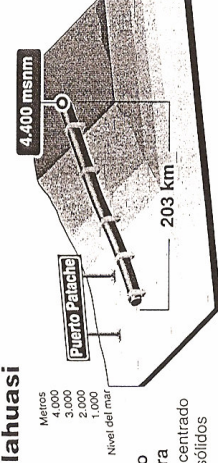


*TRANSPORTE
HIDRAÚLICO
DE
PULPA*



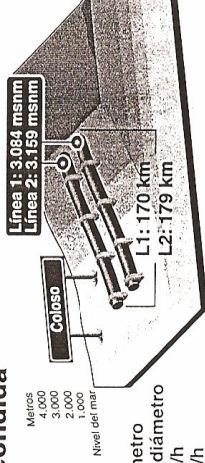
Mineroductos en Chile

Collahuasi



- 7" diámetro
- 111 m³/hora
- pulpa de concentrado con 60% de sólidos

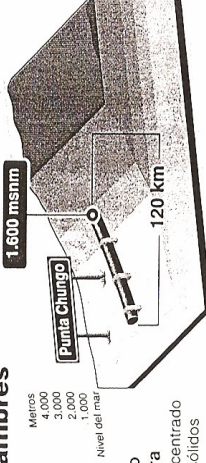
Escondida



- L1: 9" diámetro
- L2: 6" y 7" diámetro
- L1: 296 m³/h
- L2: 125 m³/h
- pulpa de concentrado con 65% de sólidos

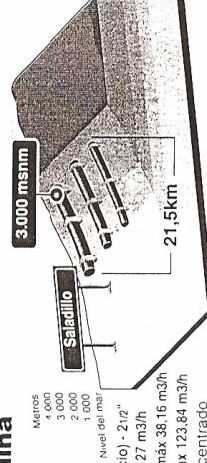
La Línea 2 entrará en operaciones con la puesta en marcha de la Fase IV

Pelambres



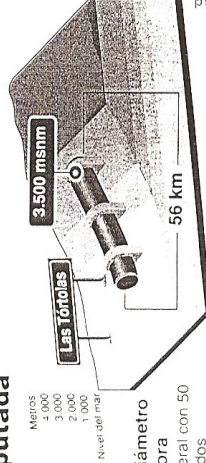
- 7" diámetro
- 141 m³/hora
- pulpa de concentrado con 60% de sólidos

Andina



- Línea 1: 4" (inicio) - 2 1/2" (termino) - max 27 m³/h
- Línea 2: 4" - 3" - max 38,16 m³/h
- Línea 3: 6" - max 123,84 m³/h
- pulpa de concentrado con 48% de sólidos

Disputada



- 20" y 24" diámetro
- 2.300 m³/hora
- pulpa de mineral con 50 a 60% de sólidos

Finalizado el Proyecto de Expansión, todo el mineroducto tendrá un diámetro de 24".

