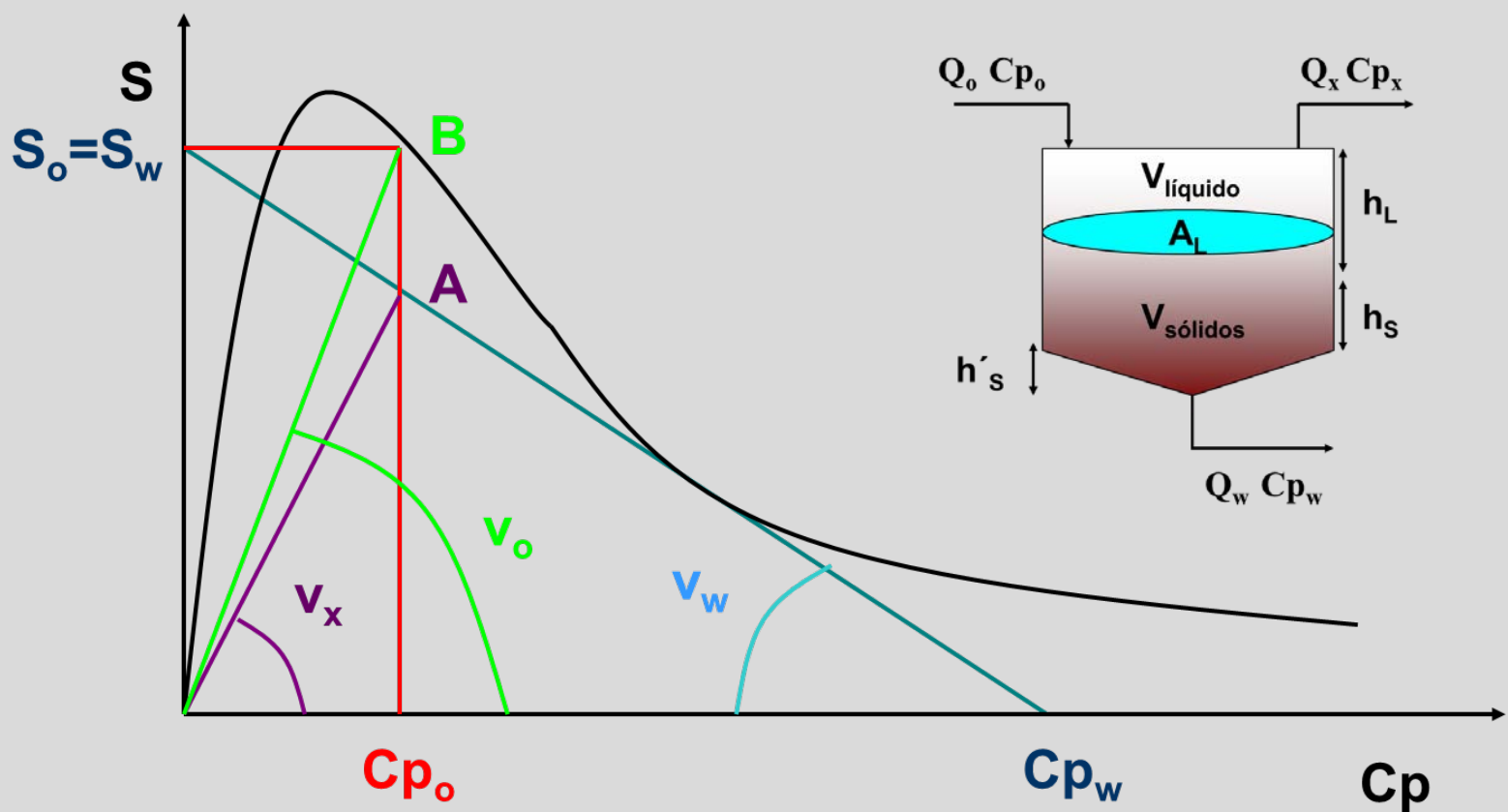


SEDIMENTACIÓN

DESEÑO DE SEDIMENTADORES PRIMARIOS E SECUNDARIOS



Marzo 2023

Autor

Gumersindo Feijoo

Grupo de Biotecnoloxía Ambiental. Departamento de Enxeñaría Química

Centro Interdisciplinar de Tecnoloxías Ambientais (CRETUS)

Universidade de Santiago de Compostela

Correo-e: gumersindo.feijoo@usc.gal

LinkedIn & Twitter: @feijoo_costa

Portal de Investigación: [GUMERSINDO FEIJOO COSTA - Universidade de Santiago de Compostela \(usc.gal\)](http://GUMERSINDO_FEIJOO_COSTA_-_Universidade_de_Santiago_de_Compostela_(usc.gal))

Páxinas web:

Biogroup: www.usc.gal/biogroup

CRETUS: www.usc.gal/cretus



Índice

1. INTRODUCCIÓN	1
2. SEDIMENTADORES PRIMARIOS	3
2.1. Determinación da velocidade límite de sedimentación (v_{∞})	3
2.2. Sedimentadores ideais: desareadores e decantadores primarios	13
2.3. Sedimentadores reais	22
2.4. Casos prácticos	...25
3. SEDIMENTADORES SECUNDARIOS E ESPESADORES	32
3.1. Diagramas da sedimentación-compresión	32
3.2. Expresión Cinética (determinación empírica de v_s) na sedimentación forzada e espesamento	34
3.3. Modelos para a sedimentación forzada e espesamento	37
3.3.1. Modelo dun só parámetro: Coe e Clevenger e teoría de Kynch	39
3.3.2. Modelo de dous parámetros: Dixon	43
3.3.3. Modelos de sedimentación en compresión	44
3.4. Métodos de deseño	47
3.4.1. Método de George-Keinath	48
3.4.2. Método de Obata-Watannabe	49
3.4.3. Método de Coe-Clevenger	51
3.4.4. Método de Yoshioka	54
3.4.5. Método de Hessel	55
3.4.6. Método de Eckenfelder	56
3.4.7. Método de Talmadge e Fitch	58
3.4.8. Método de Mischler	59
3.4.9. Cálculo da altura nun sedimentador secundario	61
3.5. Casos prácticos dos métodos de deseño	62
4. REFERENCIAS	73

1. INTRODUCCIÓN

4.2. TRATAMIENTOS PRIMARIOS. SEDIMENTACIÓN (OPERACIONES DE SEPARACIÓN SÓLIDO-LÍQUIDO)

4.2.1. INTRODUCCIÓN.

O seu estudo tense acelerado nos últimos anos como resposta a sensibilización sobre os problemas medioambientais, así como polo xurdimento da biotecnoloxía, y a recuperación enerxética de compostos de alto valor engadido.

Carencias nos modelos ou teorías propostas na sedimentación:

- 1.- Non se dispón de modelos fenomenolóxicos plenamente satisfactorios que relacionen simultaneamente os parámetros hidrodinámicos cos parámetros físico-químicos.
- 2.- As hipóteses do sedimentador ideal non teñen sido corroboradas experimentalmente.
- 3.- Non está claro os parámetros relevantes do seu deseño, existindo unha dispersión dos métodos de deseño.
- 4.- Non está suficientemente estudado o comportamento e posibilidades de operación da sedimentación en réxime non-estacionario, sendo precisamente

a operación transitoria a más común en instalaciones tan dependientes de fluctuaciones nas variables do proceso principal, e sendo tamén moi interesantes as posibilidades deste xeito de operación pra evitar sobredimensionamentos excesivos o pra variar a vontade determinadas condicións de estado (por exemplo, a conc. de lodos).

A sedimentación pode definirse como unha operación de separación sólido-fluido na cal as partículas presentes na suspensión, máis densas que o fluido, depositanse en cotas inferiores por acción da gravidade.

4.2.2 CLASIFICACIÓN DAS OPERACIÓNS DE SEDIMENTACIÓN SEGUNDO DIVERSOS CRITERIOS.

TABLA I
CLASIFICACION DE LAS OPERACIONES DE SEDIMENTACION SEGUN DIVERSOS CRITERIOS

Según el factor de separación	Según el mecanismo	Según las condiciones de operación	Según el régimen	Según el esquema de flujo	Según la finalidad	Según el contexto del proceso
Velocidad	Individualizada	Continua	Estacionario	Longitudinal	Análítica: Clasificación.	Pretratamiento
Equilibrio	Difusa	Discontinua	Transitorio	Radial	Separativa: Clasificación, corte, concentración	Primario
	Impedida Espesamiento	Intermitente		Vertical Formas mixtas		Secundario Terciario

2. SEDIMENTADORES PRIMARIOS

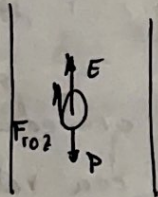
APÉNDICE A.

DETERMINACIÓN DE LA VELOCIDAD LÍMITE DE SEDIMENTACIÓN V_{∞}

■ DETERMINACIÓN DA VELOCIDADE LIMITE DE SEDIMENT. (V_{∞})
Sexa unha partícula de masa m_p que se despraza nun fluido no que só temos como forzas externas ás debidas o campo gravitatorio:

- forza gravitatoria:

$$P = m_p \cdot g$$



- empuxe, segundo o principio de Arquimedes é igual a masa do fluido desprazado pola aceleración

$$E = (V_p \cdot \rho_F) \cdot g = \left(\frac{m_p}{\rho_p}\right) \rho_F \cdot g$$

masa do fluido

- forza de rozamento (colineal ó mov. e de sentido oposto).

$$F_{102} = \underbrace{\left(\frac{1}{2} \rho_F V_{rel}^2\right)}_{\text{velocidade relativa do fluido respecto da partícula}} \cdot \underbrace{A_p}_{\substack{\text{area de proxección} \\ \text{no plano perpendicular} \\ \text{á dirección do fluxo}}} \cdot \underbrace{k}_{\text{factor de rozamento individual medio}}$$

Se aplicamos a segunda lei de Newton:

$$\Sigma F = m \cdot \frac{dv}{dt} \text{ no aceleración}$$

temos:

$$P - E - F_{roz} = m_p \cdot \frac{dv_{FS}}{dt}$$

$$m_p \cdot g - \left(\frac{m_p}{\rho_p}\right) \rho_f \cdot g - f_{D\infty} \cdot A_p \cdot \frac{1}{2} \rho_f \cdot v_{FS}^2 = m_p \cdot \frac{dv_{FS}}{dt}$$

$$m_p \cdot g \left(\frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_p}\right) - f_{D\infty} \cdot A_p \cdot \frac{1}{2} \rho_f \cdot v_{FS}^2 = m_p \cdot \frac{dv_{FS}}{dt}$$

dato que na sedimentación por gravidade g é cte e o rozamento aumenta coa velocidade, deduce-se da ecuación que $\frac{dv_{FS}}{dt}$ tende a cero co que conseguiremos unha velocidade uniforme (máxima nestas condicións) que se denoia velocidade máxima, limite ou terminal:

$$v_{FS} = v_{\infty} \quad \text{"} \quad \frac{dv_{FS}}{dt} = 0.$$

$$v_{\infty} = \sqrt{\frac{2 m_p \cdot g (\rho_p - \rho_f)}{f_{D\infty} \cdot A_p \cdot \rho_f \rho_p}}$$

por tanto, $v_{\infty} = f(f_{D\infty})$

A. - Para partículas esféricas:

$$\frac{m_p/\rho_p}{A_p} = \frac{V_p}{A_p} = \frac{\frac{4}{3} \pi \left(\frac{D_p}{2}\right)^3}{\pi \left(\frac{D_p}{2}\right)^2} = \frac{\frac{4}{3} \pi \frac{D_p^3}{8}}{\frac{\pi D_p^2}{4}} = \frac{2 D_p}{3}$$

co que:

$$V_{\infty} = 2 \sqrt{\frac{(\rho_p - \rho_f) \cdot g \cdot D_p}{\rho_f \cdot 3}}$$

$f_{D\infty}$

→ Lei de Stokes, ec. empírica, a força total de roçamento duma partícula esférica:

$$F_{roz} = 3 \pi D_p \mu_f V_{\infty} \quad \text{Lei de Stokes}$$

$$F_{roz} = f_{D\infty} \cdot A_p \cdot \frac{1}{2} (\rho_f V_{\infty}^2)$$

$$f_{D\infty} = \frac{24}{Re_{\infty}} ; \quad Re_{\infty} < 1 \quad " \quad Re_{\infty} = \frac{\rho_f \cdot D_p \cdot V_{\infty}}{\mu_f}$$

$$\rightarrow Re_{\infty} > 10^3 \Rightarrow f_{D\infty} = 0.44$$

$$F_{roz} = 0.44 \left(\frac{\pi D_p^2}{4} \right) \cdot \left(\frac{1}{2} \rho_f V_{\infty}^2 \right) = 0.055 \pi D_p^2 \rho_f V_{\infty}^2$$

$$10^3 < Re_{\infty} < 10^5$$

Lei de Newton

$$\rightarrow Re_{\infty} > 10^5 \Rightarrow f_{D\infty} = 0.2$$

Aplicase cando caem partículas grandes en fluidos de baixa viscosidade

Estas ecuaciones implican cálculos de tipo iterativo, ya que $f_{\infty} = f(v_{\infty})$ e $v_{\infty} = f(f_{\infty})$. Para començar o réximen de sedimentación definimos un criterio k,

$$(a) Re_{\infty} = \frac{D_p v_{\infty} \rho_F}{\mu_F} = \frac{D_p^3 g \rho_F (\rho_P - \rho_F)}{18 \mu_F^2}$$

lei de Stokes

$$v_{\infty} = 2 \sqrt{\frac{(\rho_P - \rho_F) g D_p}{\rho_F \cdot 3}} = 2 \sqrt{\frac{(\rho_P - \rho_F) g D_p}{24 \cdot \frac{\mu_F}{v_{\infty} D_p \rho_F} \cdot \rho_F \cdot 3}}$$

$$\sqrt{D_p} = \frac{24}{Re_{\infty}}$$

$$v_{\infty}^2 = \frac{4 (\rho_P - \rho_F) g D_p}{24 \frac{\mu_F}{v_{\infty} D_p} \cdot 3} = \frac{(\rho_P - \rho_F) g D_p^2}{18 \mu_F} \cdot v_{\infty}$$

$$v_{\infty} = \frac{(\rho_P - \rho_F) g D_p^2}{18 \mu_F}$$

definimos:

$$Re_{\infty} = \frac{k^3}{18} \quad , \quad k = D_p \left[\frac{g \rho_F (\rho_P - \rho_F)}{\mu_F^2} \right]^{1/3}$$

$$Re_{\infty} = 1 = \frac{k^3}{18} \Rightarrow \underline{k \leq 2.6}$$

sería aplicable
lei de Stokes

ou só començar
o diámetro da partícula

(b)

$$Re_{\infty} = \frac{D_p \cdot v_{\infty} \rho_F}{\mu_F} = \frac{D_p \cdot \rho_F \cdot 1.75 \left(\frac{(\rho_P - \rho_F) \cdot g \cdot D_p}{\rho_F} \right)^{1/2}}{\mu_F}$$

Lei de Newton

$$v_{\infty} = 2 \sqrt{\frac{(\rho_P - \rho_F) \cdot g \cdot D_p}{4 \rho_F \cdot 3}} = 1.75 \sqrt{\frac{(\rho_P - \rho_F) \cdot g \cdot D_p}{\rho_F}}$$

$f_{D_{\infty}} = 0.44$

co que:

$$Re_{\infty} = 1.75 \cdot D_p \left[\frac{\rho_F^2 \cdot (\rho_P - \rho_F) \cdot g \cdot D_p}{\rho_F \cdot \mu_F^2} \right]^{1/2}$$

$$= 1.75 D_p^{3/2} \left[\frac{\rho_F (\rho_P - \rho_F) \cdot g}{\mu_F^2} \right]^{1/2}$$

$$Re_{\infty} = 1.75 \cdot k^{3/2} = 1000$$

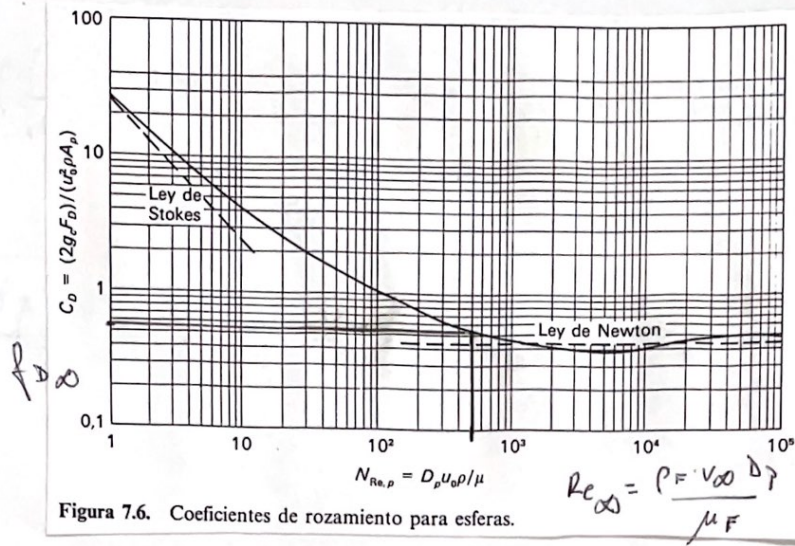
$$\underline{2360 \geq k \geq 68.9}$$

(c) Si: $2.6 < k < 68.9$

o' $k > 2360$

>

calcular $f_{D_{\infty}}$
por figura e
tantear.



