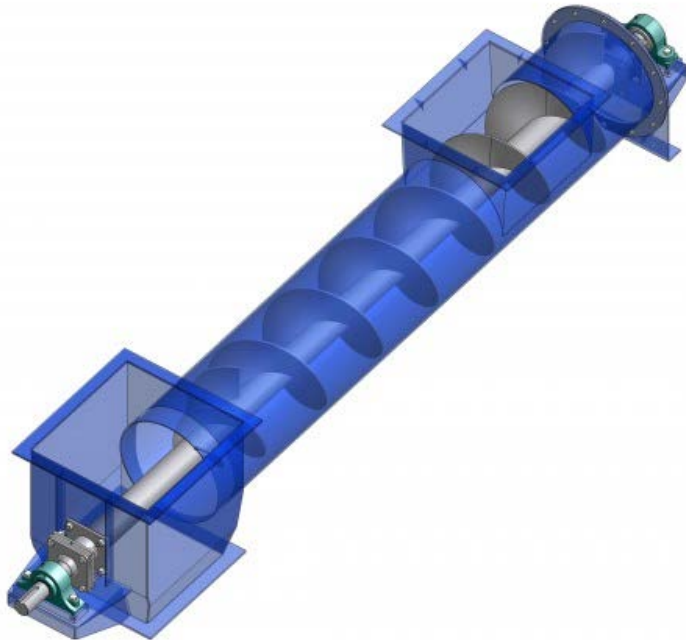
S'utilitza generalment per materials fins emmagatzemats en tremuges o sitges i per baixos cabals.

És un cargol helicoïdal, que pot ser de simple, doble o de triple pas.

El diàmetre oscil·la entre 50-600 mm i la longitud entre 0,6 m i 6 m. La capacitat va des de 2 a 200 t/h.

Treballa amb un grau d'ompliment del 95%.

Potència 1 a 10 CV.



Alimentador de Tornillo

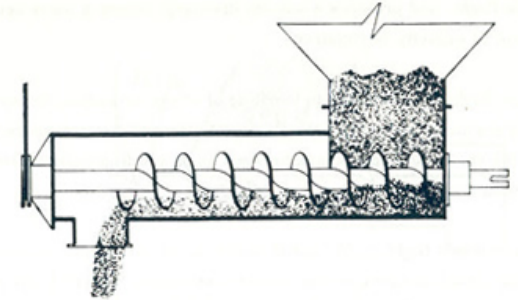
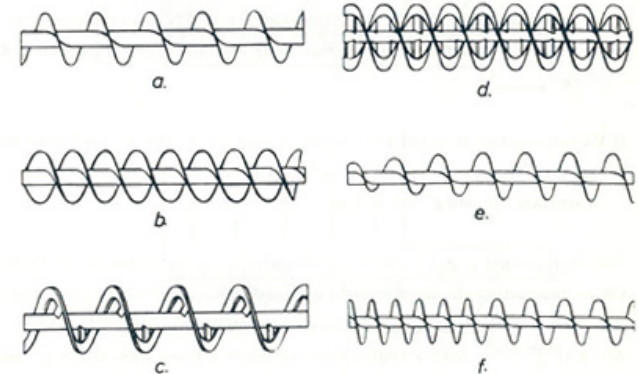


Fig. 114



ALIMENTADORS - FEEDER

Avantatges:

- Són bons per gestionar productes molt fins.
- Consum energètic per t/h, alt.
- Al estar capotats eviten la sortida de pols en fase d'alimentació i transport.

Inconvenients:

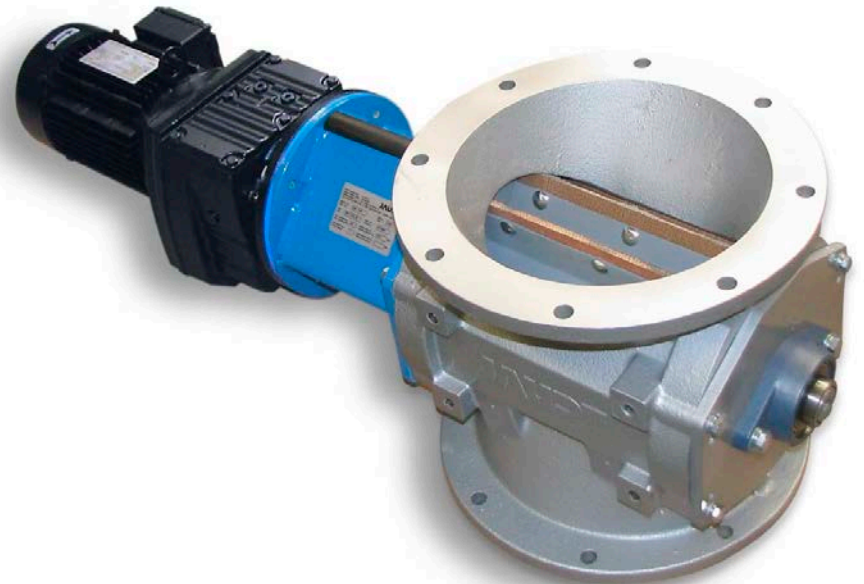
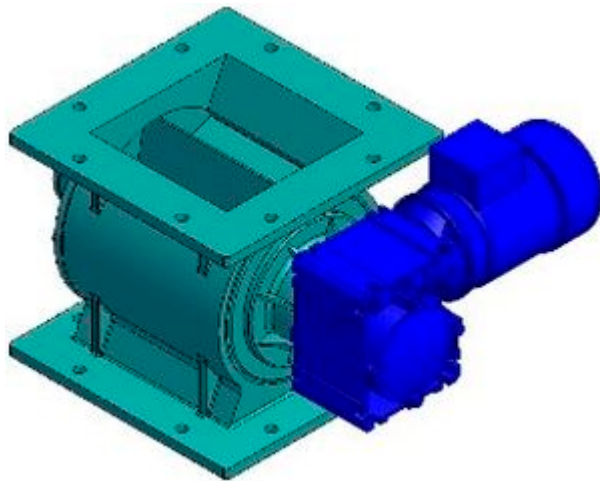
- Capacitat limitada.
- No apte per a materials abrasius.