TRANSPORTE DE PULPA

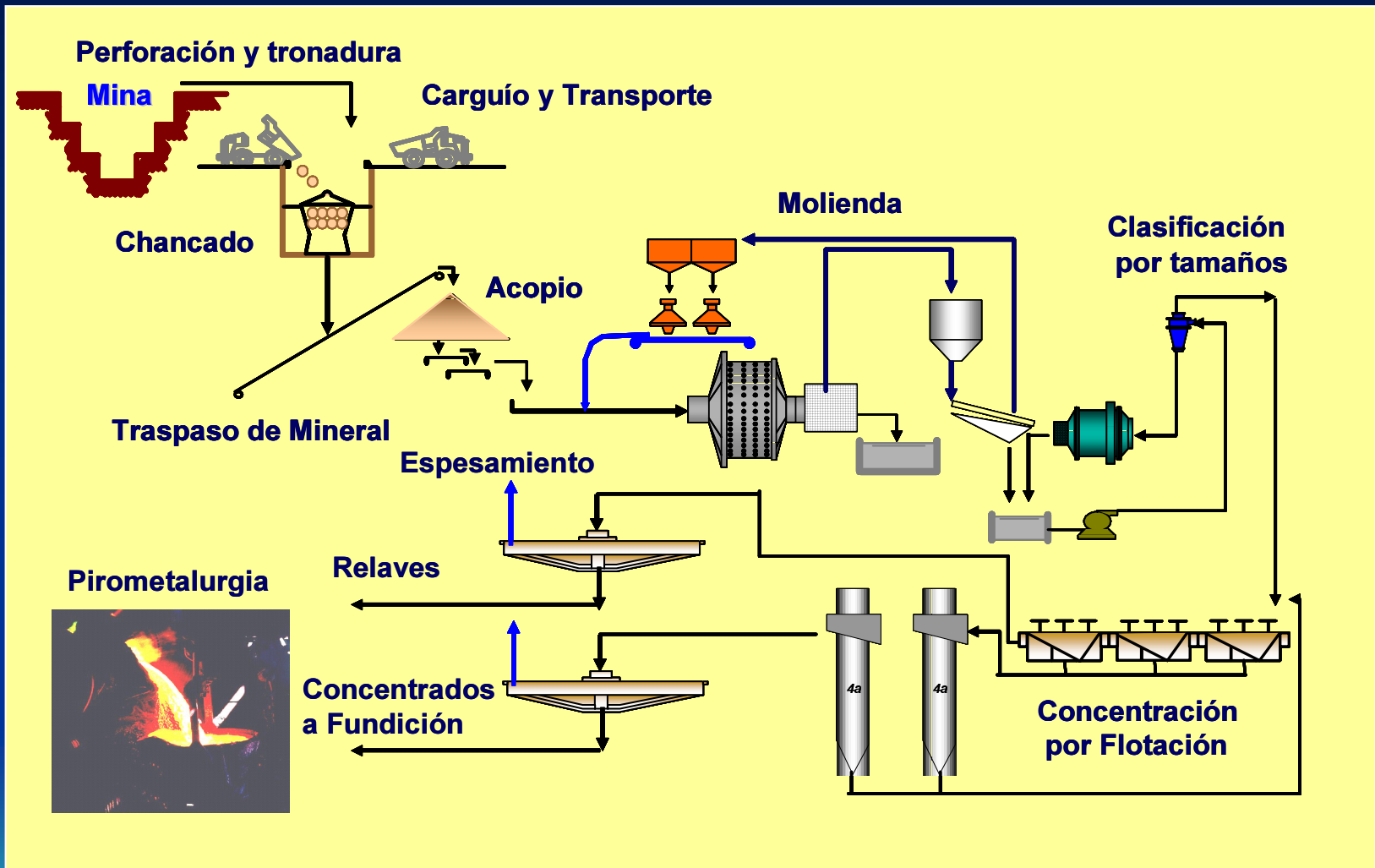
Los casos típicos de movimiento de pulpas en una planta son:



- Transporte de pulpa desde la descarga de los molinos a los hidrociclones (equipos de clasificación por tamaño). Empleo de bombas.
- Transporte de pulpa de la planta de molienda (overflow de hidrociclones) a la etapas de concentración de minerales (ejm. flotación).
- Transporte de concentrados desde los espesadores a los filtros.
- Transporte de relaves de flotación a los depósitos de relaves, etc.

En estos casos si las condiciones topográficas son favorables se utiliza el transporte **hidráulico gravitacional**, el que puede realizarse, dependiendo del caso, en: tuberías (flujo a presión), en canaletas (superficie libre) o en acueductos (tubería con superficie libre). Si las condiciones **no son favorables se requiere de bombeo**, en este caso se emplean tuberías (flujo a presión).





VARIABLES PRINCIPALES QUE CONDICIONAN EL TRANSPORTE HIDRÁULICO DE SÓLIDOS

Características del sólido (mineral):

- Gravedad específica.
- Distribución granulométrica (tamaños característicos).
- Forma de las partículas.
- Angulo de fricción interna.