Exemplo. Calcular a velocidade limite de sedimenta-
 ção pra partícula esférica de vidro de
 2mm de diâmetro no seno de água a 20°C

Datos: $\rho_{\text{vidro}} : 2600 \text{ kg/m}^3$
 $\rho_{\text{agua } 20^\circ\text{C}} : 1000 \text{ kg/m}^3$
 $\mu_{\text{agua } 20^\circ\text{C}} = 1 \text{ cp} = 10^{-3} \text{ kg/m}\cdot\text{s}.$

Solução

Primeiro compre calcular k pra
 saber que ec. empregar pro cálculo de v_{∞}

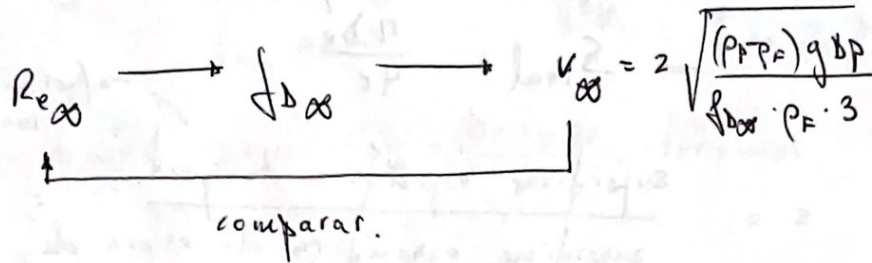
$$k = D_p \left[\frac{g \rho_F (\rho_P - \rho_F)}{\mu_F^2} \right]^{1/3} = 2 \cdot 10^{-3} \left[\frac{9.81 \cdot 10^{+3} \cdot (2.6 \cdot 10^{+3} - 10^{+3})}{(10^{-3})^2} \right]^{1/3}$$

criterio de sedimenta-
 ção

= 50

⇒ empregar a figura.
 Intermediário Stokes-Newton

$$\left. \begin{array}{l} 1 < Re < 10^3 \\ 2,6 < K_e < 68,9 \end{array} \right\} \Rightarrow \text{Iterar } Re_\infty = 500$$



Táboa

Re_∞	f_{D_∞}	$v_\infty = 2 \sqrt{\frac{0,0105}{f_{D_\infty}}}$	$Re_{\text{iteracion}} = \frac{2 \cdot 10^3 \cdot v_\infty \cdot D_p \cdot \rho_F}{\mu_F}$
500	0,55	0,276	553
553	0,545	0,278	556
556	0,540	<u>0,279</u>	558

$$\% = \underline{0,18} \text{ de error}$$

B.- Partículas no esféricas.

Se define o diámetro medio D_p e o diámetro equivalente D_e :

- D_p : media aritmética da luz ou malla de dous tamies consecutivos no que quedan retidas as partículas.
- D_e : diámetro dunha esfera cujo volume sexa igual o da partícula.

co que a sua vez podemos introducir os conceptos de esfericidade, e, razón de superficies.

$$e = \frac{\text{superfície da esfera de igual volume}}{\text{superfície real da partícula}} = \frac{\pi D_e^2}{S_{\text{real}}}$$

$$\Rightarrow S_{\text{real}} = \frac{\pi D_e^2}{4e} \quad (\text{por unidade de massa})$$

$$s = \frac{\text{superfície específica da part.}}{\text{superfície específica da esfera de diâmetro } D_p}$$

$$= \frac{\text{superfície real / massa}}{\text{superfície específica / massa da esfera } D_p} = \frac{\frac{\pi D_e^2}{4e} \cdot \left[\frac{4}{3} \pi \left(\frac{D_e}{2} \right)^3 \cdot \rho_s \right]^{-1}}{\frac{\pi D_p^2}{4} \cdot \left[\frac{4}{3} \pi \left(\frac{D_p}{2} \right)^3 \cdot \rho_s \right]^{-1}}$$

$$s = \frac{D_p}{D_e \cdot e}$$

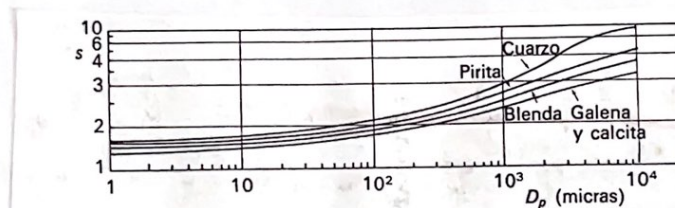


FIG. 7.15. Razón de superficies s (ecuación [7.128]) frente al diámetro medio D_p , para diversos sólidos triturados (36).

Por tanto, si consideramos a ec. da v_{∞} de partículas esféricas onde se substituye $D_p \neq D_e$, e se derivate despesa por f_{∞}

$$v_{\infty} = 2 \sqrt{\frac{(\rho_p - \rho_f) \cdot g \cdot D_p}{f_{\infty} \rho_f \cdot 3}} \approx v_{\infty} = 2 \sqrt{\frac{(\rho_p - \rho_f) \cdot g \cdot D_e}{f_{\infty} \rho_f \cdot 3}}$$

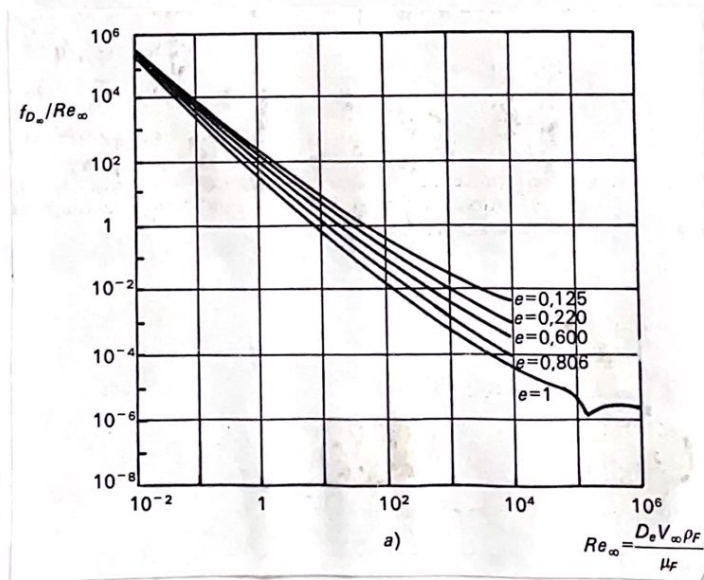
polo que:

$$v_{\infty}^2 = \frac{4(\rho_P - \rho_F) \cdot g \cdot D_e}{f_{D_{\infty}} \cdot \rho_F \cdot 3} \Rightarrow f_{D_{\infty}} = \frac{4(\rho_P - \rho_F) \cdot g \cdot D_e}{v_{\infty}^2 \cdot \rho_F \cdot 3}$$

si dividimos polo $Re_{\infty} = \frac{D_e v_{\infty} \rho_F}{\mu_F}$, tenemos:

$$\frac{f_{D_{\infty}}}{Re_{\infty}} = \frac{4(\rho_P - \rho_F) \cdot g \cdot D_e \cdot \mu_F}{v_{\infty}^2 \cdot \rho_F \cdot 3 \cdot D_e v_{\infty} \rho_F} = \frac{4(\rho_P - \rho_F) \cdot g}{3 \cdot v_{\infty}^3 \cdot \rho_F^2}$$

Si conocemos v_{∞} podemos calcular D_e directamente a partir de la gráfica $f_{D_{\infty}}/Re_{\infty}$ frente a Re_{∞} para diferentes esfericidades



Falta contra si multiplicamos $f_{D\infty}$ por el cuadrado de Re_{∞} llegaremos a una expresión que nos permite calcular v_{∞} conocido De .

$$f_{D\infty} Re_{\infty}^2 = \frac{4(\rho_P - \rho_F) \cdot g \cdot De}{3 v_{\infty}^2 \cdot \mu_F} \cdot \frac{v_{\infty}^2 \cdot \rho_F^2 \cdot De^2}{\mu_F^2}$$

$$= \frac{4(\rho_P - \rho_F) \cdot g \cdot De^3 \cdot \rho_F}{3 \mu_F^2}$$

Representar $f_{D\infty} Re_{\infty}^2$ frente a Re_{∞} .

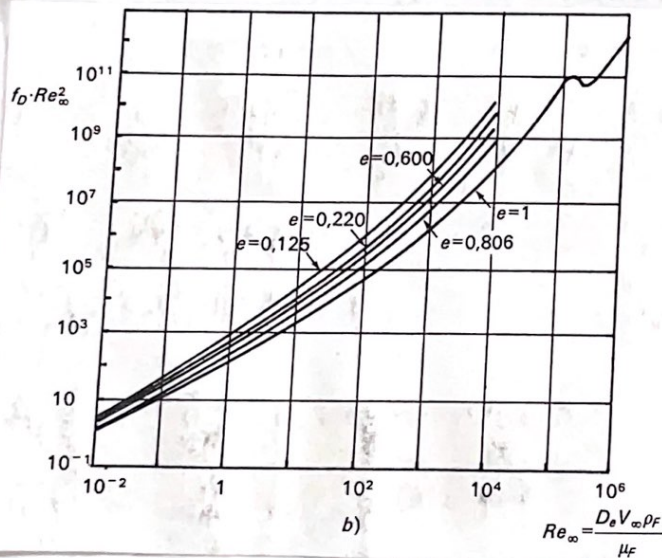


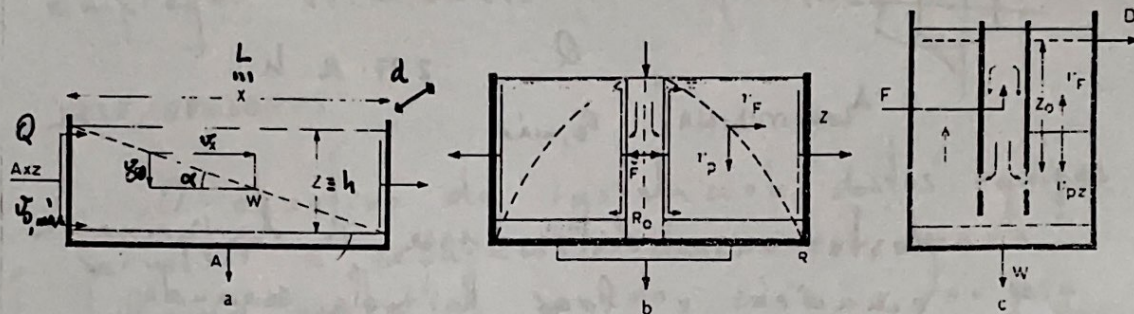
TABLA 7.1. Esfericidad y diámetro equivalente en función del tamaño de partícula

Forma	e	D_e/D_p
Esfera	1,000	1,000
Octaedro regular	0,847	0,965
Cubo	0,806	1,240
Prismas:		
$a \times a \times 2a$	0,767	1,564
$a \times 2a \times 2a$	0,761	0,985
$a \times 2a \times 3a$	0,725	1,727
Cilindros:		
$h = 3r$	0,860	1,310
$h = 10r$	0,691	1,960
$h = 20r$	0,580	2,592
Discos:		
$h = r$	0,827	0,909
$h = r/3$	0,594	0,630
$h = r/10$	0,323	0,422
$h = r/15$	0,254	0,368

2.2 ■ SEDIMENTADORES IDEAIS. DESAREADORES E DECANTADORES PRIMÁRIOS.

O modelo de sedimentador ideal foi proposto por Hazen (1926) e consiste num tanque rectangular de altura h , o' traverso da qual existe um fluxo uniforme de suspension, pelo que todos-os elementos de fluxo teñen idénticos vectores de velocidade.

Fig. 1. Esquema simplificado de sedimentadores ideais. Sedimentadores de fluxo horizontal: a) rectangular o longitudinal, b) circular radial; c) sedimentador de fluxo vertical.



SEDIMENTADOR RECTANGULAR.

$$A_{\text{TRANSVERSAL}} = \frac{Q \text{ (m}^3/\text{s)}}{v_{0,\text{m}ax} \text{ (m/s)}} \text{ (m}^2) = h \cdot d$$

velocidade do fluido

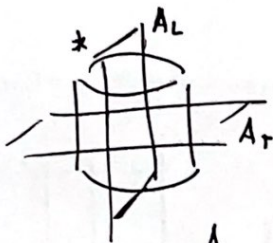
$$A_{\text{LONGITUDINAL}} = \frac{Q \text{ (m}^3/\text{s)}}{v_{00} \text{ (m/s)}} \text{ (m}^2) = L \cdot d$$

$$\frac{A_T}{A_L} = \frac{h \cdot d}{L \cdot d} = \frac{h}{L} \Rightarrow \text{parâmetro de desenho.}$$

Por conseguinte, fixando L ou h queda determinada a outra magnitude, que dependendo do proceso na que se deseste a unidade terá uns rangos determinados.

SEDIMENTADOR CIRCULAR OU RADIAL.

$$A_{\text{TRANSVERSAL}}^* = \frac{Q}{v_{\infty}} = \frac{2\pi (R-R_0)^2}{h v_{\infty}}$$



$$A_{\text{LONGITUDINAL}} = \frac{Q}{v_{0,\text{màx}}} = 2\pi \cdot R \cdot h$$

Neste caso determinase R da primeira equación e logo h pola segunda.

Para ambos sedimentadores a partícula límite eliminada virá dada pola expresión de v_{∞} ; non obstante, eliminaranse outras partículas máis pequenas que inicialmente atopense a unha certa profundidade. Partículas floculadas ou disgregabeis dan lugar a traxectorias complexas, polo que a estimación da eficacia da clarificación como a distribución de tamaños no sedimento tense que facer por procedementos empíricos.

SEDIMENTADORES DE FLUXO VERTICAL.

$$A_{\text{TRANVERSAL}} = \frac{Q}{v_{0, \text{máx}}} = d \cdot L = \pi R^2$$

$$v_{\infty} = v_{0, \text{máx}}$$

Neste caso eliminaranse todas aquelas partículas cuxa velocidade de sedimentación sexa superior á velocidade ascendente do fluído. Estes tipos de sedimentadores se empregan xeralmente con fines de corte.

DESAREADORES.

O obxectivo da instalación destes equipos é permitir a separación das areas, grava e calquer material pesado cuxa v ou peso específico sexa superior ó dos sólidos orgánicos que conteña o auga residual. A súa misión é protexer os equipos mecánicos moveís da pranta da abrasión e desgastes normais, ademais de reducir a formación de depósitos de tales materiais.

Existen dous tipos de desareadores: de fluxo horizontal e desareadores aireados. O seu deseño dependerá das caract. do auga a tratar, e de si van provistos ou non de equipo de extracción mecánica de area. Este sistema debe instalarse

larse en plantas de tratamiento con capacidades maiores de $5000 \text{ m}^3/\text{d}$.

NOTACIÓN:

- carga de sólidos por unidad de área ven dada:

$$C_s = \frac{Q}{A_L} = \frac{\text{m}^3/\text{d}}{\text{m}^2}$$

$$C_s' = \frac{Q}{A_L} \cdot \rho_F = \frac{\text{m}^3/\text{d}}{\text{m}^2} \cdot \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \Rightarrow \text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$$

$$C_s' = C_s \rho_F \Leftrightarrow C_s = \frac{C_s'}{\rho_F}$$

El desarenador debe permitir retener del 85-90 % de los sólidos especificados mayores de 200 μm que no han sido separados en el canal de desbaste, aunque en algunos casos se emplean tiempos de retención menores para sedimentar sólidos menores (150 μm), o en aquellos casos en los que el peso específico de la arena debido a condicionamientos locales sea menor de 2.65.

La longitud del canal desarenador estará regida por la profundidad que requiere la velocidad de sedimentación y la sección de control, mientras que el área transversal dependerá del caudal y del número de canales. Normalmente la longitud de estas unidades se sobredimensiona en un 20%, pudiéndose llegar en algunos casos hasta el 50% como margen de seguridad.

Existen dos tipos fundamentales de desarenadores: ~~de flujo horizontal y aireados~~. *sigue.*

El diseño de desarenadores de flujo horizontal deberá ser tal que, bajo las condiciones más adversas, la partícula más ligera de arena alcance el fondo del canal antes de su extremo de salida. En la Tabla TP-4 se presentan los datos de proyecto representativos para desarenadores de flujo horizontal.

Tabla TP-4. ~~Datos de cálculo del desarenador de flujo horizontal~~

Característica	Valor	
	Intervalo	Típico
Tiempo de detención, s	45-90	60
Velocidad horizontal, m/s	0,25-0,4	0,3
Velocidad de sedimentación para partículas de diámetro 0,21 mm, m/min.	1-1,3	1,15
0,15 mm, m/min.	0,6-0,9	0,75
Pérdida de carga (en % de la profundidad del canal)	30-40	36

El diseño de desarenadores aireados considera como sección transversal la proporcionada para la circulación en espiral en los tanques de aireación de fangos activados, a excepción de un canal de 0,9 m de profundidad, con paredes laterales muy inclinadas que se encuentran a lo largo de un lado del depósito bajo los difusores de aire, los cuales están situados a unos 0,45 o 0,6 m por encima del plano del fondo. En la Tabla TP-5 se presentan los datos básicos a efectos de proyecto de desarenadores aireados.