ALIMENTADORS - FEEDER

Vàlvula rotativa

S'utilitzen per a la descàrrega de materials fins o granulars de sitges. El volum descarregat per rpm depèn de la mida dels alvèols. Permet descarregar el material en un sistema de transport pneumàtic ja que pot estar allotjat en una carcassa hermètica, el que evita la comunicació entre zones que estiguin a diferent pressió.



ALIMENTADORS - FEEDER

Tipo	Capacidad, m ³ /hr	Descripción y aplicaciones
De banda continua o de banda articulada	20-700	El alimentador de banda está formado por una banda plana impulsada por una polea motriz. Se usa mucho para alimentar desde boquillas ranuradas (longitud ilimitada, figura 20.15). Está limitado a un tamaño máximo de partícula de aproximadamente 15 cm. Las partículas no deben chocar sobre la banda. Los alimentadores de banda articulada tienen una "banda" de placas de acero traslapadas para aplicaciones en servicio pesado: rocas grandes, impacto directo, sólidos calientes. Ambos se utilizan extensamente.
De tornillo	5-100	Hélice o tornillo de paso variable, creciente en la dirección del flujo. Variación del paso entre 0.5 y 1.5 diámetros. El tamaño de las partículas debe ser menor que el paso más pequeño. No es adecuado para sólidos abrasivos. Pueden ser totalmente cerrados, y así se utilizan cuando el derrame y el desprendimiento de polvo constituyen un problema.

ALIMENTADORS - FEEDER

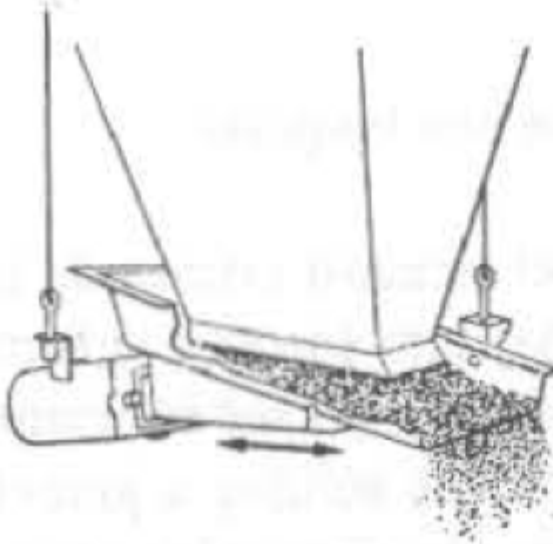
De mesa giratoria



5-300

Mesa circular giratoria. El faldón se eleva arriba de la mesa en forma helicoidal. Los sólidos salen forzados de la boquilla, removidos por una raspa fija. Se limita a partículas pequeñas. El derrame es escaso.

Vibratorio



15-600

La fuente de vibración puede ser mecánica, electromecánica o electromagnética (figura 20.13). Se utiliza con abertura redonda, cuadrada o de ranura corta. No se utiliza con sólidos cohesivos. Es posible ejercer control preciso de la alimentación. Puede combinarse con una criba (figura 20.14).

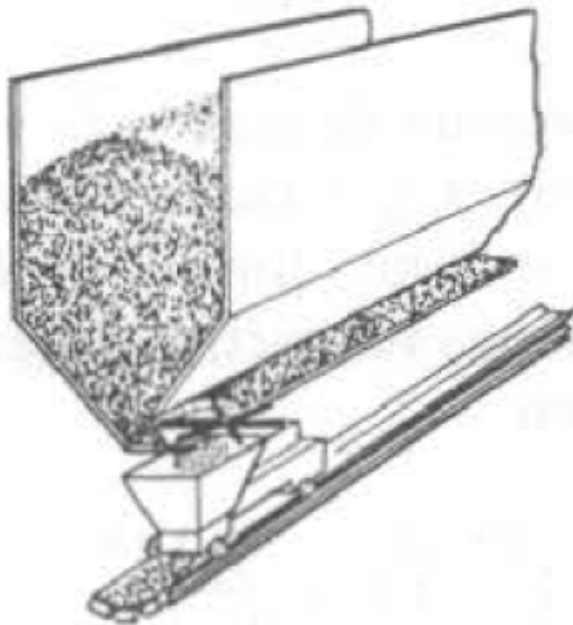
ALIMENTADORS - FEEDER

De estrella



Proporciona extracción uniforme a lo largo de la abertura de ranura. Puede usarse con abertura de ranura larga.

De rastra giratoria



200-1900

Extrae de un punto a la vez, pero puede usarse con aberturas de ranura larga. Se usa en pilas de almacenamiento de mineral grueso de gran volumen.