Características del fluido:

- Viscosidad
- Densidad

Características de la pulpa:

- Densidad de la pulpa
 - Concentración de sólidos en peso (C_p) y en volumen (C_v).
 - Viscosidad de la pulpa.
- 

VARIABLES PRINCIPALES QUE CONDICIONAN EL TRANSPORTE HIDRÁULICO DE SÓLIDOS

Ducto (tubería, canal o acueducto):

- Forma
- Tamaño
- Pendiente
- Rugosidad

Caudal volumétrico (Q_T)

Aceleración de gravedad (g)

Coefficiente de fricción (sólido – pared del ducto).



PARA QUE UN SISTEMA PARTICULADO SE PUEDA TRANSPORTAR HIDRÁULICAMENTE SE DEBE CUMPLIR CON LO SIGUIENTE:

- El sólido no debe reaccionar químicamente ni con la fase líquida, ni con la tubería.
- No debe existir problemas de aglomeración y posterior obstrucción de la tubería.
- Las partículas de mineral deben poder mezclarse y separarse de la fase líquida.
- El desgaste y ruptura de las partículas producto de su transporte hidráulico no debe afectar las etapas posteriores.



CARACTERÍSTICAS DEL FLUIDO

Viscosidad (μ)

Es la propiedad de un fluido mediante la cual se ofrece resistencia al esfuerzo tangencial, depende de la temperatura. La unidad de medida más utilizada es el centipoise, cP, (1 poise es equivalente a 1 g/(cm s)). El agua pura a 20 ° C tiene una viscosidad de 1,002 cP. En el sistema internacional la unidad de viscosidad es kg/ (m s). Para el agua a 20°C, μ vale $1,005 \cdot 10^{-3}$ kg/ (m s).

La viscosidad se puede expresar como:

$$\mu = \frac{\tau}{dv/dy}$$

donde:

τ = Esfuerzo de corte.

dv/dy = Tasa de deformación angular de la mezcla (velocidad del fluido, v / distancia perpendicular a la dirección del flujo, y).

CARACTERÍSTICAS DE LA PULPA

Algunas de las ecuaciones típicas utilizadas para la determinación de la viscosidad de la pulpa μ_p , son:

➤ **Ecuación de Thomas** (estudio experimental con esferas uniformes, sin restricción para C_V):

$$\frac{\mu_p}{\mu} = 1 + 2,5 C_V + 10,05 C_V^2 + 0,00273 \exp^{16,16 C_V}$$

➤ **Ecuación de Wellman** (experiencias realizadas con relaves Chilenos, entrega mejores resultados)

$$\frac{\mu_p}{\mu} = \frac{\exp^{(-10,4 C_V)}}{\left(1 - \frac{C_V}{0,62}\right)^8}$$

Las ecuaciones anteriores sólo dependen de C_V , no consideran otras variables que afectan de manera importante en la viscosidad como es el pH.

COMPORTAMIENTO RHEOLOGICO DE LOS FLUIDOS

Las expresiones anteriores son válidas para suspensiones que se comportan como fluido newtoniano, es decir, existe una relación lineal entre la magnitud del esfuerzo de corte aplicado y la rapidez de la deformación resultante, en este caso μ es constante.