Tabla TP-5. ~~Datos de cálculo del desarenador aireado~~

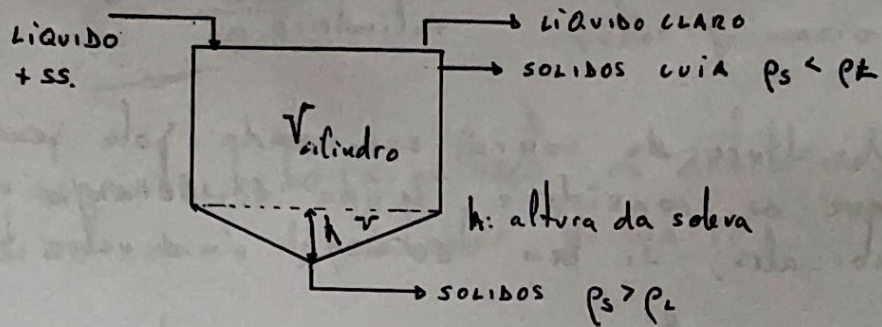
Característica	Valor	
	Intervalo	Típico
Dimensiones:		
Profundidad, m	2-5	
Longitud, m	7,5-20	
Anchura, m	2,5-7	
Relación anchura-profundidad	1 : 1 - 5 : 1	2:1
Tiempo de residencia a Q_p , min	2-5	3
Suministro de aire, $\text{m}^3/\text{m} \cdot \text{min}$	0,15-0,45	0,3
Cantidades de arena y espumas		
Arena, $\text{m}^3/10 \text{ m}^3$	0,004-0,2	0,015

* CLASIFICACIÓN

- Canais desareadores sinxelos: son canais de maior sección que o canal de entrada, en definitiva unha ampliación no propio canal. A velocidade de fluxo varía co caudal.
- Canais desareadores con velocidade cte: son canais equipados con vertederos proporcionais, os cales proporcionan unha velocidade cte (20,3 m/s) cando se varía altura debido a unha modificación da superficie de paso.
- Desareadores cadrados: son desareadores con alimentación tanxencial e a xitación mecánica ou por inxerción de aire, nos que a velocidade de barrido do fondo que se xenera mantense bastante cte. coas variacións de caudal. O tempo de residencia nestes tres soe ser de 2-3 min.
- Desareadores rectangulares aireados: nestos equipos inxertese aire que provoca unha rotación do líquido que xenera unha velocidade cte de barrido de fondo, perpendicular a velocidade de paso. Con este sist. favorecese a sep. de partículas orgánicas que queclaran acheridas as areas. Os difusores atopanse a unha altura de 0,45 a 0,60 m sobre o fondo.

CALCULO DO VOLUMEN E AREA DOS SEDIMENTADORES PRIMARIOS. SEDIMENTACION COALESCENTE O DIFUSA.

O liquido que contem sólidos em suspensão atópase em relativo repouso co que os sólidos de maior peso específico (frente o liquido) sedimentan, e os de menor ascenden:



O desenho basea na carga superficial:

$$\underline{c_s} = \frac{Q}{A_L} = \frac{Q}{Q/v_{\infty}} = \underline{v_{\infty}}$$

- Valores típicos:

$$c_s = 24-48 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d a } Q_{\text{medio}}$$

$$c_s = 48-70 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d a } Q_{\text{quinta.}}$$

- definido o c_s de desenho (tamén pode depender das caract. do sólido a sedimentar) taíboa; podese calcular a A_L

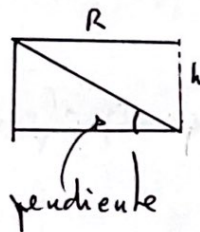
Suspensión	Carga superficial, m ³ /m ² día	
	Intervalo	Caudal punta
Agua residual sin tratar	24-48	48
Flóculo de sulfato de alúmina*	14-24	24
Flóculo de hierro*	21-32	32
Flóculo de cal*	21-48	48

* Mezclado con los sólidos suspendidos sedimentables en el agua residual sin tratar y con otros sólidos suspendidos o coloidales arrastrados por el flóculo.

$$c_s = \frac{Q}{A_L} \Rightarrow A_L = \frac{Q}{c_s} = \pi R^2 \quad \begin{array}{l} \text{calculamos} \\ \text{o radio o} \\ \text{diámetro} \\ \text{del sedimentador.} \end{array}$$

cilíndrico.

- A altura de solera ven dada por la pendiente que se considere, siendo 60-160 mm/m valores normales, si bien 80 mm/m es el valor típico



$$h = R \cdot \text{pendiente}$$

↓
(0.08 m/m)

$$V_{\text{solera}} = \frac{\pi}{3} R^2 \cdot h_{\text{solera}}$$

- Para un valor de c_s dado y un tiempo de residencia ven dado a profundidad

Carga de superficie, m ³ /día m ²	Tiempo de detención, horas			
	Profundidad, 2,10 m	Profundidad, 2,40 m	Profundidad, 3 m	Profundidad, 3,6 m
16	3,2	3,6	4,5	5,4
24	2,1	2,4	3,0	3,6
32	1,6	1,8	2,25	2,7
40	1,25	1,4	1,8	2,2

tomando un valor característico teríamos que a profundidade ronda os 3 m.

$$V_{TOTAL} = V_{cilindro} + V_{solera}$$

$$= \pi R^2 P + V_{solera}$$

$$z = \frac{V_{TOTAL}}{Q} \quad \rightarrow \text{definido o sedimentador primario}$$

Na seguinte tábo sinalábase os datos de deseño dun decantador primario

Tipo de tanque	Valor	
	Intervalo	Típico
Rectangular		
Profundidad, m	3-5	3,6
Longitud, m	15-90	25-40
Anchura, m	3-24	6-10
Velocidad rascadores, m/min	0,6-1,2	1
Circular		
Profundidad, m	3-5	4,5
Diámetro, m	3,6-60	12-45
Pendiente de la solera, mm/m	60-160	80
Velocidad rascadores, r/min	0,02-0,05	0,03

O obxectivo destas técnicas é, xeralmente, conseguir un fluído (sobrenadante) o máis libre posible de partículas, sin ter en conta a conc. do sólido no lodo residual, si ben tamén se soen empregar como técnicas de clasificación.

2.3 SEDIMENTADORES REAIS.

Os sedimentadores reais difiren do modelo ideal tanto a causa da turbulencia como dunha distribución de fluxo non uniforme (canalizacións e zonas mortas). Así, podemos atopar un tempo de retención de até tres veces superior ó estimado teoricamente pra conseguir uns resultados análogos ao modelo ideal.

A nivel laboratorio e planta piloto estableceuse dous parámetros característicos: eficacia e capacidade da clarificación, que nos permiten facer o troco de escala a partir das semelanzas de Froude, Reynolds e Weber.

$$\text{Eficacia } (E_0) = \frac{(\text{conc. } c_{ps}^{\text{inicial}}) - (\text{conc. } c_{pe}^{\text{sobreua}})}{(\text{conc. } c_{ps}^{\text{inicial}})}$$

$$\text{Capacidade } (H) = .k \frac{c_{p0} - c_{pw}}{v_w \cdot \rho p} \quad \text{no lodo.}$$

k é un coef. empírico que se determina en tanques piloto.

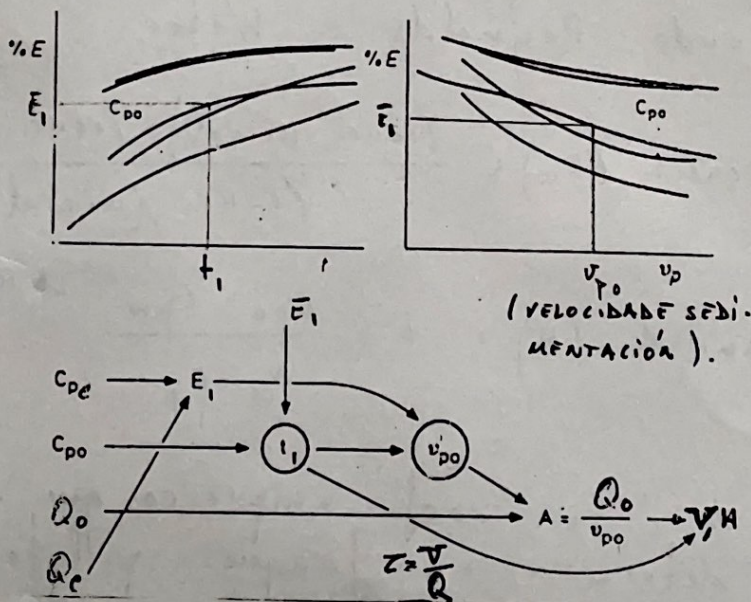
O deseño dos clarificadores reais basease en empregar como función obxectivo unha conc. do sobrenadante prefixada con

axuda de probas de laboratorio, en iguais condicións de operación (suspensión, temperatura, etc), estimándose a área e a carga hidráulica do clarificador.

→ METODO DE LANNOY, DELVAUX Y BOLETTE (1981).

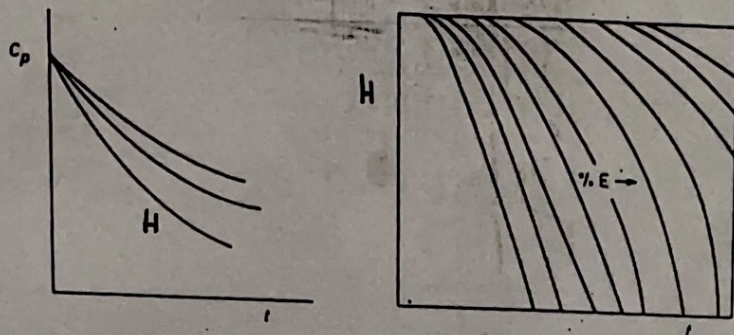
A partir de probas con suspensión de diversas conc. iniciais, nun tubo provisto de diferentes saídas a varias alturas, ó travesa das que se extraen mostras pra diferentes intervalos de tempo durante a sedimentación, obtéñense os gráficos de (eficacia) vs. (tempo).

Fig. 5. Esquema de cálculo según el procedimiento de Lannoy y cols.



A partir de estos datos obtéñense as curvas de iso sedimentos: (C_f) versus (t) e (Altura) vs. (t).

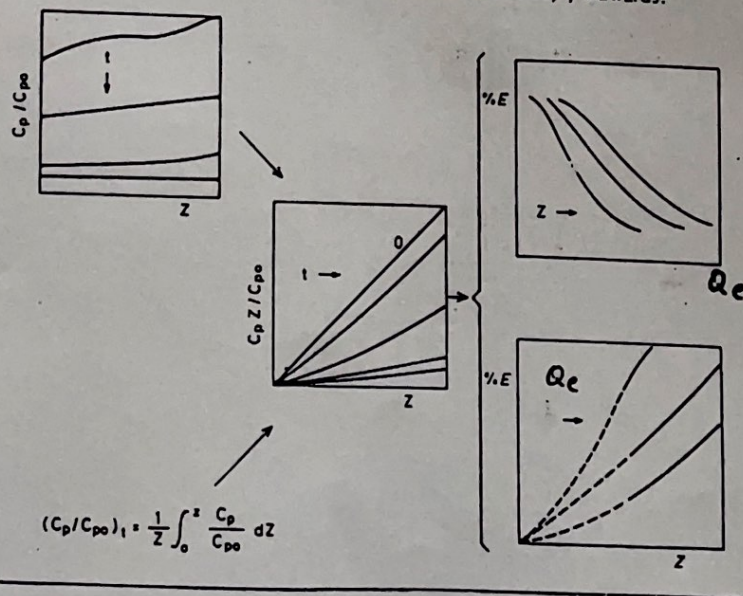
Fig. 4. Curvas de concentración y eficacia en un sedimentador.



→ METODO DE CONWAY, EDWARDS (1961).

Empiegan o mesmo procedimiento experimental que o método anterior, obteniendo unha gráfica C_p/C_{p0} vs. H pra diferentes tempos, a partir de la cual se consigue o gráfico de conc. relativa a distintas profundidades e a variación de la eficacia con la carga superficial e a altura.

Fig. 6. Esquema de cálculo según el procedimiento de Conway y Edwards.



2.4 CASOS PRÁCTICOS

6. A sedimentación de partículas discretas basease no cálculo da velocidade límite de sedimentación, co cal se obtén a área horizontal dos sedimentadores. Así mesmo, podemos calcular a eficacia do sedimentador ou fracción eliminada de partículas con respecto o total pola seguinte ecuación:

$$\text{Fracción eliminada} = (1 - X_{\infty}) + \int_0^{x_{\infty}} \frac{v_p}{v_{\infty}} dx$$

onde: $(1 - X_{\infty})$ fracción de partículas con velocidade v_p superior a v_{∞} .
a integral representa a fracción de partículas eliminadas con v_p inferior a v_{∞} .

Tendo isto en conta calcular a eficacia dun tanque de sedimentación con velocidade máxima de 2,0 m/h, ó tratar un auga residual que contén partículas cuíñas velocidades de sedimentación distribúense como se indica na táboa seguinte:

Nº partículas	2	4	8	12	10	7	4	2	1
Velocidade, (m/h)	0,0-0,4	0,4-0,8	0,8-1,2	1,2-1,6	1,6-2,0	2,0-2,4	2,4-2,8	2,8-3,2	3,2-3,6

SOLUCIÓN

	Nº PARTICULAS	FRACCIÓN	VELOCIDADE
	2	0,04 = $\frac{2}{50}$	0,2
	4 + $(\frac{8}{2} - 1)$ *	0,12 = $\frac{2+4}{50}$	0,6
* suma de o anterior	8	0,16	1,0
	12	0,24	1,4
	10	0,20	1,8
	7	0,14	2,2
	4	0,08	2,6
	2	0,04	3,0
	1	0,02	3,4
	<u>Σ 50</u>	1	

Velocidade máxima = velocidade sedimentación = v_{∞}

$$v_{\infty} = 2 \text{ m/h} \Rightarrow x_{\infty} = 0,775$$

A integral compre que sera por trapeçios:

$$\int_{v_{00}}^{v_{20}} v_p \cdot dx = \frac{1}{2} (0,884) = \underline{\underline{0,442}}$$

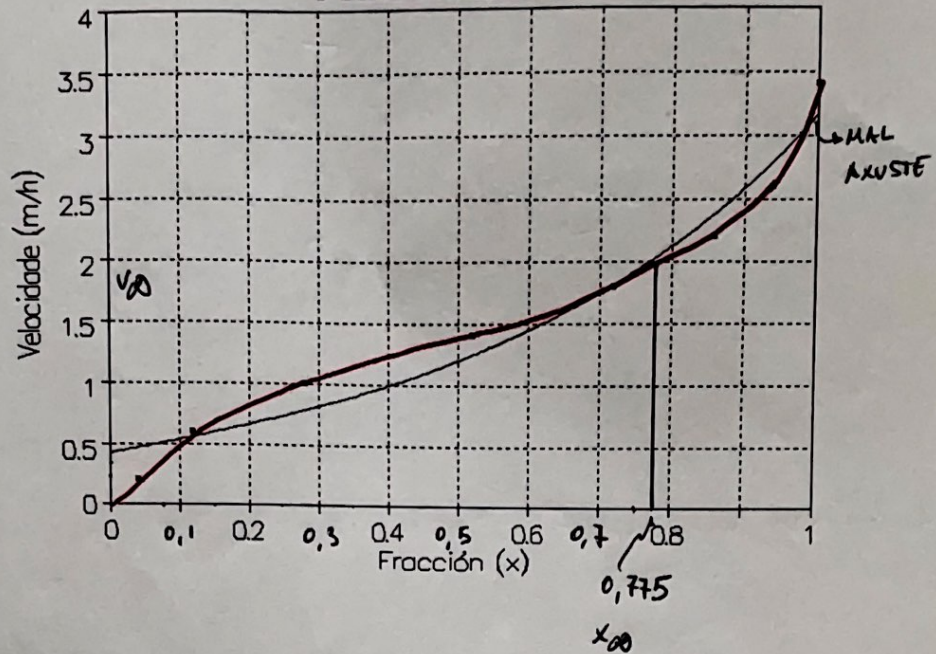
x	v _p
0	0
0,0775	0,3
0,155	0,7
0,233	0,97
0,310	1,10
0,388	1,20
0,465	1,35
0,543	1,46
0,620	1,60
0,698	1,73
0,775	2,0

Δu = 10

Fracção = (1 - 0,775) + 0,442 = 0,667

⇒ 66,7%

Porcentaxe de Sedimentacion
 $r^2=0.971272698$ FitStdErr=0.234854039 Fstat=56.350152
 Rank 1 Eqn 8004 $y=a+b/(1+((x-c)/d)^2)$ [Lorentzian]
 $a=-0.69292641$ $b=48.010993$
 $c=2.0932789$ $d=0.32247718$



Porcentaxe de Sedimentacion

May 4, 1996 7:12 PM

9 Active X-Y Points

X: Fracción (x)

Mean: 0.606666667

SD: 0.3798683983

Y: Velocidade (m/h)

Mean: 1.8

SD: 1.095445115

File Source: PROBA.PRN

Rank 1 Eqn 8004 $y=a+b/(1+((x-c)/d)^2)$ [Lorentzian]

r2	Coef Det	DF	Adj r2	Fit Std Err	F-value
0.9712726981	0.9425453962		0.2348540391	56.350152004	

Parm	Value	Std Error	t-value	90% Confidence Limits	
a	-0.69292641	4.115540668	-0.16836826	-8.99735327	7.611500448
b	48.01099276	5058.491934	0.009491167	-10159.1233	10255.14528
c	2.093278925	10.41142497	0.201055949	-18.9151193	23.10167712
d	0.322477178	15.21246654	0.021198218	-30.3735664	31.01852076

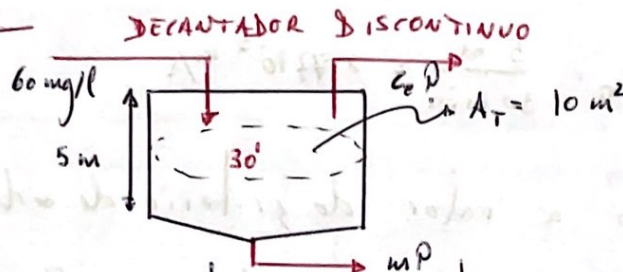
PROBLEMA 6

9. Compre tratar un efluente acuoso que contén partículas minerais previo o seu verquido. A primeira etapa deste proceso consiste no bombeo desta suspensión no interior dun recipiente de 5 m de profundidade e 10 m² de area, permitindo que os sólidos sedimenten durante media hora. Calcular a concentración de sólidos no sobrenadante e a masa (en peso seco) do material sedimentado, si a concentración inicial de sólidos no efluente é de 60 mg/l.