TRANSPORT

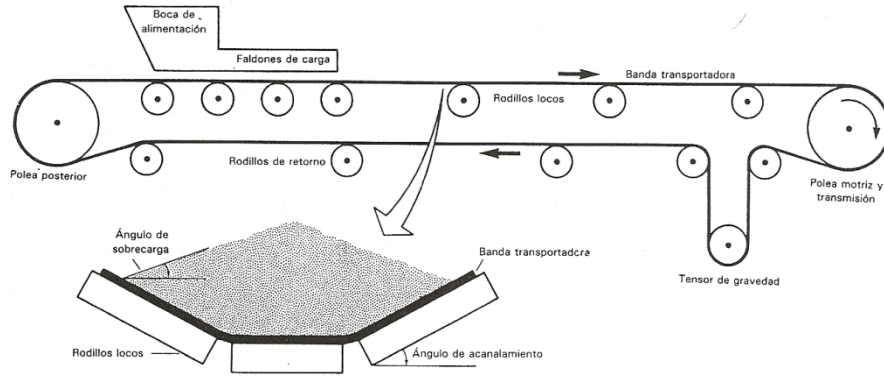
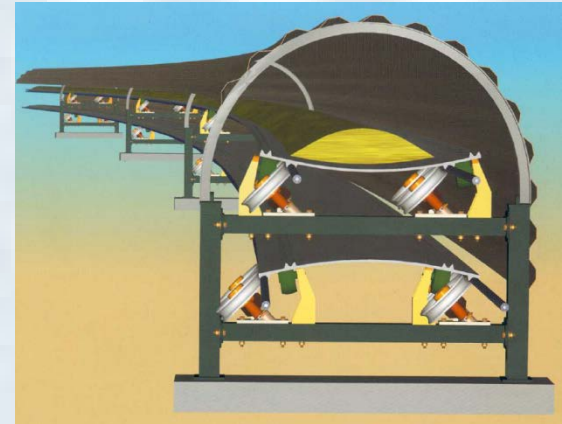


Figura 20.16 Representación de un transportador de banda.



CÀCUL DE CINTES TRANSPORTADORES

Tabla G-1 Características de los materiales a granel

Material	Clase	Peso promedio, lb/pie cúbico	Ángulo máximo de transporte	Material	Clase	Peso promedio, lb/pie cúbico	Ángulo máximo de transporte
Cenizas, carbón mineral, secas, menos 3''	D46T 40°	35-40	20°-25°	Mineral de hierro	D36 35°	100-200	18°-20°
Cenizas, carbón mineral, húmedas, menos 3''	C46T 50°	45-50	23°-27°	Arcilla de caolín, menos 3''	D36 35°	63	19°
Barita	D36	180	18°	Lignito, secado al aire	D25	45-55	20°
Barita, triturada menos 3''	D36	75-85	20°	Cal, molida, menos 1/8''	B45 x 43°	60-65	23°
Bentonita, menos 100 mallas	A26XY	50-60	20°	Cal, en guijarros	D35 30°	53-56	17°
Bórax, fino	B26T	45-55	20°-22°	Cal, más de 1/2''	D35	55	18°
Hierro fundido, hojuelas	C46	130-200	20°	Caliza, agrícola	B26	68	20°
Cemento Portland	A26M 39°	94	20°-23°	Caliza, triturada	C26X 38°	85-90	18°
Cemento, clinker de	D37 30° -40°	75-95	18°-20°	Mineral de manganeso	D37 39°	125-140	20°
Carbón vegetal	D36Q 35°	18-25	20°-25°	Mármol, triturado, más de 1/2''	D27	80-95	20°
Cenizas, carbón mineral	D37T 35°	40	20°	Mica, molida, menos 1/8''	B36 34°	13-15	23°
Carbón mineral, antracita clasificado, 3/8'' a 6''	C26 27°	55-60	16°	Roca fosfatada	D26 25° -30°	75-85	12° -15°
Carbón mineral, bituminoso, suelto	C45T 40°	43-50	22°	Sal gruesa, seca	C25TU	40-45	18° -22°
Carbón mineral, bituminoso, como sale de la mina	D35T 38°	45-55	18°	Sal fina, seca	D26TUW 25°	70-80	11°
Café, en grano	C25Q 25°	32	10° -15°	Arena de banco, húmeda	B47 45°	110-130	20° -22°
Coque, suelto	D47QVT	23-35	18°	Arena de banco, seca	B37 35°	90-110	16° -18°
Coque, de petróleo	D36V	35-45	20°	Arena de fundición, preparada	B47	80-90	24°
Coque, cisco, menos 1/4''	C37Y 30° -45°	25-35	20° -22°	Arena de fundición, cerrida	D37 39°	90-100	22°
Concreto, húmedo:				Arena de sílice, seca	B27	90-100	10° -15°
Terrones de 6''	D26	110-150	12°	Arena, saturada	B27	110-130	15°
Terrones de 4''	D26	110-150	20° -22°	Pizarra, triturada	C36 39°	85-90	22°
Terrones de 2''	D26	110-150	24° -26°	Escoria de horno, triturada	A27 25°	80-90	10°
Mineral de cobre	D27	120-150	20°	Escoria de granulada	C27 25°	60-65	13° -16°
Coral, triturado	D26	40-45	20°	Pizarra, triturada, menos 1/2''	C26 28°	80-90	15°
Maíz, desgranado	C25NW 21°	45	10°	Pizarra molida, menos 1/8''	A36Y 35°	70-80	20°
Vidrio de desecho, triturado	D37Z	80-120	20°	Ceniza de sosa, ligera	A36Y 37°	20-35	22°
Cisco de carbón, menos 3/64'', húmedo	B25TVY	45-60	20°	Ceniza de sosa, pesada	B36 32°	55-65	19°
Dolomita, en terrones	D26	90-100	22°	Piedra, triturada	D36V	85-90	20°
Tierra común, tierra negra, secas	B36 35°	70-80	20°	Piedra, granzas de	C36	85-90	18°
Tierra, arcilla, secas	B36 35°	65	20°	Piedra, polvo de	B36Y	75-85	20°
Tierra, húmeda	B46 45°	100-110	23°	Sulfato, triturado, menos 1/2''	C25NS	50-60	20°
Feldespató, molido, menos 1/8''	B36 38°	70-85	18°	Sulfato, en terrones, menos 3''	D25NS	80-85	18°
Espato fluor, calcinado	D46	110-120	20°	Sulfato, pulverizado	B25NW	50-60	21°
Tierra de Fuller, calcinada	B26 35°	40	20°	Roca estéril, triturada	D37	100-110	20°
Tierra de Fuller, en bruto	B26 35°	35-40	20°	Mineral de vermiculita	D36Y	70-80	20°
Vidrio, lote	D27Z	80-100	20° -22°	Trigo	C25N 28°	45-48	12°
Granita, triturado	D27	95-100	20°	Virutas de madera	E45WY	10-30	27°
Grava, tamaño medio, mezclada	D27 38° -40°	90-100	20°				
Grava, cantos agudos	D27 40°	90-100	15° -17°				
Grava, guijarros	D36 30°	90-100	12°				
Yeso, calcinado	C36 40°	70-80	21°				
Yeso, triturado	D26 30°	70-80	15°				
Yeso, pulverizado	A36Y 42°	60-70	23°				