- Datos:
- Densidade das partículas, $2,6 \cdot 10^3 \text{ kg/m}^3$.
 - Densidade do líquido, 10^3 kg/m^3 .
 - Viscosidade do líquido, 10^{-3} kg/m s .
 - A distribución de tamaños das partículas minerais é a que se amosa na táboa adxunta.

Diámetro equivalente (μm)	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90
% masa por debaixo dese diámetro.	0	4	8	18	31	48	62	80	92	100

SOLUCIÓN



Consideramos mestura completa na suspensión coa mesma composición inicial en todos os ptos. do decantador.

Para saber que ec. or relación empregar no cálculo de v_{∞} compre determinar o diámetro da partícula, xustamente parámetro a calcular correspondente a partícula máis pequena que sedimentará en 30 minutos.

Si considero partículas esféricas e a aplicación da lei de Stokes:

$$v_{\infty} = 2 \sqrt{\frac{(p_p - p_f) g d_p}{9 \mu_f}} \quad \text{" } v_{\infty} = \frac{24}{Re_{\infty}}$$

$$\left(\frac{v_{\infty}}{2}\right)^2 = \frac{(\rho_p - \rho_f) \cdot g \cdot D_p}{\frac{24 \mu_f}{D_p} \cdot 3}$$

$$\frac{v_{\infty}^2}{4} = \frac{(\rho_p - \rho_f) \cdot g \cdot D_p^2}{3 \cdot 24 \mu_f}$$

$$D_p = \sqrt{\frac{18 \mu_f v_{\infty}}{(\rho_p - \rho_f) \cdot g}} = \sqrt{\frac{18 \cdot 10^{-3} \cdot 2,77 \cdot 10^{-3}}{1,6 \cdot 10^3 \cdot 9,8}} = 56,4 \mu\text{m}$$

onde:

$$v_{\infty} = \frac{5 \text{ m}}{30 \text{ min}} = 2,77 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$$

comprobo a valor do criterio de sedimentación:

$$k = D_p \left[g \frac{\rho_f (\rho_p - \rho_f)}{\mu_f} \right]^{1/3} = 56,4 \cdot 10^{-6} \left[\frac{9,8 \cdot 10^3 \cdot 1,6 \cdot 10^3}{10^{-3}} \right]^{1/3} = 0,141$$

$$|P_{\text{sed}} \leq 2,6|$$

correcta a hipótese de aplicación da Lei de Stokes.

- En consecuencia, todas as partículas por arriba dese diámetro sedimentaran todas, pero compre determinar a fracción daquelas máis pequenas que poderan sedimentar:

Dp (um)	% da masa por debaixo do diámetro (na táboa)	Vel. Sedim. (m/s)	Distancia percorrida en 1800 s	% Sedimen.
56,4	0,57	0,00278	5	1
50	0,48	0,00218	3,9	0,787
40	0,31	0,00139	2,5	0,52
30	0,18	0,000784	1,4	0,283
20	0,08	0,000349	0,63	0,126
10	0,04	0,000087	0,16	0,031

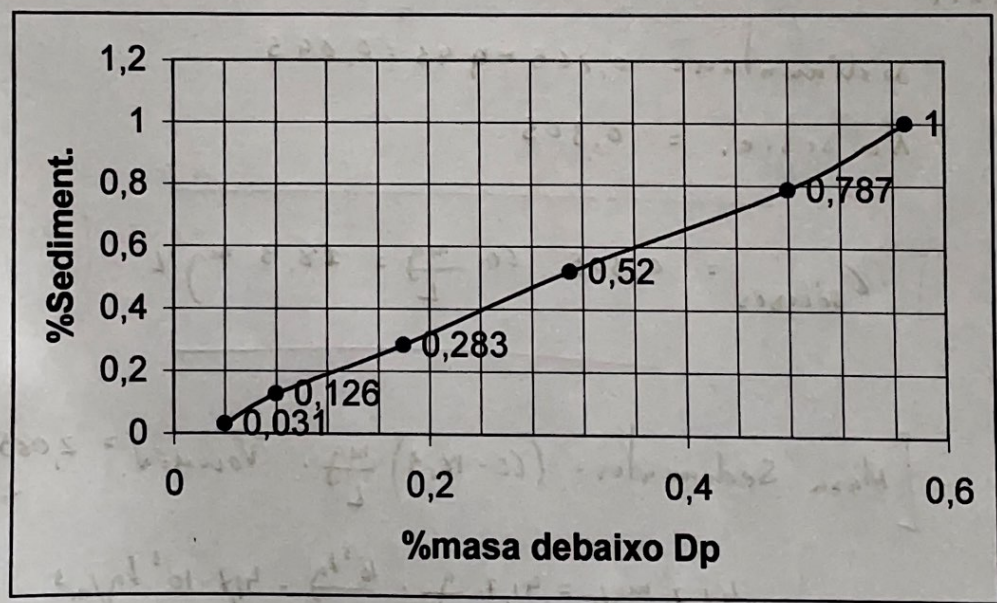
(3,9 / 5,0)

$$v_{00} = \frac{4}{3 \cdot 24} \frac{(\rho_p - \rho_a) \cdot g \cdot r_p^2}{\mu_p}$$

$$Dist = v_{00} \cdot 1800$$

Logo tanto, a fracción total de partículas que sedimentaran:

$$(1 - 0,57) + \text{Area baixo a curva da figura anexa}$$



Si aplicamos trapecios:

$$\frac{1}{2} (y_i + y_{i+1}) \cdot \Delta x$$

% masa por debajo DP	% Sediment	TRAPÉCIOS
0,52	1	$\frac{1}{2} (1+0,787) (0,57-0,44) = 0,0842$
0,48	0,787	0,10952
0,31	0,502	0,05103
0,14	0,283	0,02045
0,08	0,126	0,00314
0,04	0,031	0,00062
		<u>Σ = 0,265</u>

Por tanto, a conc. de sólidos no sobrenadante:

$$\text{Sedimentan} = 0,265 + 0,43 = 0,695$$

$$\text{No sobre.} = 0,305$$

$$C_{\text{sólidos}} = 0,305 \cdot 60 \frac{\text{mg}}{\text{L}} = 18,3 \text{ mg/L.}$$

$$\left[\text{Masa Sedimentos} = (60 - 18,3) \frac{\text{mg}}{\text{L}} \cdot \text{Volumen} = 2,085 \text{ kg} \right]$$

$$41,7 \text{ mg/L} = 41,7 \cdot \frac{\text{g}}{\text{m}^3} \cdot \frac{10^{-3} \text{ kg}}{1 \text{ g}} = 41,7 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m}^3$$

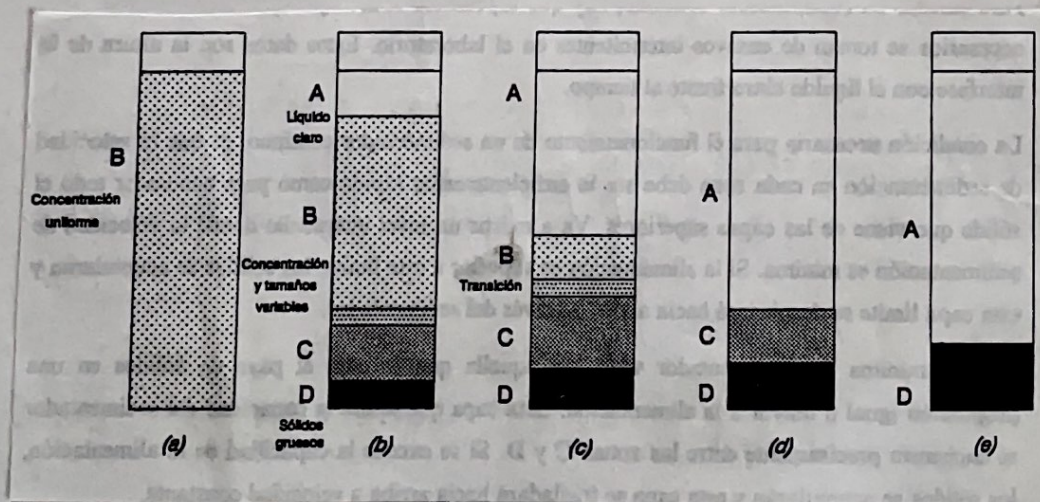
$$\text{Volumen} = 5 \cdot 10 = 50 \text{ m}^3$$

3. SEDIMENTADORES SECUNDARIOS E ESPESADORES

3.1 ■ DIAGRAMAS DA SEDIMENTACIÓN - COMPRESIÓN.

Na sedimentación impedida os gradientes de velocidade arredor de cada partícula, están afetados pola presenza das partículas máis próximas de forma que non son aplicables as correlacións do rozamento normal. Por outra parte, as partículas ó sedimentar desprazan líquido que flúe ata' arriba e da lugar a que a velocidade da partícula con relación o fluxo sexa maior que a velocidade absoluta de sedimentación.

A nube de sólidos desprázase practicamente en bloque, de xeito que un observador estacionario podería comprobar que todas as partículas, independientemente do seu tamaño e



forma, sedimentan con velocidades que presentan una dispersión muy reducida en torno a un valor v_s , que denominare como velocidad de sedimentación de pistón. Si se representa gráficamente o desplazamiento del frente de sedimentos (interfase A-B) en función del tiempo tendremos a "curva H-t" que permitirá observar un periodo de velocidad v_s seguido e precedido de sendos periodos de velocidad variable.

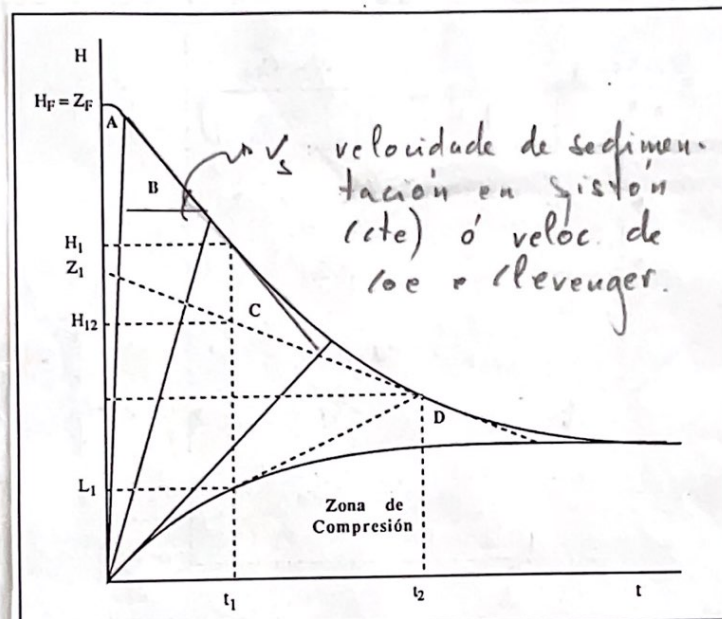


Fig. 2. Curva de altura frente a tiempo.

- **Zona A:** Se va formando la estructura de la suspensión, pero no aparece la interfase de sedimentación.
- **Zona B:** Corresponde al periodo de velocidad constante, se caracteriza por ser el tramo recto en la representación de la curva de descenso del frente de sedimentos. En esta zona la concentración de partículas coincide con la inicial.

- **Zona C:** En esta zona comienza la inflexión de la representación pues el frente de sedimentos es alcanzado por los estratos de concentración creciente que ascienden desde el fondo del recipiente.

- **Zona D:** A medida que va depositándose lodo, los estratos ascendentes ya no parten del fondo real del recipiente, sino del nuevo "fondo aparente" que se va formando con los lodos en etapa de compresión.

- **Zona de compresión:** Es la zona que queda por debajo de la curva L-t, está totalmente caracterizada por el comportamiento del lodo y lo compresible que éste sea. El seguimiento del perfil de concentraciones en esta zona es difícil dada la opacidad de la mayoría de los lodos; en la actualidad se utilizan registradores de con-

Tamén podese seguir o fronte dos sólidos depositados, co que teremos a "curva L-t". A partir de diferentes ensaios de sedimentación podería obterse unha correspondencia entre os valores de $C_{p,0}$ (conc. inicial de suspensión) e os respectivos valores da velocidade de sedimentación durante o período precrítico de velocidade cte. v_s . Con ambas podemos definir a densidade de fluxo de sólidos (S):

$$S = C_p v_s = C_p \left(- \frac{dh}{dt} \right)$$

Desde unha perspectiva conceptual, esta curva pode considerarse como un gráfico de equilibrio a efectos de separación. Sobre esta "curva S-C_p" tense desenvolvido a maioría dos métodos pro cálculo de áreas e deseño de sedimentadores.

3.2 EXPRESIÓN CINÉTICA (DETERMINACIÓN EMPÍRICA DE v_s) NA SEDIMENTACIÓN FORZADA E ESPESAMENTO.

Nos casos nos que S-C_p non se poida determinar experimentalmente, nin a partir de H-t, podese considerar ecuacións de tipo empírico. Así, Wilhelm e Kwank (1948) prantexaron pra sist. dispersos amosos de sólidos diversos fluidizados, calculando a

velocidade de sedimentación en pistón a partir da velocidade límite como si de partículas singulares se tratase:

$$S \text{ (kg/m}^2 \cdot \text{s)} = C_p \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) v_s \left(\frac{\text{m}}{\text{s}} \right)$$

onde:

$$S = S' \cdot \rho_s \Rightarrow S' \left(\frac{\text{m}^2}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \right) = \frac{S}{\rho_s}$$

$$C_p = (1 - \epsilon) \rho_s$$

porosidade.

$$v_s = v_\infty \cdot \epsilon^n \quad \text{onde } n \text{ depende do } Re_\infty = \frac{v_\infty \cdot D_p \cdot \rho_f}{\mu_f},$$

sendo D_p o diámetro medio da partícula

co que:

$$S' = \frac{C_p}{\rho_s} \cdot v_s = v_\infty (1 - \epsilon) \epsilon^n$$

Richardson y Zaki (1954) puxeron de manifesto que n era función do Reynolds e pra valores inferiores a 200 podería ser da relación $\frac{D_p}{D}$ (D , diámetro da condución).

$$n = 4,65 + 19,5 \frac{D_p}{D} \quad \text{"} \quad Re_\infty < 0,2$$

$$n = 4,35 \cdot Re_\infty^{-0,03} + 17,5 \cdot \frac{D_p}{D} Re_\infty^{-0,03} \quad \text{"} \quad 0,2 < Re_\infty < 1$$

$$n = 4,45 \cdot Re_\infty^{-0,1} + 18,0 \cdot \frac{D_p}{D} Re_\infty^{-0,1} \quad \text{"} \quad 1 < Re_\infty < 200$$

$$n = 4,45 \cdot Re_{\infty}^{-0,1}$$

$$200 < Re_{\infty} < 500$$

$$n = 2,39$$

$$Re_{\infty} > 500$$

Otras expresiones empleadas para ajustar los datos de sedimentación de pistón:

- VESKIND (1983) } Lodos Activos }

$$v_s = v_0 \cdot \exp(-a_1 \cdot C_p) \quad a_1 = \text{parámetro empírico}$$

- DICK E YOUNG (1972) } Lodos Activos }

$$v_s = a_1 \cdot C_p^{-n} \quad a_1, n = \text{parámetros empíricos}$$

- YOSHIOKA et al. (1961) } PARA ALTAS CONC. E CON }
 AGITACIÓN

$$v_s = a_1 \cdot C_p^{a_2} \quad a_1 = -a_3 \cdot a_4 \left(\frac{1}{1-a_4} \right)^{(a_4-1)/a_4}$$

$$a_2 = (1-a_4)/a_4$$

a_1, a_2, a_3 e a_4 son const.

- COCA, BUENO E COSTA (1983) } PARA POLIELECTROLITOS }
 E CARBÓN

$$v_s = a_1 \left(1 - C_p/a_2 \right)^{a_3}$$

$$a_1 = b_0 + b_1 C_p + b_2 C_p^2$$

$$a_2 = b_3 + b_4 C_p$$

$$a_3 = b_5 + b_6 C_p$$

b_0, b_1, \dots son parámetros empíricos para cada floculante

Assim mesmo, têm-se proposto equações de ajuste meramente analíticas dos dados $H-t$ na zona do espesamento:

GAUDIN (1966) } O primeiro termo é para }
 suspensões diluídas e o }
 segundo é para suspensões }
 conc. }

$$v_e = a_1 \epsilon_1 + a_2 \epsilon_2$$

$a_1, a_2 = \text{const.}$
 $\epsilon_1 = \epsilon$ de fluxo interfloculos.
 $\epsilon_2 = \epsilon$ de fluxo intrafloculos.

3.3 ■ MODELOS PARA SEDIMENTACIÓN FORZADA E ESPESAMENTO.

Normalmente todas as teorias de sedimentação supõem, de forma tácita, que todas as partículas numa proximidade dada sedimentam com a mesma velocidade. No desenvolvimento matemático fundamentalmente empregase as coordenadas eulerianas.

Balace microscópico de quantidade de movimento: (coordenadas eulerianas)

$$\frac{\partial \rho \vec{v}}{\partial t} = - (\vec{\nabla} \cdot \rho \vec{v} \cdot \vec{v}) - \vec{\nabla} p - \left(\vec{\nabla} \cdot \vec{z} \right) + \rho \vec{g}$$

onde cada termo:

$\frac{\partial}{\partial t} (\rho \vec{v})$ " ACUMULACIÓN: velocidad de aumento de cant. de mov. por unidad de volumen

$-\vec{\nabla} \cdot \rho \vec{v} \vec{v}$ " Velocidad de ganancia de cant. de mov. por conversión, por unidad de volumen.

$-\vec{\nabla} p$ " Fuerza de presión que actúa sobre el elemento por unidad de volumen.

$-\vec{\nabla} \cdot \vec{\tau}$ " Esfuerzos cortantes que actúan sobre el elemento por unidad de volumen (segundo ley de Newton \equiv velocidad de ganancia de cant. de mov. por transporte molecular (viscoso) por unidad de volumen.

$\rho \vec{g}$ " Fuerza de gravitación que actúa sobre el elemento por unidad de volumen.

Na sedimentación só temos a componente z:

$$\rho \left(\frac{\partial v_z}{\partial t} + v_x \frac{\partial v_z}{\partial x} + v_y \frac{\partial v_z}{\partial y} + v_z \frac{\partial v_z}{\partial z} \right) = - \frac{\partial p}{\partial z} - \left(\frac{\partial \tau_{xz}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yz}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zz}}{\partial z} \right) + \rho g_z$$

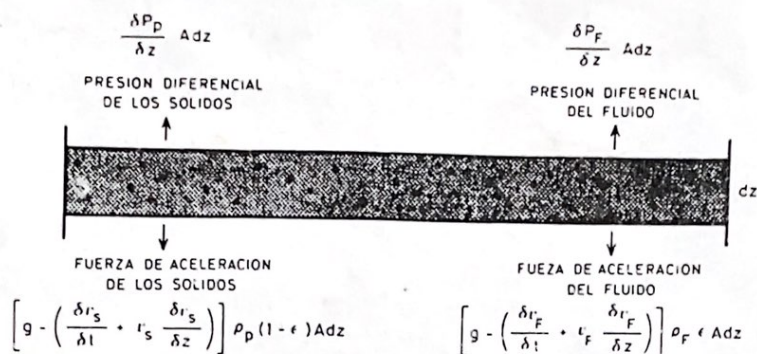
os esfuerzos viscosos son nulos.

$$\rho \left[g_z \cdot \left(\frac{\partial v_z}{\partial t} + v_z \frac{\partial v_z}{\partial z} \right) \right] = \frac{\partial p}{\partial z}$$

fuerza aceleración

fuerza de presión.

Fig. 6. Balance de fuerzas en un estrato diferencial de suspensión.



Aplicado a sólido e fluido:

$$\begin{aligned}
 & \left\{ g - \left(\frac{\partial v_s}{\partial t} + v_s \frac{\partial v_s}{\partial z} \right) \right\} \cdot \rho_p (1 - \epsilon) A dz + \quad \text{Ec. XERAL} \\
 & + \left\{ g - \left(\frac{\partial v_f}{\partial t} + v_f \frac{\partial v_f}{\partial z} \right) \right\} \rho_f \epsilon \cdot A dz = \\
 & = \frac{\partial P_D}{\partial z} A dz + \frac{\partial P_F}{\partial z} A dz.
 \end{aligned}$$

3.3.1. ■ MODELO CON PARAMETRO: MODELO DE COE E CLEVENGER ($v_s = f(C_p)$), 1916). PARA SEDIMENTACION FORZADA.

Estos autores desprecian los términos de las fuerzas de aceleración e presión de los sólidos, lo que dita ec. quedaría:

$$g(\rho_p - \rho_f)(1 - \epsilon) = \frac{\partial P_F}{\partial z} - g \rho_f = \frac{\partial P_{FD}}{\partial z}$$

sendo $\frac{\partial P_{FD}}{\partial z}$ o gradiente dinámico de presión e dado que Fitch (1979) sinala que v' igual a $k v_s$, temos que:

$$\|v_s = \sqrt{C_p}\|$$

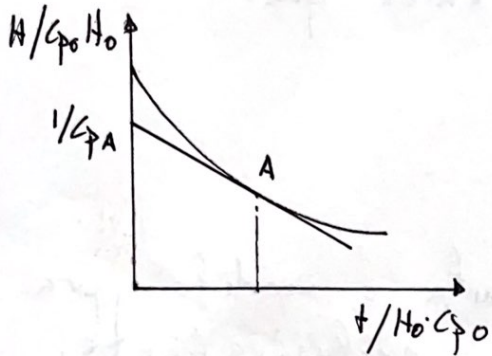
Kynch (1957) reformula o modelo, pra desde unha perspectiva exclusivamente matemática e cunha metodoloxía dedutiva, establecer unha serie de situacións características que terían que cumprirse experimentalmente. Kynch establece que a velocidade de sedimentación dunha suspensión v' só función da conc. local de partículas. Chegase a esta conclusión a partir dun estudo teórico de suspensións de partículas iguais, rixidas e non floculadas, cuxa natureza non describe.

A teoría de Kynch completa mediante a formulación dun terceiro teorema:

"Gráficamente, sobre a curva $H/C_p H_0$ versus $z/C_p H_0$, apreciase que unha tanxente no pto. A, intercepta o eixo de coordenadas nun pto. tal que $1/C_{pA}$, sendo C_{pA} a conc. existente xusto debaixo da interfase cando esta

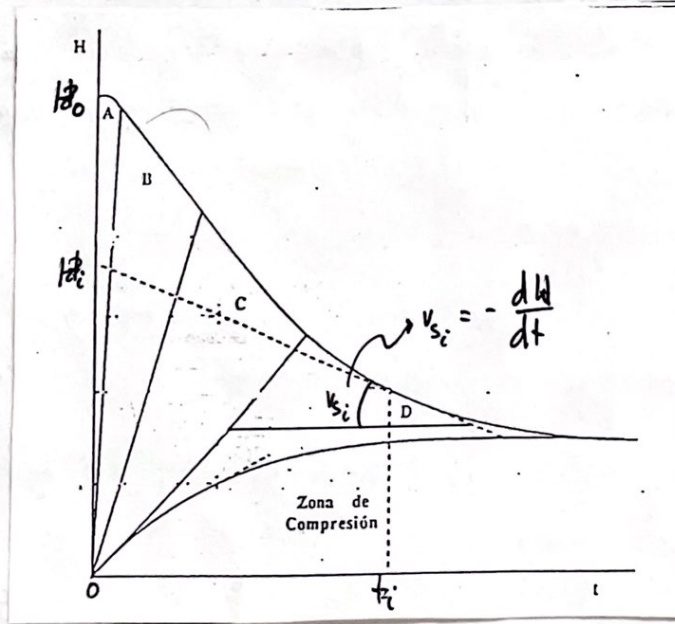
se atopa na posición correspondente
o pto. A "

Deste teorema dedúcese
que pra calquer pto
da curva:



$$c_{pi} \cdot H_i = c_{p0} \cdot H_0$$

Esta conclusión implica que a
partires dunha única curva de sedimen-
tación sería posible obter datos de
velocidade de sedimentación pra conc.
superiores a inicial e construír a curva "S-c_p"



$$c_{pi} = c_{p0} \frac{H_0}{H_i}$$

$$S_i = c_{pi} \cdot v_{si} = c_{pi} \left(- \frac{dH}{dt} \right)_i$$

As principais anomalias da teoria de Kyurh apontam o terceiro teorema, non podendo explicar moitos resultados experimentais:

- Sedimentación de fase. O representur a gráfica S vs. C_p pra una serie de probas discontinuas tense observado unha expansión da línea de fluxo de sólidos nun area. Este efecto aparece arredor do pto de inflexión, de xeito que distintas conc. da suspensión parecen ter a mesma densidade de fluxo de sólidos, e' o que se chama "sedimentación de fase". Este efecto explicase a nivel de gradiente como unha discontinuidade inversa (un extracto se sitúa sobre outro de inferior conc.), pero resulta macroscopicamente inestable dende o pto. de vista hidrostático.

- Sedimento compresible.- A teoría de Kyurh está restrinxida a todos non compresibles, pois si non o son o terceiro teorema non e' válido, xa que o perfil de composición evolucionaría cunha nova componente debida o mecanismo de

retraiemento ou compactado do sedimento.

- efectos inerciais. Kynch na sua teoria despreza os efectos inerciais (efectos de arrastre dunha partícula por outras).

3.3.2. ■ MODELO DE DIXON (1981) PRA SEDIMENTACIÓN FORZADA.

Este modelo despreza os termos de forza de aceleración do líquido e presión dos sólidos na ecuación xeral co que temos:

$$g(\rho_p - \rho_f)(1 - \epsilon) = \frac{\partial P_f}{\partial z} - g\rho_f + \left\{ \frac{\partial v_s}{\partial t} + v_s \cdot \frac{\partial v_s}{\partial z} \right\} (1 - \epsilon)\rho_p$$

polo que:

$$\sigma_s = \int (z_p, \left\{ \frac{\partial v_s}{\partial t} + v_s \cdot \frac{\partial v_s}{\partial z} \right\})$$

"Modelo de dous parámetros."

O modelo de Dixon inclúe os efectos inerciais e omite a forza de aceleración, sendo bastante complexa a súa aplicación no deseño de equipos de sedimentación.

3.3.3. ■ MODELOS PARA SEDIMENTACIÓN EN COMPRESIÓN

Existen diversas teorías pro mecanismo de compresión:

- Michaels e Bolger (1967) representan o proceso de compresión por un aumento do empaquetamento dos floculos, de xeito que o final a conc. corresponde á conc. de sólidos reais nos floculos, tendo-se eliminado os ocos entre eles. Polo tanto, o grao de compresión sería independente da masa de sólidos situada en estratos superiores.

- Scott (1966) sinala que a compresión implica a expulsión do fluido dentro dos floculos, e a conc. final é función das forzas locais de compresión evaluadas a partir da cantidade de material situado nos estratos superiores.

Ambalas dúas teorías teñen sido unificadas o considerar a existencia de forzas producidas polo floculo que son función da conc. de material dentro do floculo (MICHAELS E BOLGER) e tamén das forzas de ligadura que posúen o conc. dos floculos (SCOTT).

O igual que na sedimentación forzada, os modelos de sedimentación en compresión prautexanse a partir dun balance de

de forzas a unha lámina sedimentando. espesando, aínda que por analogía a outros fenómenos.

MODELO DE TILLER (MODELO ANALOGO A SEDIMENTACIÓN IMPEDIDA OU FORZADA).

Tiller (1981) considera un afundimento do fondo, a parte superior do sedimento compactase como si fora o fondo do recipiente. Basease na extensión da teoría de Kynch.

$$v_e = f\left(c_p, \frac{\partial c_p}{\partial z}\right)$$

MODELOS ANÁLOGOS A LEITOS DE RECHEO.

Na ec. xeral desprezianse os termos da forza de aceleración e presión dinámica dos sólidos:

$$g(\rho_p - \rho_f)(1-\epsilon) = \frac{\partial \bar{P}_F}{\partial z} - g\rho_f + \frac{\partial \bar{P}_s}{\partial z}$$

xa que: $\bar{P}_p = \bar{P}_s + \bar{P}_h$ e $\bar{P}_h = 0$ co que $\bar{P}_s = \sigma$.

entón:

$$g(\rho_p - \rho_f)(1-\epsilon) = kv_e + \frac{d\sigma}{dz}(1-\epsilon) \cdot \frac{\partial(1-\epsilon)}{\partial z}$$

$$\Rightarrow v_e = f\left(c_p, \frac{\partial c_p}{\partial z}\right)$$

Ainda que todos los modelos presentan a
 mesma ec. xeral, diferencianse na forma
 de definir os parámetros k e σ

TABLA III
 ESTIMACION DE LOS PARAMETROS K Y σ POR LOS DISTINTOS MODELOS
 DE ESPESAMIENTO

Modelo	Función K	Función σ
Shirato y cols. (1970) Teoría de consolidación de suelos de Terzaghi	$K = \text{cte.}$	$\sigma = \text{cte.}$
Michaels y Bolger Shirato (1966) Teoría moderna de la consolidación de suelos (p. 35, 30, 69)	$K = f(c_p)$	$\sigma = f(c_p)$
Modelo I de Kos (1977) (p. 34, 35)	$K = f(c_p, \frac{\partial P_{FD}}{\partial Z})$	$\sigma = f(c_p)$
Modelo II de Kos (1980)	$K = f(c_p, \frac{\partial P_{FD}}{\partial Z})$	$\sigma = f(c_p, \frac{\partial P_F}{\partial Z})$

Compre ter en conta a contribución dou-
 tros factores na xustificación dos resulta-
 dos experimentais.

- Xeometría do sistema: sedimentación
 en planos inclinados, forma do tanque,
 efecto das dimensións do tanque.
- Axitación.
- Temperatura: exemplo en
 todos artigos
- Tempo.

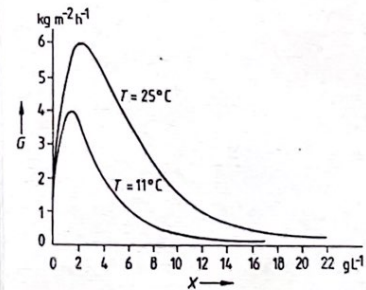


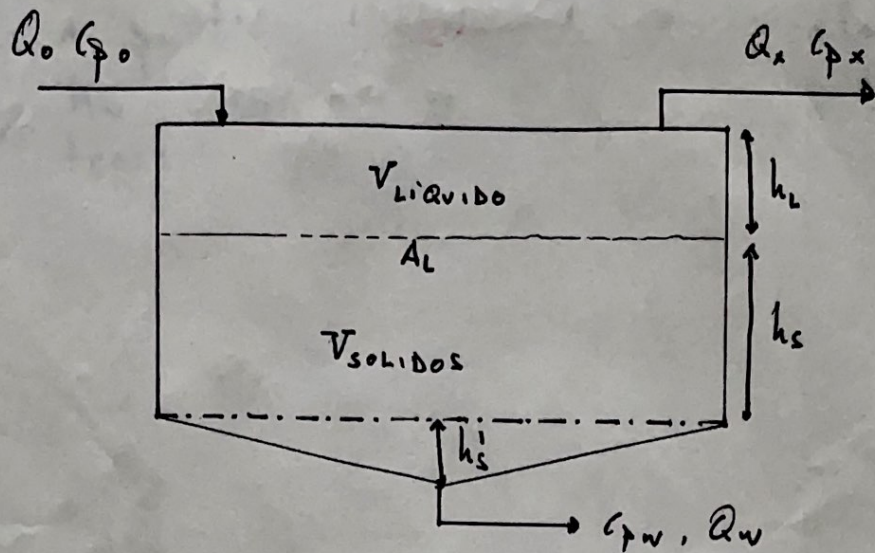
Figure 22. Influence of temperature on the solid flux during discontinuous sedimentation of activated sludge.

3.4 ■ METODOS DE DISEÑO.

A velocidade de sedimentación (individualizada ou de pistón) é o parámetro cinético que coa estequiometría global do proceso (candais e conc. implicados) permite establecer unhas condicións de operación das que se deriva unha ecuación de deseño, isto é, unha relación (eficacia de separación) vs. (tamaño do aparato) ou tempo de residencia.