CLAVE DE LA CLASIFICACION DE MATERIALES

Características de tamaño
 A - Muy fino, menos de 100 mallas
 B - Fino, menos de 1/8''
 C - Granular, 1/8'' a 1/2''
 D - En terrones, más de 1/2''
 E - Irregular, fibroso, entrelazado, con aglomeraciones

Características de flujo
 2 - De flujo libre, ángulo de reposo 20° a 30°
 3 - Flujo regular, ángulo de reposo 30° a 45°
 4 - Flujo lento, ángulo de reposo mayor de 45°

Características de abrasión
 5 - No abrasivo
 6 - Abrasivo
 7 - Muy abrasivo

Características diversas
 N - Contiene polvo explosivo
 O - Degradable, afecta su uso o comercialización
 S - Sumamente corrosivo
 T - Poco corrosivo
 U - Higroscópico
 V - Se entrelaza o aglomera
 W - Con aceites o sustancias químicas presentes, puede afectar a los productos de caucho
 X - Se empaqa bajo presión
 Y - Muy ligero y fofo, puede ser dispersado por el viento
 Z - Temperatura elevada

Ejemplo: Caliza, triturada - C26X 38°
 C - Granular, 1/8'' a 1/2''
 2 - Flujo libre, ángulo de reposo 20° a 30°
 6 - Abrasivo
 X - Se empaqa bajo presión
 38° - Ángulo de reposo

CÀCUL DE CINTES TRANSPORTADORES

Tabla G - 2

Capacidad en TPH de transportadores de banda con superficie cóncava y rodillos iguales
(1) Para material de 100 lb/pie cúbico a una velocidad de banda de 100 pies/minuto

(4) Terrones de tamaño máximo para sobrecarga de 20°

Ancho de la banda	(3) Ángulo de sobrecarga												Tamaño uniforme	(2) Mezclado con 50% de finos
	Rodillos de carga a 20°			Rodillos de carga a 35°				Rodillos de carga a 45°						
	20°	25°	30°	10°	20°	25°	30°	5°	10°	20°	25°	30°		
18"	50	56	63	53	65	70	75	55	60	70	75	80	4"	4"
24"	96	108	120	102	122	132	142	106	115	132	140	150	5"	7"
30"	157	175	195	167	200	215	232	175	187	215	230	244	6"	10"
36"	230	260	290	248	295	318	343	258	278	318	340	360	7"	12"
42"	320	360	400	344	408	442	475	358	386	440	470	500	8"	14"
48"	430	480	530	457	540	585	630	475	510	584	623	660	10"	16"
54"	547	612	678	585	693	750	806	608	655	748	797	845	11"	18"
60"	680	762	844	730	863	933	1000	758	815	930	992	1050	12"	20"

- Para material de peso diferente de 100 lb/pie cúbico - Capacidad = Capacidad indicada en la tabla $\times \frac{\text{peso/pie cúbico}}{100}$
- El 50% de finos se define como el 50% menor de la mitad del tamaño máximo.
- El ángulo de sobrecarga es alrededor de 15° menor que el ángulo de reposo.
- Para sobrecarga de 30°, úsese la mitad del tamaño de terrón que para sobrecarga de 20°.

Tabla G - 3

Velocidades de banda máxima recomendadas en pies/minuto

Material			Ancho de la banda							
	Características	Ejemplo	18"	24"	30"	36"	42"	48"	54"	60"
Tamaño máximo de los terrones	No abrasivo	Carbón mineral, tierra	350	400	450	500	550	600	600	600
	Terso - abrasivo	Grava	300	350	400	450	500	550	550	550
	De cantos mellados y agudos - abrasivo	Piedra, mineral	250	300	350	400	450	500	500	500
Mitad del tamaño máximo de terrones	No abrasivo	Carbón mineral, tierra	400	450	500	550	600	650	700	750
	Terso - abrasivo	Grava	350	400	450	500	550	600	650	700
	De cantos mellados y agudos-abrasivo	Piedra, mineral	300	350	400	450	500	550	600	650
Granular, 1/8" a 1/2"		Arena, granos, virutas de madera	400	500	600	700	800	900	900	900
Polvos en aereación		Cemento, polvo de chimenea	200 a 300							
Transportadores con descarga acanalada			200							

CÀCUL DE CINTES TRANSPORTADORES

Tabla G-4 FACTOR (x)

Potencia en el eje de mando para el transportador vacío y la velocidad de la banda de 100 pies/minuto

(Para otras velocidades tomar la proporción directa)

Distancia entre centros, pies	Ancho de la banda					
	18"	24"	30"	36"	42"	48"
25	.44	.53	.62	.72	.82	.98
50	.47	.57	.67	.77	.89	1.06
100	.52	.63	.76	.87	1.02	1.21
150	.57	.69	.85	.97	1.15	1.36
200	.62	.76	.93	1.08	1.28	1.50
250	.67	.82	1.02	1.18	1.41	1.65
300	.72	.89	1.11	1.29	1.54	1.80
350	.77	.95	1.20	1.39	1.67	1.95
400	.82	1.02	1.28	1.50	1.80	2.10
450	.87	1.08	1.37	1.60	1.93	2.25
500	.92	1.15	1.46	1.71	2.06	2.40