Os métodos de deseño teñen como obxectivo determinar "a área de superficie horizontal" do aparato, a cal determina a componente vertical de sedimentación, e polo tanto, o grao de eficacia de sep. de partículas. O volumen do equipo virá dado cando se fixe o valor da profundidade ou altura, magnitude secundaria a establecer empiricamente por consideración sobre o desenvolvemento do perfil e distribución de corrientes e que de ningunha forma varía, pra sedimentadores análogos, co mesmo factor de troco de escala que o área.

O sistema, coas variabéis, que temos que definir é o seguinte:



Balace de materia global e de sólidos:

$$Q_0 = Q_x + Q_w$$

$$Q_0 C_{p0} = Q_x C_{px} + Q_w C_{pw} = Q_w C_{pw}$$

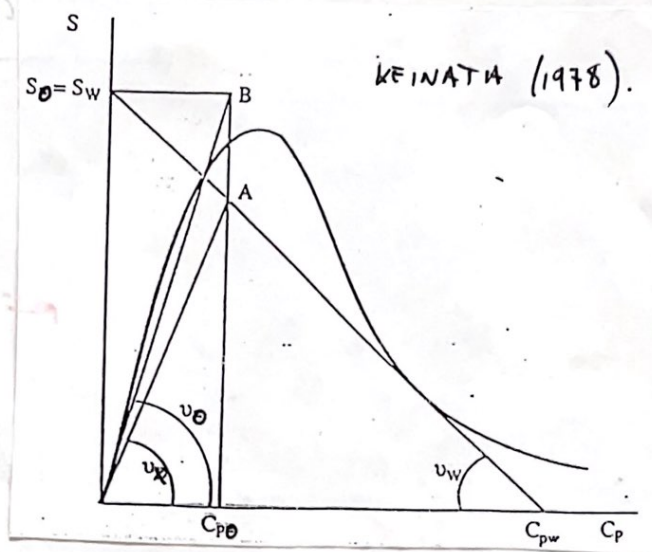
$$\frac{Q_0}{A_L} = \frac{Q_x}{A_L} + \frac{Q_w}{A_L} \Leftrightarrow v_0 = v_x + v_w$$

velocidades lineares dos fluxos.

3.4.1. METODO GRAFICO DE GEORGE-KEINATH (1978).

Os passos a seguir no método são:

1. Conhecida C_{pw} , pelo tanto, a eficiência com que queremos que trabalhe o sedimentador, podemos traçar a tangente à curva $S-C_p$ que passe por C_{pw} e obteremos S_0 e S_w .



2. Trázase a perpendicular ao eixo de abscisas por C_{po} , cuxa intersección coa tangente determina o pto. A.
3. O pto. de corte da recta que pasa por C_{po} e S_0 , paralelos a ambos eixos determina o pto. B.
4. As velocidades lineais veñen dadas na figura, co que:

$$v_0 = v_x + v_w \iff \frac{Q_0}{A} = \frac{Q_x}{A} + \frac{Q_w}{A}$$

podemos calcular A , Q_x e Q_w .

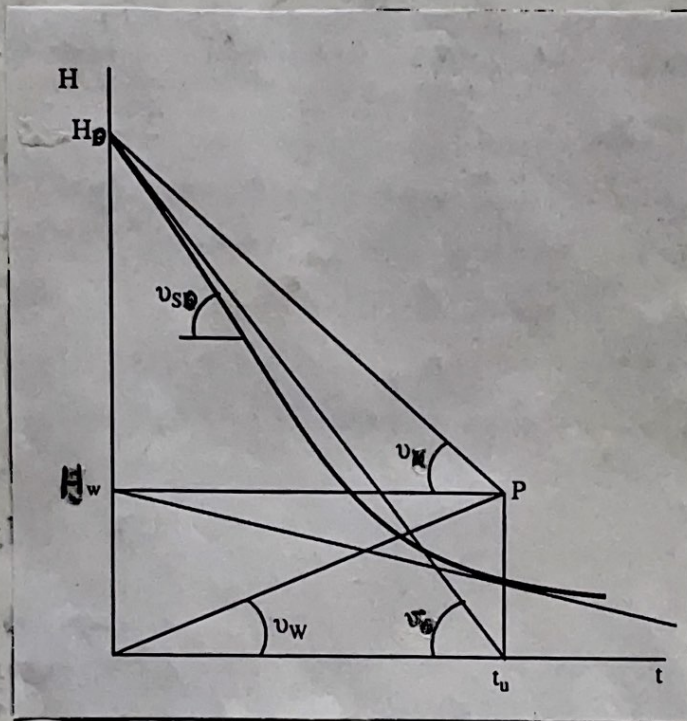
3.4.2. ■ METODO DE OBATA-WATANABE (1979).

Estos autores suxiren representar o pto. de estado característico das condicións de operación dun sedimentador continuo sobre a gráfica da sedimentación discontinua "curva H-t".

1. A partir do valor de C_{pw} calculamos H_w tendo em conta o terceiro teorema da teoria de Kynch:

$$H_w \cdot C_{pw} = H_0 \cdot C_{p0}$$

$$H_w = C_{p0} \cdot \frac{H_0}{C_{pw}}$$



2. Desde o pto $(0, H_w)$ traçase a tangente à curva $H-t$ e obtense o valor de t_u , ro que obteremos o punto P de coordenadas (t_u, H_w) .

3. A partir de t_u e P obtêmense as velocidades lineares de fluxo segundo se indicau na figura, ro que teremos A , Q_x e Q_w .

Entón:

$$A_{unitaria} = \frac{1}{v_o \cdot C_{p0}} \text{ (a da cura de sedimentación dis continua)}$$

$$A = A_o \cdot Q_o \cdot C_{p0}$$

↙
a real.

3.4.3. ■ METODO DE COE-CLEVENGER (1954).

Supondo que a unha suspensión que sedimenta segundo o mecanismo de piston imprimisel un mov. global con caudal volumétrico, Q_w , atré o fondo do recipiente, pra un observador estacionario, e polo tanto con respecto o propio recipiente obteriamos:

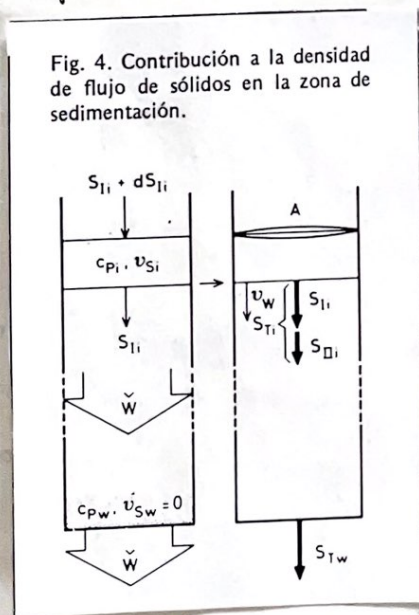


Fig. 4. Contribución a la densidad de flujo de sólidos en la zona de sedimentación.

$$S_{Ti} = S_{Ii} + S_{IIi}$$

S_{Ti} : densidade total de fluxo de sólidos no estrato

C_{Pi}

S_{Ii} : a componente de sedimentación do estrato

C_{Pi}

S_{IIi} : a componente de conversión do estrato

C_{Pi}

Logo:

$$S_{Ti} = C_{Pi} \cdot v_{Si} + C_{Pi} \cdot \frac{Q_w}{A}$$

$$= C_{Pi} \cdot v_{Si} + C_{Pi} \cdot v_w$$

$C_{Pi} \cdot v_{Si}$: sedimentación por gravidade

$C_{Pi} \cdot v_w$: sedimentación por arrastre.

Si a conc. de equilibrio ($v_{s,w}=0$) do lodo
foxe C_{pw} , a densidade de fluxo sería:

$$S_{T_i} = S_{T_w} = C_{pw} \cdot v_w$$

entón:

$$S_{T_i} = C_{p_i} \cdot v_{s_i} + C_{p_i} \cdot v_w$$

$$S_{T_i} = C_{p_i} \cdot v_{s_i} + C_{p_i} \cdot \frac{S_{T_i}}{C_{pw}}$$

$$S_{T_i} \left(1 - \frac{C_{p_i}}{C_{pw}}\right) = C_{p_i} \cdot v_{s_i}$$

$$S_{T_i} = C_{p_i} \cdot v_{s_i} \cdot \frac{1}{\frac{C_{pw} - C_{p_i}}{C_{pw}}} = \frac{C_{p_i} \cdot C_{pw} \cdot v_{s_i}}{C_{pw} - C_{p_i}}$$

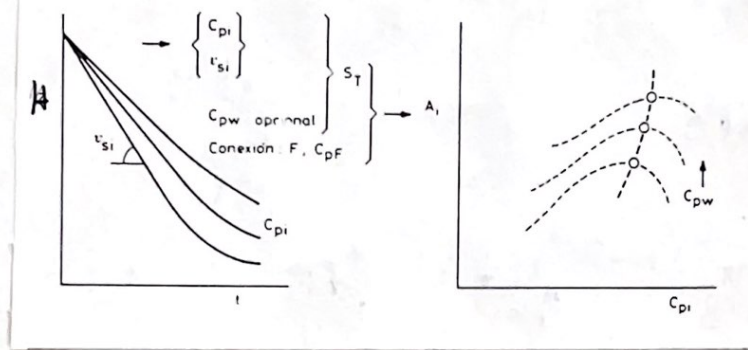
$$\left[S_{T_i} = \frac{C_{p_i} \cdot C_{pw} \cdot v_{s_i}}{C_{pw} - C_{p_i}} = \frac{Q_0 \cdot C_{p_0}}{A_i} \right]$$

de forma que A_i sería o área necesaria
pra sedimentar unha suspensión dispoñible
con caudal de sólidos $Q_0 \cdot C_{p_0}$ e obter
un lodo de conc. C_{pw} .

COE E CLEVENGER propoñen un método baseado
nun tanteo. Pra cada valor que se asigne
á conc. de lodo existen diversos valores

para o' area unitaria ou o' area necesaria pra sedimentar a unidade de fluxo de sólidos ($1/S_T$ [$L^2/M \cdot T^{-1}$]). O maior destes valores será a situação mais desfavorable e polo tanto o valor de C_p a considerar, obtendose o area.

Fig. 9. Esquema de cálculo según el procedimiento de Coe y Clevenger.



Paso 1 Constrúese a gráfica $C_{pi}, A_i (\equiv A_u)$, tenendo en conta o teorema de Kyurh, ou ben a partir da velocidade de sedimentación de pistón en diferentes curvas $H-t$.

Paso 2 O máximo da curva nos dará un valor de C_{pi} , tal que determinara un valor de A_i :

$$A_i = \frac{1}{S_T} \Rightarrow S_{T_i} = \frac{1}{A_i} \Rightarrow S_T = \frac{Q_0 \cdot C_{p0}}{A}$$

$$\text{Area} = \frac{Q_0 \cdot C_{p0}}{S_T} = Q_0 \cdot C_{p0} \cdot A_u$$

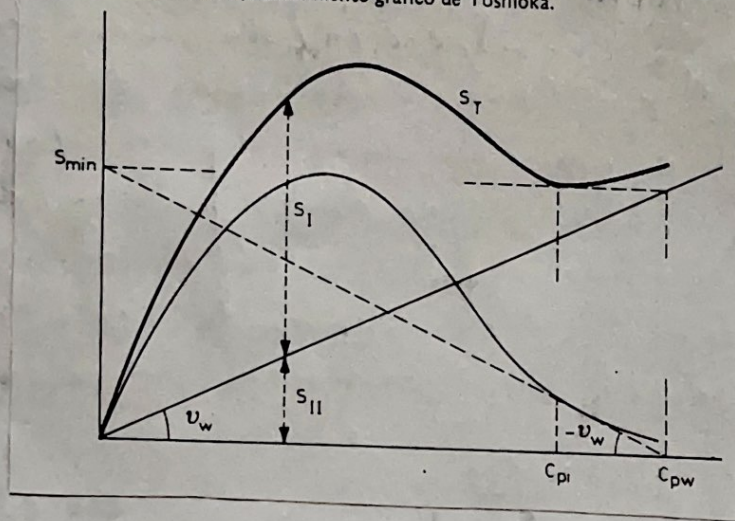
O método de COFF-CLÉVENGER apresenta boas concordâncias com resultados experimentais obtidos em sedimentadores contínuos.

3.4.4. ■ MÉTODO DE YOSHIOKA (1961).

Este método é uma aplicação do esquema de Kei-nath. Sinalar que inicialmente publicado em japonês, esteve durante anos ignorado.

Para um sedimentador em regime contínuo é fácil apreciar que se cumprem as relações estabelecidas na seguinte figura:

Fig. 14. Ilustración del procedimiento gráfico de Yoshioka.



A partir da curva $S_T \equiv S_{Si}$ vs. C_{pi} e traçando tangentes a mesma obtêm-se diversas linhas de operação. A linha de operação estabelece em todo momento uma correspondência biunívoca entre a densidade de fluxo mássico de entrada, a conc. e a velocidade de descarga. Para calcular o área bastará com fixar uma

das anteriores variáveis e traçar a tangente à curva. Este procedimento permite também a resolução analítica utilizando uma ec. empírica para $S(C_p)$.

$$S_T = S_I + S_{II}$$

$$\text{Sensidade TOTAL} = \text{SENSIDADE POR GRAVEDADE} + \text{SENSIDADE POR ARRASTE}$$

$$S_T = C_{pi} \cdot v_{si} + C_{pi} \cdot v_w$$

3.4.5. ■ MÉTODO DE HESSET (1965).

Partindo do mesmo tipo de experimentos chegue-se à construção da curva caracteris. S_T vs. C_{pi} . Para cada valor do caudal que se lhe asigne o fluxo inferior (arrastre) existe uma capacidade mínima de transporte de lodo S_{min} , e uma conc. esperable no lodo. O área requerida calcularase en función das condições do alimento real:

$$A = \frac{Q_0 \cdot C_{p0}}{S_T}$$

pois que o procedimento é algo mais elegante que o tanteo de lodo elevenger.

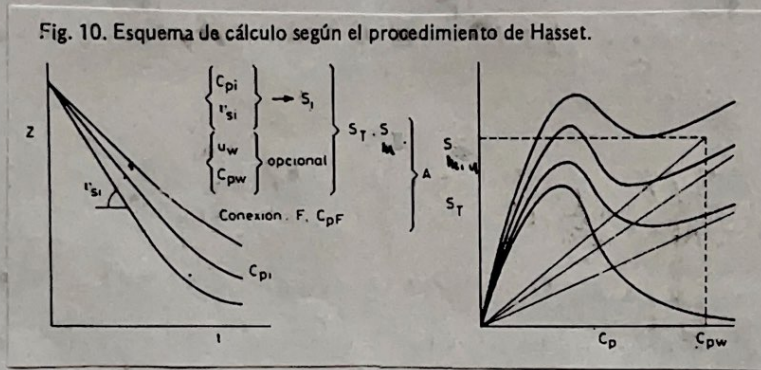
Paso 1 Assignanse valores a v_w , lo que teremos S_T :

$$S_T = C_{pi} \cdot v_{si} + C_{pi} \cdot v_w$$

Paso 2: A partir de S_T poderemos determinar o S_{min} e a conc. no todo C_{pw} . Deste xeito poderemos construír as curvas:

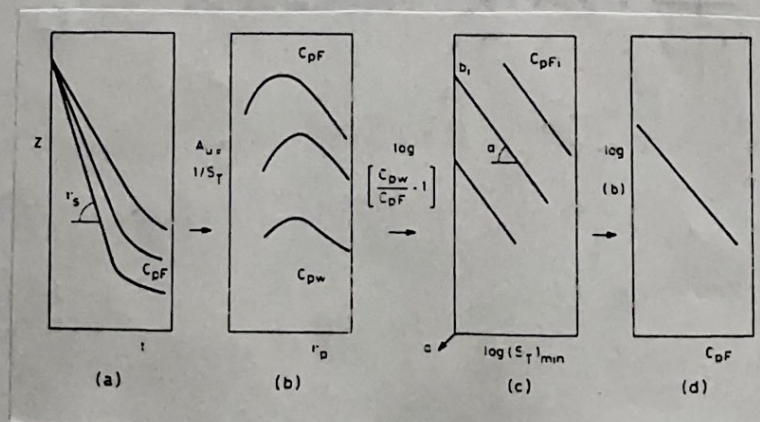
$$C_{pw} - v_w \quad \text{e} \quad S_{min} - v_w$$

Definindo teremos C_{pw} e o v_w correspondente, que nos definirá un S_{min} e polo tanto o área



3.4.6. ■ METODO DE ECKENFELDER (1968).

É un mét. moi parecido ó de COË-CLÉ-
VÉNGER, pero coa variante de introducir
uns. parámetros que ademais os datos
obtidos en réxime discontinuo pra sua
utilización en réxime continuo



Partindo dos mesmos exp. de lab. representase gráficamente A_v vs. $v_{s,i}$ pra diferentes valores da conc. desejable no lodo en función dunha conc. prestabelecida no alimento, segundo a fórmula de BETHV:

$$S_T = \frac{C_{p,i} \cdot C_{p,w} \cdot v_{s,i}}{C_{p,w} - C_{p,i}} \quad \text{"} \quad A_v = \frac{1}{S_T}$$

A partir dos valores correspondentes ó area máx. axustanse os datos a unha forma particular:

$$(C_{p,w}/C_{p,o} - 1) = b/S_T^a$$

a.: parámetro reolóxico caract. do lodo. Empíricamente tense atopado que o seu valor oscila 0,53 e 1,8.

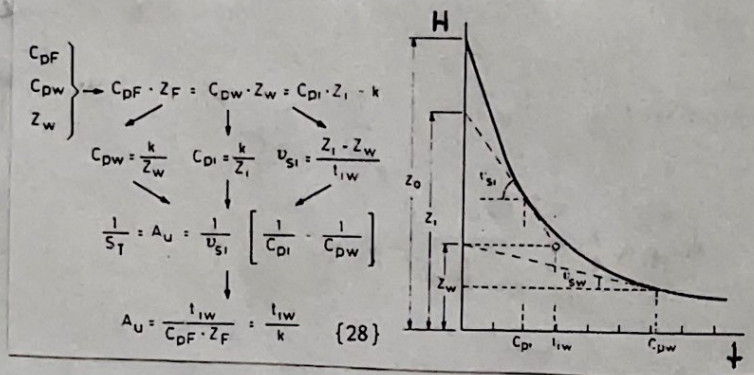
b.: función da conc. do alimento e a altura da columna. Empíricamente tense atopado que é diferente na discontínua e na contínua.

$$\frac{C_{p,w}}{C_{p,o}} - 1 = \frac{b}{S_T^a} \Rightarrow \text{Area} = \frac{Q_o \cdot C_{p,o}}{S_T}$$

3.4.7. METODO DE TALMADGE E FITCH (1955).

Este método non é máis que unha variante do método de COFF CLEVENGER, de forma que o tanteo de valores de C_{pi} , que dá lugar o valor da área máx, faise de forma gráfica, utilizando o terceiro o colarido de Kynch.

Fig. 15. Ilustración del procedimiento gráfico de Talmadge y Fitch.

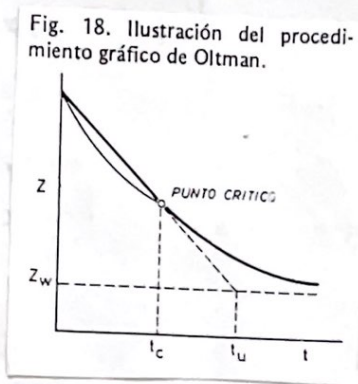


Paso 1 Calcular o tempo necesaria pra conseguir a C_{pw} requerida, trazandose a tangente nese pto.

Paso 2 Tanteanse valores de t_{iw} partindo de diferentes valores de H_i até obter un valor máximo do área:

$$A_u = \frac{t_{iw}}{k} \quad \text{onde } k = C_{p0} \cdot H_0 = C_{pw} \cdot H_w = C_{pi} \cdot H_i$$

O método de OLTMAN pode ser considerado
 uma variante do de Talmadge e Fitch.



O pto crítico determina-se a partir da bissetriz das tangentes às zonas de sedimentação de pistão e compressão.

A tangente nesse pto crítico junto com a paralela o eixo x que passa por

teremos t_u :

$$\text{Area} = \frac{Q_0 \cdot t_u}{H_0}$$

3.4.8. ■ MÉTODO DE MISCHLER (1917)

Com a mesma forma de experimentação e empregando o conceito de diluição, propõe a construção da curva v_s vs. d_i .

$$d = \frac{\rho_F \cdot \epsilon}{\rho_P (1 - \epsilon)} \quad \text{relação mássica de líquido a sólido}$$

dado que: $\rho \cdot (1 - \epsilon) = \rho_P \Rightarrow \epsilon = 1 - \frac{\rho_P}{\rho}$

temos:

$$d = \rho_F \cdot \frac{1}{\rho_P} \cdot \left(1 - \frac{\rho_P}{\rho_S}\right) = \rho_F \left(\frac{1}{\rho_P} - \frac{1}{\rho_S}\right)$$

HH

em consequência:

$$S_r = \frac{c_{pi} \cdot c_{pw} \cdot v_{si}}{c_{pw} - c_{pi}} = \frac{v_{si}}{\frac{c_{pw} - c_{pi}}{c_{pi} \cdot c_{pw}}} = \frac{v_{si}}{\frac{1}{c_{pi}} - \frac{1}{c_{pw}}}$$

si desaxamos c_p da expressão de d :

$$d = \rho_F \left(\frac{1}{c_p} - \frac{1}{\rho_s} \right) \Rightarrow \frac{1}{c_p} = \frac{1}{\rho_s} + \frac{d}{\rho_F}$$

co que:

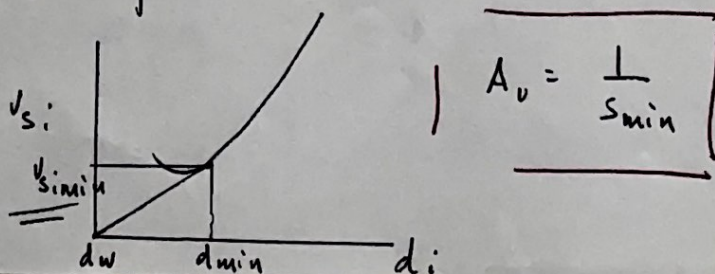
$$\frac{1}{c_{pi}} = \frac{1}{\rho_s} + \frac{d_i}{\rho_F}$$

$$\frac{1}{c_{pw}} = \frac{1}{\rho_s} + \frac{dw}{\rho_F}$$

logo:

$$S_r = \frac{v_{si}}{\frac{1}{\rho_s} + \frac{d_i}{\rho_F} - \frac{1}{\rho_s} - \frac{dw}{\rho_F}} = \frac{\rho_F \cdot v_{si}}{d_i - dw}$$

Qualquer linha traçada desde um ponto (d_i, v_{si}) da curva tem uma pendente $\frac{v_{si}}{d_i - dw}$, pelo que a pendente mais pequena (tangente que passe por dw) nos determina S_{min} , e pelo tanto, a área máxima



3.4.9. ■ CALCULO DA ALTURA DUN SEDIMENTADOR SECUNDARIO (MET. DE ROBERTS 1949)

$$V_{TOTAL} = V_{LIQUIDO} + V_{SOLIDOS}$$

$$V_{LIQUIDO} = A \cdot h_L \Rightarrow h_L = \frac{V_{LIQUIDO}}{AREA}$$

$$V_{SOLIDOS} = V_{CILINDRO} + V_{SOLEIRA}$$

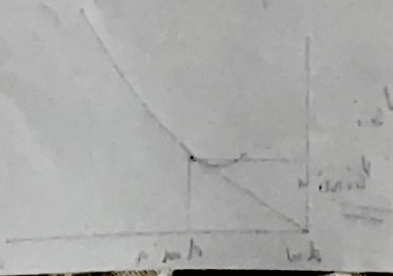
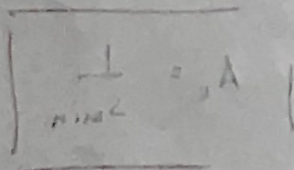
$$= A \cdot h_s + \frac{\pi}{3} R^2 \cdot h_s' \left\{ \begin{array}{l} A = \pi R^2 \\ h_s' = R \cdot (\%) \\ \text{pendiente (parâmetro de desenho)} \end{array} \right.$$

Por tanto; conhecidos $V_{LIQUIDO}$ e $V_{SOLIDOS}$ teremos h_L e h_s :

$$V_{SOLIDOS} = Q_0 \cdot \frac{C_{p0}}{\rho_s} \cdot z$$

tempo necesario pra pasar dunha conc. de C_{p0} a C_{pw} nunha sedimentación descontínua

$$V_{LIQUIDO} = Q_0 \cdot \frac{C_{p0}}{\rho_s} \int_0^z \frac{\rho_s - C_p}{C_p} dt$$



3.5. ■ APLICACIÓN DOS MÉTODOS DE JESFÑO

"Compre calcular o área dun espesador operado en continuo pra tratar $10 \text{ m}^3/\text{min}$ dunha suspensión de carbonato cálcico ($\rho = 2681 \text{ kg/m}^3$) e conseguir unha conc. de 5 g/l a 200 g/l . Nunha probeta de lab. tense estudado a sedimentación discontinua dunha suspensión acuosa de carbonato cálcico de 30 g/l de conc. obtíndose os seguintes resultados:

DATOS

t (min)	H (mm)	t (min)	H (mm)
0,0	284	7,0	136
0,5	274	7,5	125
1,0	264	8,0	115
1,5	250	8,5	107
2,0	240	9,0	97
2,5	230	9,5	88
3,0	219	10,0	81
3,5	208	12,0	63
4,0	196	15,0	51
4,5	185	20,0	41
5,0	176	29,0	38
5,5	166	37,0	29
6,0	157	150,0	25
6,5	144	⊙	23

■ MÉTODO DE GEORGE-KENNETH

Compre construir a curva "S-Cp" a partir
 tire do terceiro teorema de Kyuchi:

$$C_{p0} H_0 = C_{pi} \cdot H_i$$

$$C_{pi} = C_{p0} \cdot \frac{H_0}{H_i}$$

ordenada na
origem da
tangente

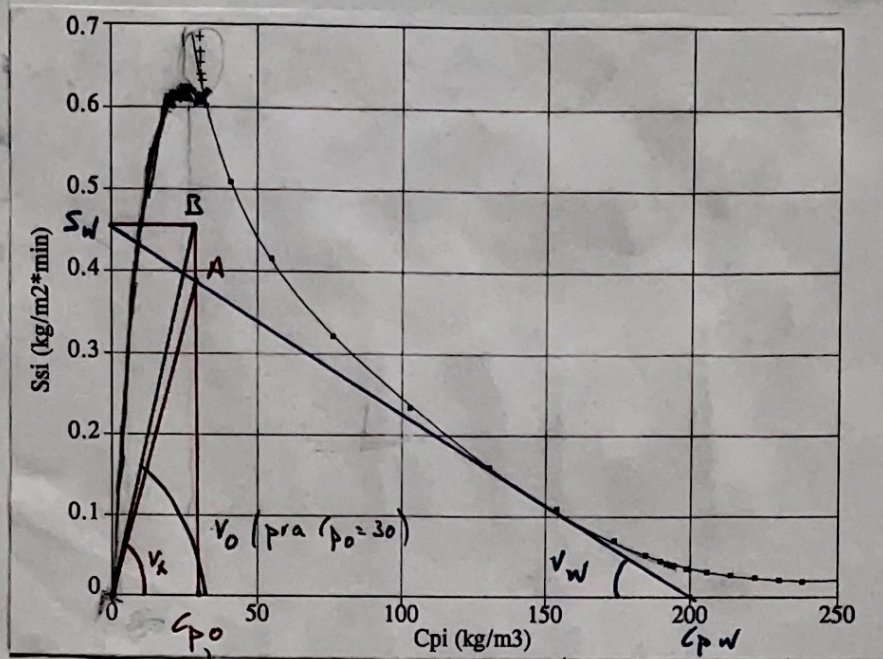
$$S_{si} = C_{pi} \cdot v_{si}$$

$$v_{si} = - \frac{dH}{dt}$$

$C_{pi} = C_{p0} \cdot \frac{H_0}{H_i}$ (kg/m ³)	$v_{si} = - \frac{dH}{dt}$ (m/min)	$S_{si} = v_{si} \cdot C_{pi}$ (kg/m ² ·min)
30,00	0,0268	0,804
30,52	0,0214	0,653
30,73	0,0208	0,640
32,59	0,0184	0,601
40,89	0,0124	0,579
46,95	0,0099	0,463
59,49	0,0066	0,392
76,11	0,0042	0,321
89,04	0,0031	0,276
102,90	0,0023	0,234
123,80	0,0014	0,177
130,50	0,0012	0,161
142,90	0,0009	0,132
153,90	0,0007	0,109
163,70	0,0006	0,090
173,90	0,0004	0,070
184,90	0,0003	0,052

2H

Paso 1 $C_{pw} = 200 \text{ kg/m}^3$, trazamos a tangente a curva que pase pelo pto $(C_{pw}, 0)$



Esta curva de sedimentación discontinua.

Paso 2

$$v_w = \frac{S_w}{C_{pw}} = \frac{0,456}{200} = 0,00228 \text{ m/min}$$

$$v_0' = \frac{S_0}{C_{p0}} = \frac{0,456}{5} = 0,0912 \text{ m/min}$$

(para $C_p = 5 \text{ kg/m}^3$)

↑
v real.

$$v_0 = v_x + v_w \Rightarrow v_x' = v_0' - v_w = 0,0889 \text{ m/min.}$$

Paso 3

$$\left[v_0 = \frac{Q_0}{A} \Rightarrow A = \frac{Q_0}{v_0} = \frac{10 \text{ m}^3/\text{min}}{0,0912 \text{ m/min}} = \underline{\underline{109,6 \text{ m}^2}} \right]$$

$$v_w = \frac{Q_w}{A} \Rightarrow Q_w = v_w \cdot A = 0,250 \text{ m}^3/\text{min}$$

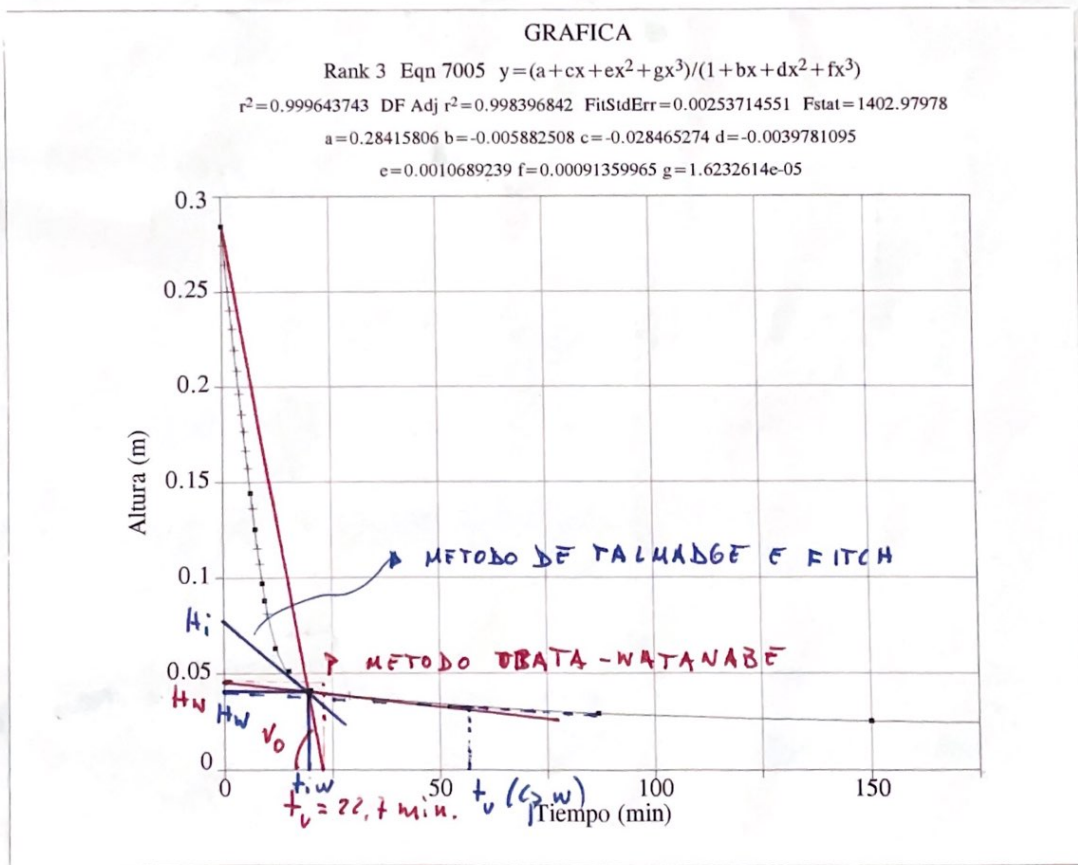
$$Q_x = Q_0 - Q_w = 9,75 \text{ m}^3/\text{min.}$$

■ METODO DE OBATA-WATANABE.