Tabla G -5 FACTOR (y)

Potencia en el eje de mando para mover la carga horizontalmente
Cualquier velocidad de banda - Cualquier material

Distancia entre centros, pies	Capacidad - toneladas cortas por hora									
	50	100	150	200	250	300	350	400	500	600
25	.25	.50	.76	1.01	1.26	1.51	1.77	2.02	2.52	3.03
50	.28	.57	.85	1.14	1.42	1.70	1.99	2.27	2.84	3.41
100	.35	.69	1.04	1.39	1.74	2.08	2.43	2.78	3.47	4.17
150	.41	.82	1.23	1.64	2.05	2.46	2.87	3.28	4.10	4.92
200	.47	.95	1.42	1.89	2.37	2.84	3.31	3.79	4.73	5.68
250	.54	1.07	1.61	2.15	2.68	3.22	3.75	4.29	5.36	6.44
300	.60	1.20	1.80	2.40	3.00	3.60	4.20	4.80	6.00	7.20
350	.66	1.32	1.98	2.65	3.31	3.97	4.64	5.30	6.63	7.95
400	.72	1.45	2.17	2.90	3.63	4.35	5.08	5.81	7.26	8.71
450	.79	1.58	2.36	3.16	3.94	4.73	5.52	6.31	7.89	9.47
500	.85	1.70	2.55	3.41	4.26	5.11	5.96	6.82	8.52	10.23

NOTA: Los valores de Hp indicados son para rodillos con rodamientos antifricción.

Tabla G - 6 FACTOR (z)

Potencia en el eje de mando para elevar la carga verticalmente
Cualquier velocidad de banda - Cualquier material

Distancia vertical de elevación, pies	Capacidad - toneladas cortas por hora									
	50	100	150	200	250	300	350	400	500	600
5	.25	.51	.76	1.01	1.26	1.51	1.76	2.02	2.52	3.03
10	.51	1.01	1.52	2.02	2.52	3.03	3.53	4.04	5.05	6.06
20	1.01	2.02	3.03	4.04	5.05	6.06	7.07	8.08	10.10	12.12
30	1.52	3.03	4.55	6.06	7.57	9.09	10.60	12.12	15.15	18.18
40	2.02	4.04	6.06	8.08	10.10	12.12	14.14	16.16	20.20	24.24
50	2.53	5.05	7.58	10.10	12.62	15.15	17.67	20.20	25.25	30.30
60	3.03	6.06	9.09	12.12	15.15	18.18	21.21	24.24	30.30	36.36
70	3.54	7.07	10.60	14.14	17.67	21.21	24.74	28.28	35.35	42.42
80	4.04	8.08	12.12	16.16	20.20	24.24	28.28	32.32	40.40	48.48

LA POTENCIA TOTAL EN EL EJE DE MANDO (HP) ES LA SUMA DE LOS FACTORES (x) + (y) + (z)

Nota: Si el factor (z) es mayor de la mitad de la suma (x + y), es necesario instalar freno a contravuelta.

CÀLCUL DE CINTES TRANSPORTADORES

Problema 8.1. Selecciona una cinta transportadora per transportar 4 m³/min de mineral de ferro de 150 mm. Surt d'una sitja i va fins a la trituració secundària, una distància horitzontal de 56 m i vertical de 18 m. La densitat del mineral és de 2200 kg/m³. (137 lb/peu³)

Resolució:

1. Característiques del material a granel, taula G.1: mineral de ferro , D36-35°
 D - en trossos de ½" (1,28 cm). La mida és de 15 cm.
 3 - flux regular, angle de repòs 30 a 45°.
 6 - abrasiu.
 35° - angle de repòs de 35°.
2. Càlcul de l'angle de sobrecàrrega:
 Punt 3 taula G2: Angle de sobrecàrrega = angle de repòs – 15
 Angle de sobrecàrrega = 35-15 = 20°
3. Càlcul de l'angle d'encanalament o dels rodets laterals.
 Entre les tres opcions de 20, 35 i 45° de la taula G2, escollim la de 20° per ser la de màxima capacitat.
4. Càlcul mínim d'ample de banda.
 Amb la taula G2 per a mida de trossos uniforme de 15 cm (6"), sobrecàrrega de 20° i rodets a 20°: resulta una banda mínima de 24" (61 cm).
5. Capacitat de la banda.
 Aquesta disposa d'una capacitat de 96 t/h (taula G2), que cal corregir:

$$96 \frac{\text{t}}{\text{h}} \cdot \frac{137 \frac{\text{lb}}{\text{m}^3}}{100 \frac{\text{lb}}{\text{m}^3}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{2,2 \text{ t}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 1 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}$$

CÀCUL DE CINTES TRANSPORTADORES

Aleshores per poder transportar els 4 m³/min cal una velocitat 4 vegades superior:

$$30 \frac{m}{min} \cdot \frac{4 \frac{m^3}{min}}{1 \frac{m^3}{min}} = 120 \frac{m}{min}$$

Per a una banda de 61 cm (24").

6. Velocitat màxima de la banda de 24" (61 cm), taula G3.

Per a bandes de 24", material abrasiu, amb mida màxima dels trossos de 15 cm (terso, abrasiu), segons la taula G3 és de 350 peus/min (106 m/min). CAL UNA BANDA MÉS GRAN.

7. Amb la banda superior de 30" (76 cm):

Capacitat (taula G2):

$$157 \frac{t}{h} \cdot \frac{137 \frac{lb}{m^3}}{100 \frac{lb}{m^3}} \cdot \frac{1 m^3}{2,2 t} \cdot \frac{1 h}{60 min} = 1,63 \frac{m^3}{min}$$

Aleshores la velocitat haurà de ser:

$$30 \frac{m}{min} \cdot \frac{4 \frac{m^3}{min}}{1,63 \frac{m^3}{min}} = 74 \frac{m}{min}$$

I com la velocitat màxima de la banda és (G3): 400 peus/min (122 m/min).