Paso 1 calculos H_w

$$H_w = A_0 \cdot \frac{C_{p0}}{C_{pw}} = 0,284 \cdot \frac{30}{200} = 0,0426.$$

trazo a tangente pra obter t_v



entón:

$$A_v = \frac{1}{v_0 \cdot C_{p0}} = \frac{1}{0,284 \cdot 30} = 2,66 \text{ m}^2 \cdot \text{min}/\text{kg}.$$

$$[\text{Area} = 2,66 \cdot 10 \cdot 5 = 133 \text{ m}^2]$$

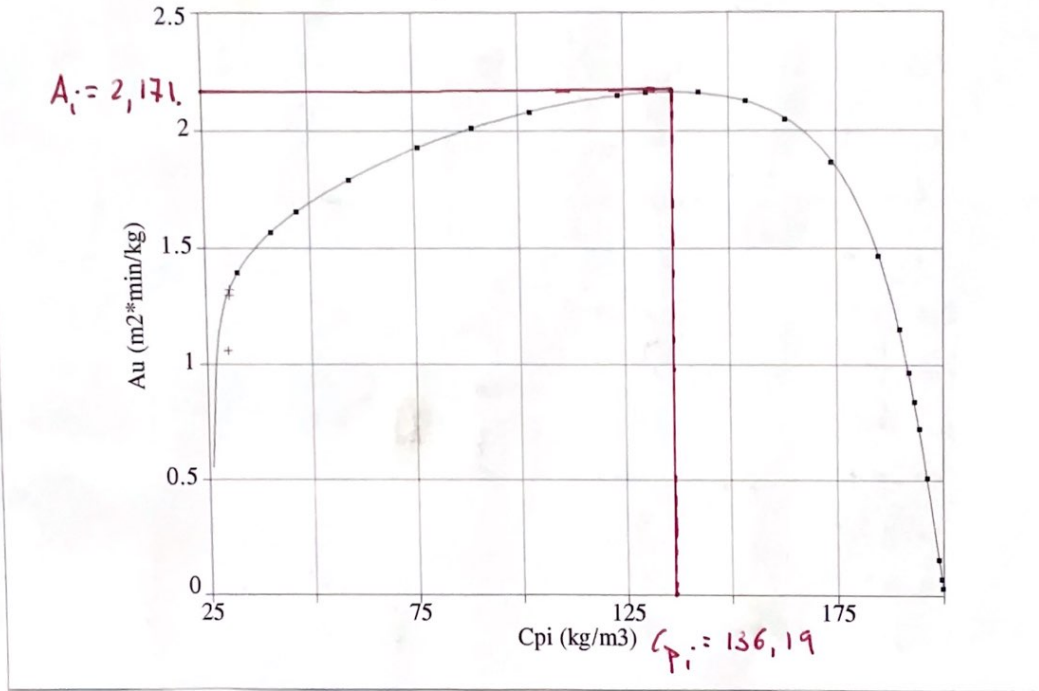
■ METODO DE COE-CLEVENGER.

Paso 1 Construcción de gráfica " $C_p - A_i$ "

C_p : (kynch) (kg/m ³)	$v_{s,i} = -\frac{dh}{dt} \cdot 10^2$ (m/min)	$S_{T,i} = \frac{C_p \cdot C_w \cdot v_{s,i}}{C_w - C_p}$ (kg/m ² ·min)	$A_i = \frac{L}{S_{T,i}}$
30,00	2,679	0,946 = $\frac{30 \cdot 200 \cdot 45}{200 - 30}$	1,058
30,52	2,141	0,771	1,297
30,73	2,062	0,756	1,323
32,59	1,844	0,714	1,393
40,89	1,242	0,638	1,567
46,95	0,986	0,605	1,654
59,49	0,659	0,558	1,791
76,11	0,422	0,519	1,927
89,04	0,310	0,498	2,010
102,90	0,227	0,481	2,078
123,80	0,143	0,465	2,150
130,50	0,123	0,427	2,161
142,90	0,092	0,420	2,164
153,90	0,070	0,421	2,125
163,20	0,055	0,428	2,045
173,90	0,040	0,537	1,864
184,80	0,028	0,683	1,465
189,80	0,023	0,869	1,151
197,00	0,022	1,037	0,965
193,30	0,020	1,191	0,840

GRAFICA 9 (Coe&Clev.)

Rank 2 Eqn 7207 $y=(a+clnx+e(lnx)^2+g(lnx)^3+i(lnx)^4)/(1+blnx+d(lnx)^2+f(lnx)^3+h(lnx)^4)$
 $r^2=0.999871126$ DF Adj $r^2=0.999774471$ FitStdErr=0.0105660613 Fstat=12607.5918
 $a=0.17125469$ $b=-0.74941948$ $c=0.18210159$ $d=0.19542387$ $e=-0.17860078$
 $f=-0.020626257$ $g=0.0432467$ $h=0.00070101349$ $i=-0.0032417964$



Paso 2

$$A_v = 2,171 \text{ m}^2 \cdot \text{min}/\text{kg}$$

$$\left[\text{Area} = \frac{Q_0 \cdot C_{p0}}{S_T} = A_v \cdot Q_0 \cdot C_{p0} = 2,171 \cdot 10 \cdot 5 = 108,6 \text{ m}^2 \right]$$

■ METODO DE HESSET.

Paso 1

$$S_T = C_{pi} \cdot v_{si} + C_{pi} \cdot v_w$$

mediante o programa anexo, pra valores de v_w teremos C_{pw} e S_{min}

PROGRAMA 2:

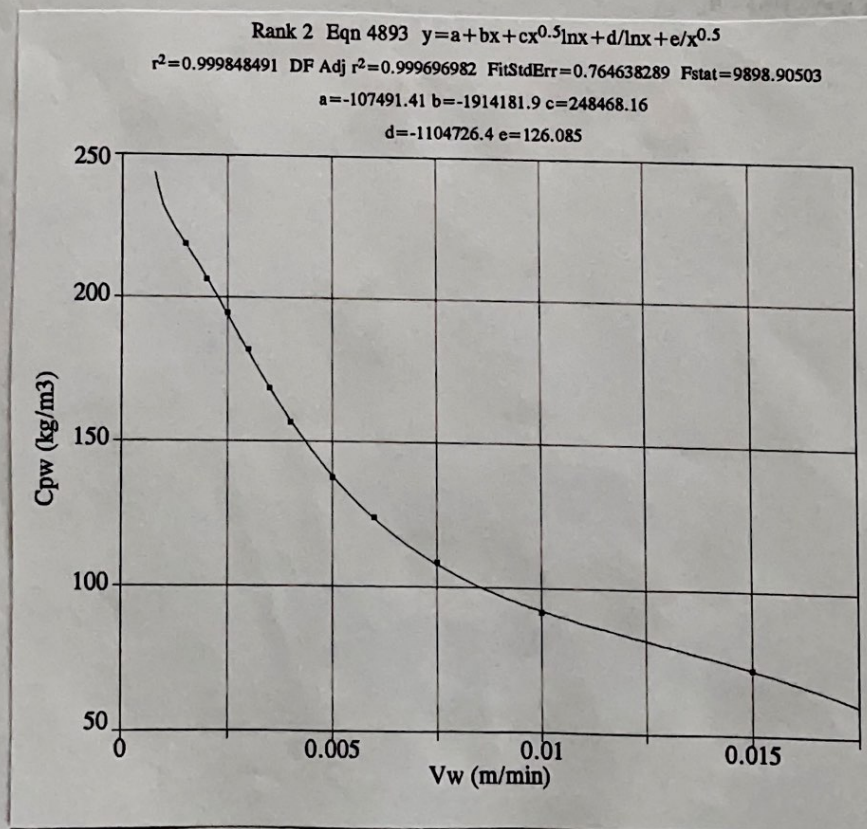
<< Ssi-Cpi >>

```
10 INPUT "CpF"B
20 IF B # 0 THEN 30 X=B
    40 Z=Abs(f2(X))
    50 PRINT A "VsF" =Z/B
    60 F=B
    70 PRINT Q "Vsi para Cp0" =Abs(d(f2(X))/dX , F)
80 INPUT "Cpw"W
90 INPUT "Curva con inflexión"J
100 IF J=SI THEN 110 PRINT "Meter las Cpi que estén después de la inflexión"
120 INPUT "Dato Cpi"F
130 INPUT "% de error"P
140 P=P/100
150 IF W=0 THEN 160 INPUT "Dato Cp2"M
    170 I=M - F
    ELSE 180 I=(W - F)/10
190 IF J=NO THEN 200 IF W=0 THEN 210 C=C+1
    220 F=B
    ELSE 230 F=F-I
240 INPUT "Vw asignada para el método de Hasset"E
250 IF J=NO THEN
    260 IF Abs(E)>Abs(d(f2(X))/dX ,F) THEN
        270 PRINT "Vw debe de ser menor que la Vsi para Cp0"
        280 PRINT Q "Vsi para Cp0"
        290 GOTO 240
300 IF C=0 THEN 310 F=F+I
320 H=(d(f2(X))/dX ,F)
330 X=F
340 Y=f2(X)
350 V=Y - H*(F - B)
360 X=F - Y/H
370 IF E # 0
    THEN 380 IF S=0
        THEN 390 IF Abs H<Abs E
            THEN 400 IF 10*(Abs(E/H - 1))>P
                THEN 410 IF R=0
                    THEN 420 D=F
                        430 L=I
                        440 R=R+1
                    450 F=F-I
                    460 I=I/10
                    470 GOTO 300
                ELSE 480 S=S+1
                    490 PRINT X "Cpw para Vw de Hasset"
                    500 Y=(Abs H)*X
                    510 PRINT Y "SIL para Vw de Hasset"
                    520 F=D
                    530 I=L
                    540 F=F-I
                    550 GOTO 300
            ELSE 560 IF I<L
                THEN 570 GOTO 300
580 IF X<W THEN 590 PRINT X
```

v_w (m/min)	C_p (kg/m ³)	S_{min} (kg/m ² .min)
0,0150	77,710	1,091
0,0100	91,612	0,916
0,0075	108,35	0,813
0,0060	173,54	0,741
0,0050	137,46	0,687
0,0040	156,24	0,625
0,0035	168,14	0,588
0,0030	181,62	0,545
0,0025	194,42	0,486
0,0020	206,03	0,412
0,0015	218,60	0,328

Paso 2

A curva C_{pw} vs. v_w será:

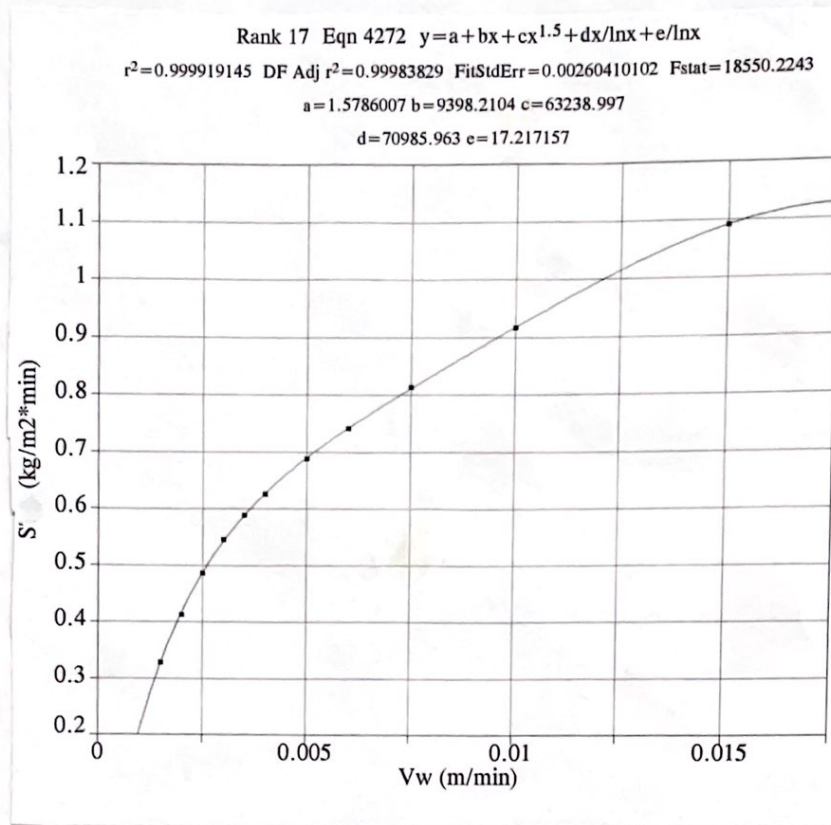


```

600 IF C=0 THEN
  610 IF W#0 THEN
    620 IF X<W THEN
      630 GOTO 300
    ELSE
      640 IF (X/W - 1)>P THEN
        650 F=F-I
        660 I=I/10
        670 GOTO 300
      ELSE
        680 IF V>Z THEN
          690 GOTO 300
        700 IF (Z/V - 1)>P THEN
          710 F=F-I
          720 I=I/10
          730 GOTO 300
        740 IF T=0 THEN
          750 T=T+1
          760 F=F-I
          770 I=I/10
          780 GOTO 300
        790 C=C+1
        800 IF W#0 THEN 810 I=X-W
          ELSE 820 I=I/2
        830 F=F-I
        840 GOTO 300
      850 PRINT X "Cpw"
      860 PRINT F "Cpi"
      870 PRINT H "Vw"
      880 P=P*100
      890 Q=Y - H/F
      900 PRINT Q "SII (Yoshioka)"

```

A curva S_{min} vs. v_w será:



Então pra um valor de $\rho_w = 200 \text{ kg/m}^3$ teremos:

$$v_w = 0,00226 \text{ m/min}$$

$$S_{min} = 0,455 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{min}$$

$$A_v = 2,199 \text{ m}^2 \cdot \text{min/kg}$$

$$\left[A_{FEA} = A_v \cdot Q_o \cdot \rho_o = 109,95 \text{ m}^2 \right]$$

■ METODO DE TALMADGE - FITCH.

Paso 1 Para $\rho_w = 700 \frac{kg}{m^3} \Rightarrow t_v = 56,79 \text{ min}$

Paso 2 Pto de corte que determine un valor de t_{iw} :

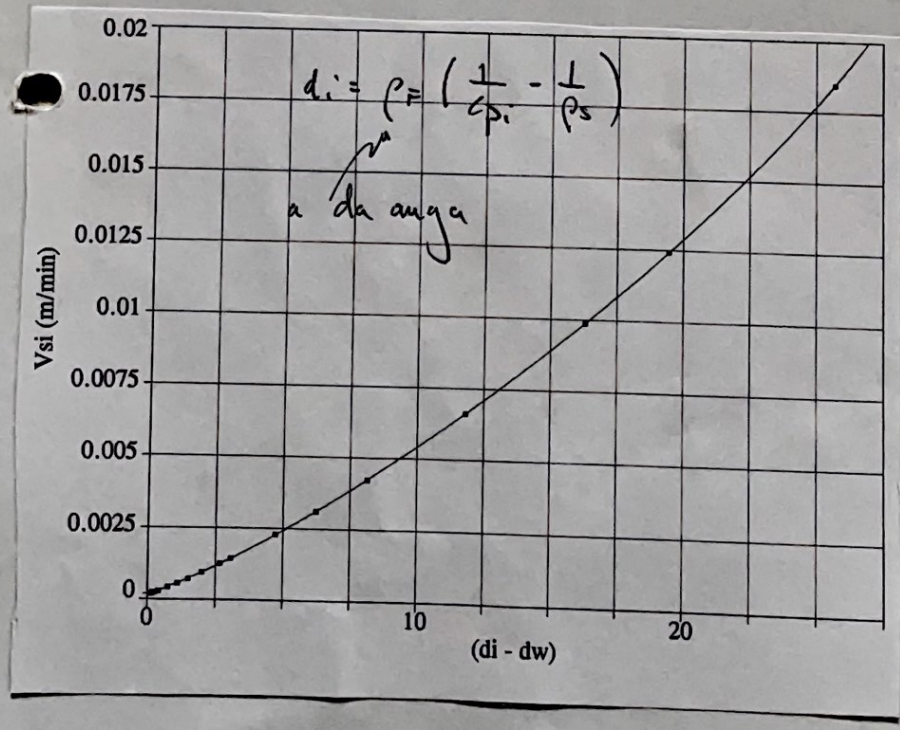
$t_{iw} = 19,40 \text{ min}$

Paso 3 $A_v = \frac{t_{iw}}{k} = \frac{t_{iw}}{c_p H_0} = \frac{19,40}{30 \cdot 0,284} = 2,28 \text{ m}^2 \cdot \text{min} / \text{kg}$

Paso 4 $[ANFA = 2,28 \cdot 10 \cdot 5 = 114 \text{ m}^2]$

■ METODO DE MISCHLER

construense a grafica v_{si} vs. d_i



$S_{T_{min}} = 0,462 \text{ kg} / \text{m}^2 \cdot \text{min}$

$A_v = 2,165 \text{ m}^2 \cdot \text{min} / \text{kg}$

$[ANFA = 108,2 \text{ m}^2]$

4. REFERENCIAS

Artigos

- Garvín, A., Ibartz, A. (1999). Diseño de sedimentadores por zonas. *Ingeniería Química* 356:253-257
- Gutiérrez, A., Bueno, J.L., Muñiz, M. (2006). Diseño de sedimentadores-espesadores. *Ingeniería Química* 440:92-100
- Lavín, A.G., García, R., Bueno, J.L. (1992). Diseño y operación de sedimentadores-espesadores en el tratamiento de aguas. *Tecnología del Agua* 100:41-51.
- Moreira, M.T., Lema, J.M., Lucas, T. (1995). Planta de tratamiento de aguas de mina. Optimización del funcionamiento y reducción del volumen de lodos. *Ingeniería Química* 309:129-133.
- Muñiz, M., García, R., Gutiérrez, A., Bueno, J.L. (1995). Planta piloto de floculación-sedimentación (y II). Descripción del equipo y sistema de control. *Ingeniería Química* 316:163-167

Libros

- Degremont (1991) Water Treatment Handbook. Degremont, (6th Ed.). Rueil-Malmaison Cedex.
- Hernández Muñoz, A. (1992). Depuración de Aguas Residuales (2ª Ed.). Paraninfo, Madrid
- Metcalf & Eddy Inc. (1995). Ingeniería de aguas residuales. Tratamiento, vertido y reutilización (3ª Ed.). Mc-Graw Hill, Madrid