La banda haurà de ser de com a mínim 76 cm (30"), a 74 m/min i un angle de encanament o de rodets de 20°.



CÀLCUL DE CINTES TRANSPORTADORES

8. Càlcul de la potència del motor.

a) Potència per vèncer la fricció i moure la banda buida (taula G4).

Són 56 m (184 peus) amb una banda de 30" i a la taula G4 resulta una potència de 0.93 HP (0.69 kW).

Però la velocitat és de 30 m/min (100 peus/min), aleshores la potència a 74 m/min serà:

$$0,69 \text{ kW} \cdot \frac{74 \frac{\text{m}}{\text{min}}}{30 \frac{\text{m}}{\text{min}}} = 1,702 \text{ kW}$$

b) Potència per moure 4m³/min (582 t_c/h) en 56 m (184 peus) horitzontals.

$$4 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} \cdot \frac{2,2 \text{ t}}{1 \text{ m}^3} \cdot \frac{1 \text{ t}_c}{0,908 \text{ t}} \cdot \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} = 582 \frac{\text{t}_c}{\text{h}}$$

Taula G5: 5,68 HP (4,2 kW).

c) Potència per elevar 18 m (59 peus) 4m³/min (582 t_c/h).

Taula G6: 36,36 HP (27,1 kW)

POTÈNCIA TOTAL = 1,7 + 4,2 + 27,1 = 33 kW

9 . **RESUM: Banda de 76 cm (30") d'ample, amb rodets laterals a 20°, a 74 m/min, i una potència mínima necessària de 33 kW.**

NOTA: 1 kW = 1,341 HP



PLANTES DE PROCESSAMENT

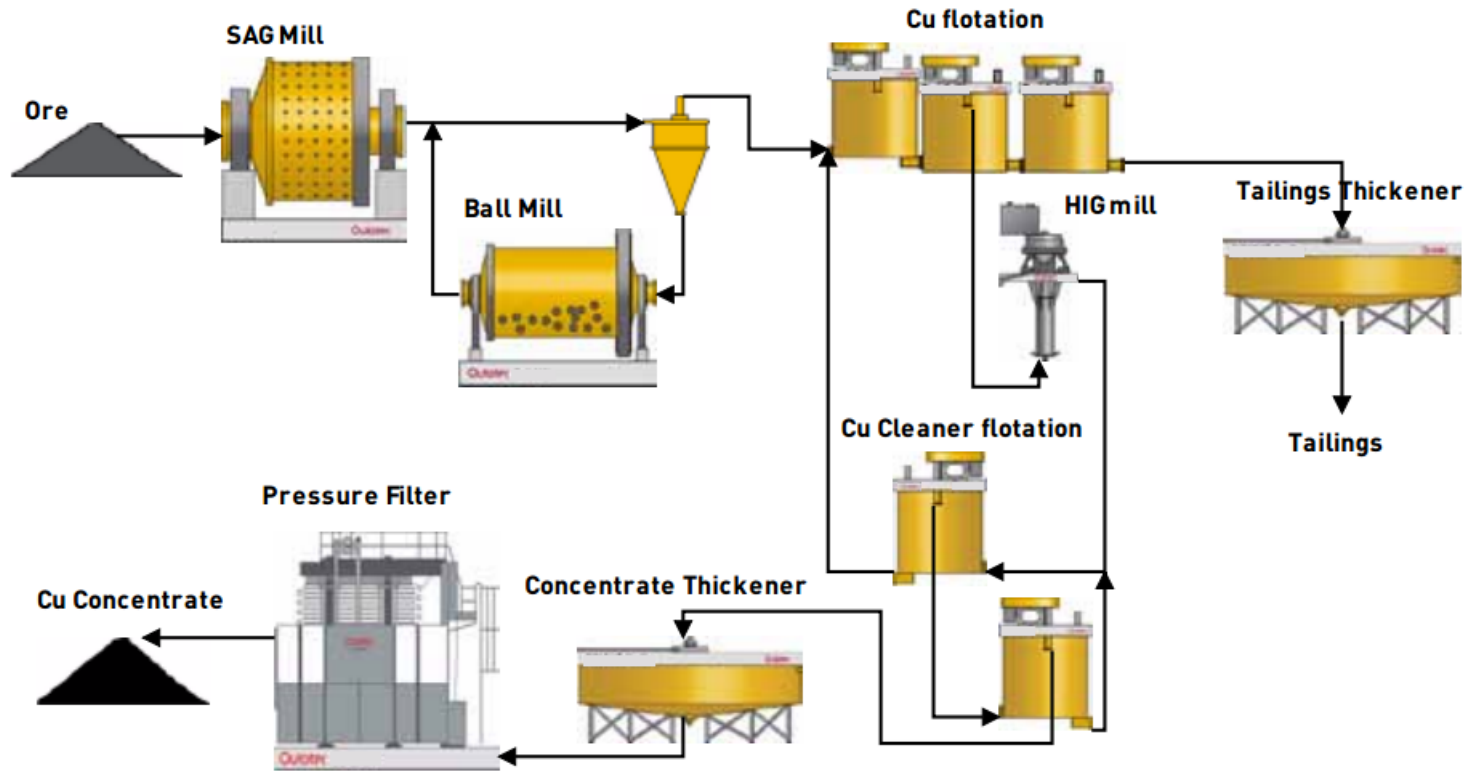
PLANTES DE PROCESSAMENT DE MINERALS



PLANTES DE PROCESSAMENT

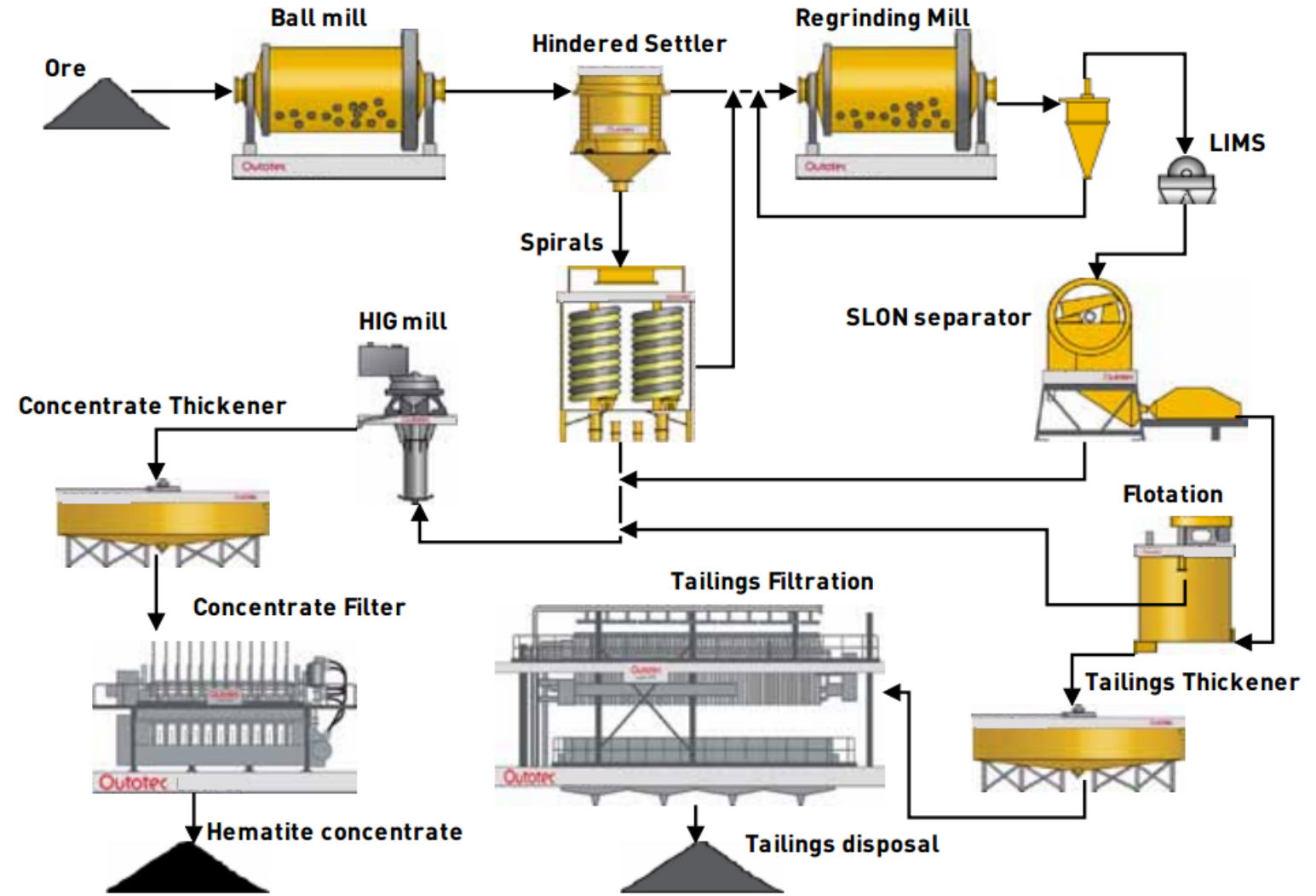


PLANTES DE PROCESSAMENT



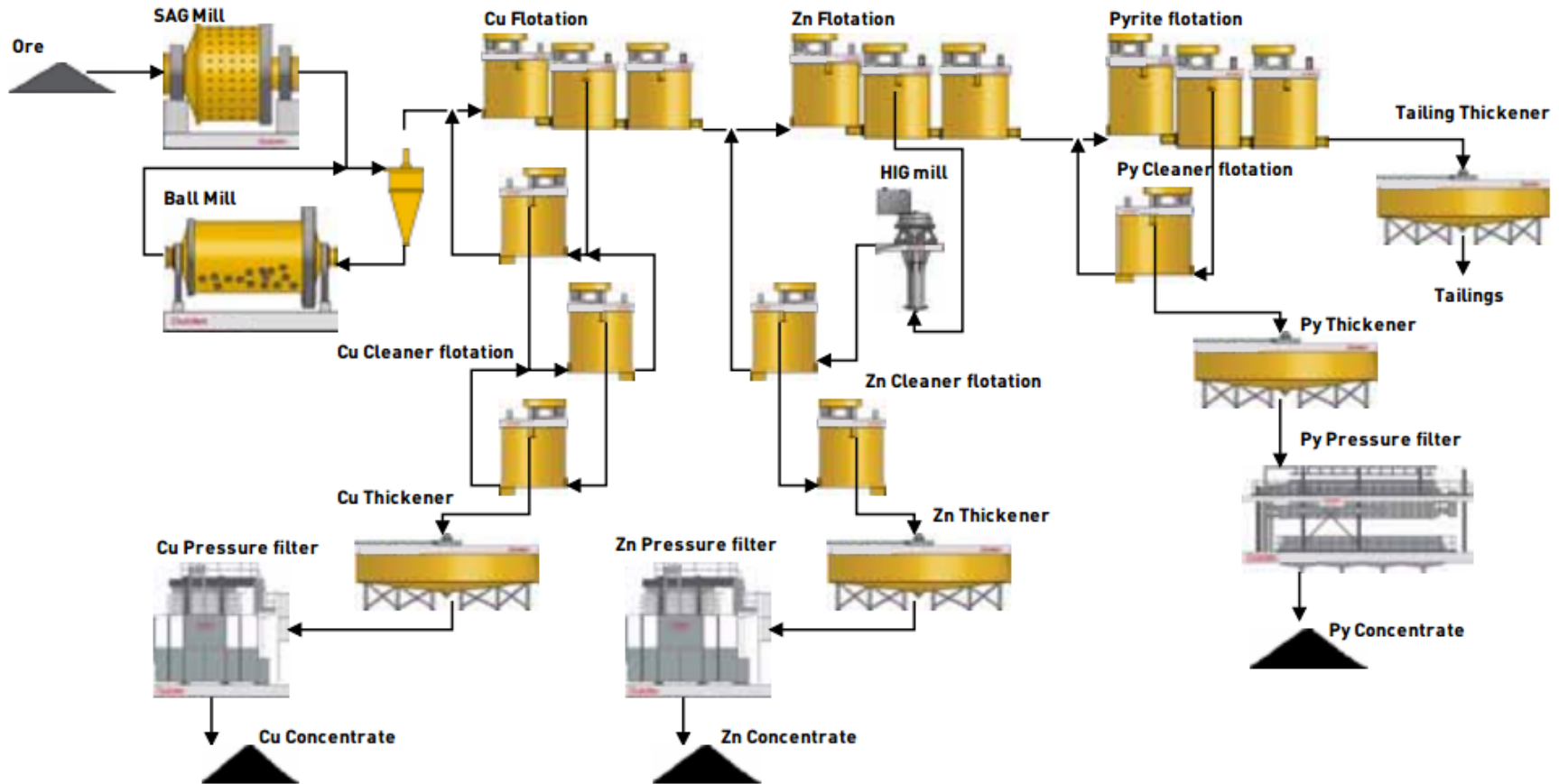
Example of beneficiation of Porphyry Copper ore

PLANTES DE PROCESSAMENT



Example of beneficiation of Hematite ores

PLANTES DE PROCESSAMENT



Example of beneficiation of Copper-Zinc-Pyrite ore



PLANTAS DE PROCESSAMENT

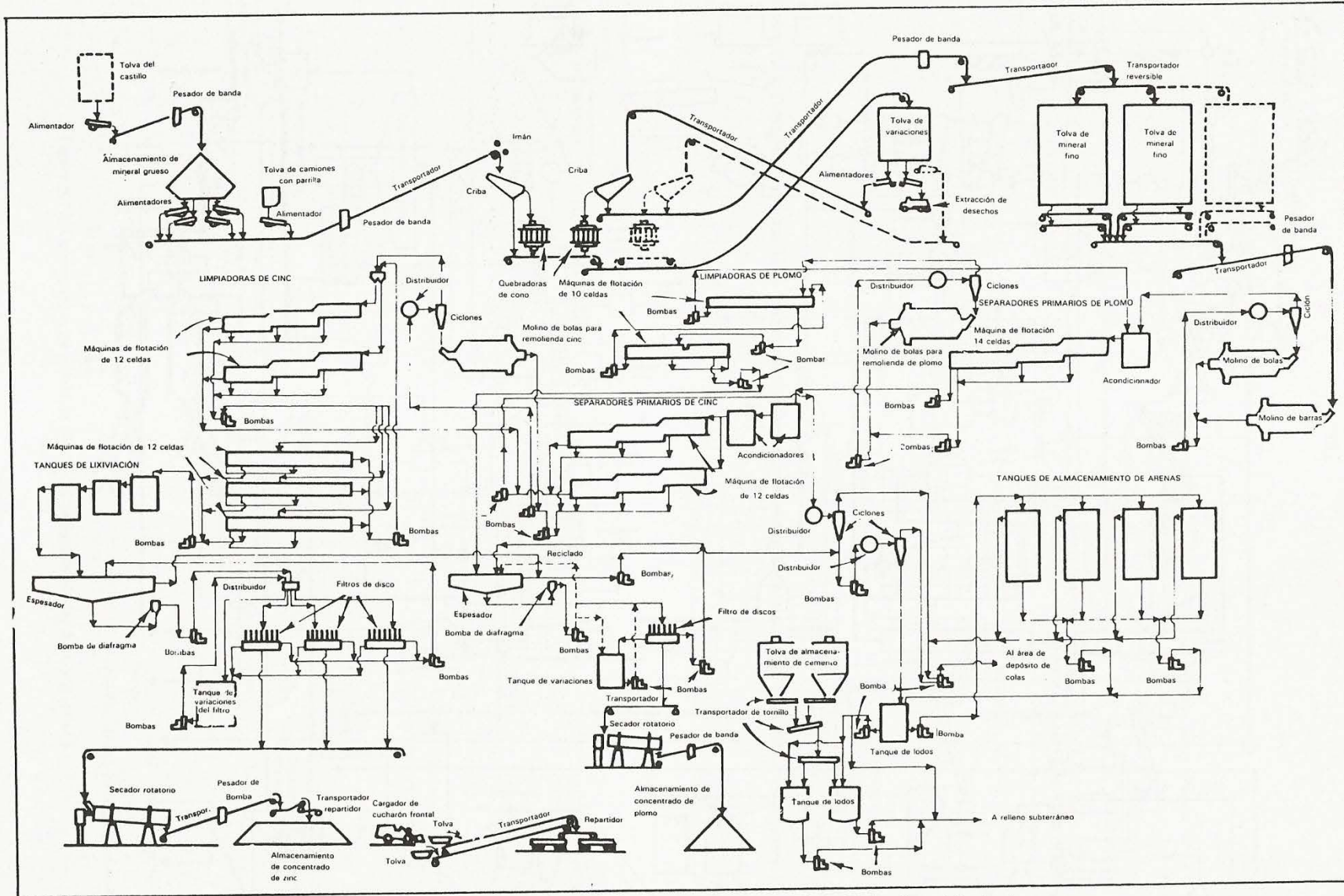


Figura B.15. Concentrador de plomo/cinc de Navan, (Cortesía de *Mining Annual Review*.)