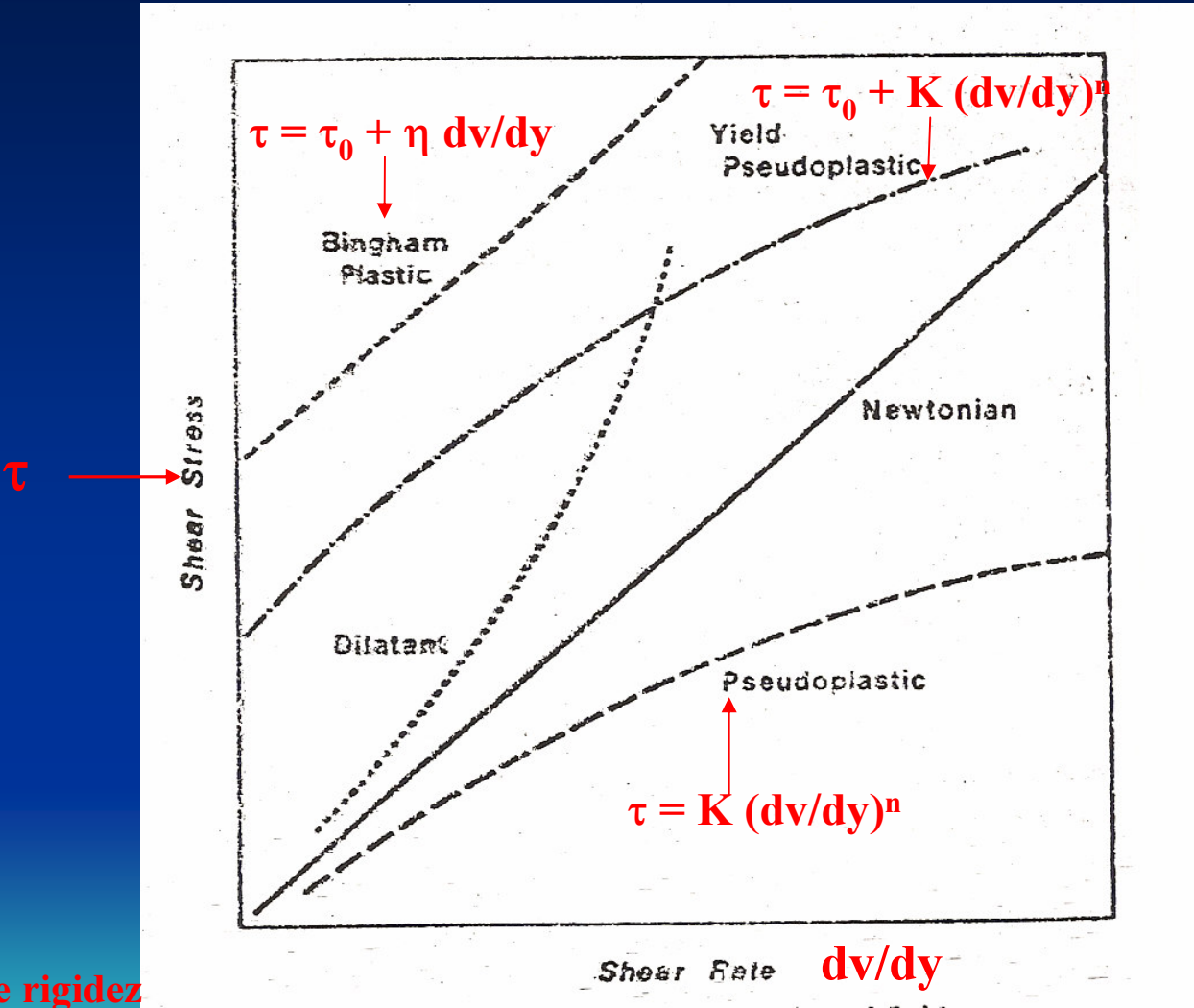
El aumento de la concentración de sólidos puede hacer que cambie el comportamiento rheológico de la pulpa. Considerando rheologías que no dependen del tiempo, las más comunes de encontrar en pulpas son:



- Plástico de Bingham
- Pseudoplástico
- Pseudo plástico con esfuerzo de fluencia.



COMPORTAMIENTO REOLÓGICO DE LOS FLUIDOS



η = coeficiente de rigidez

CARACTERÍSTICAS DEL FLUIDO

Viscosidad Cinemática (ν)

Este término se utiliza frecuentemente y corresponde al cociente entre la viscosidad y la densidad del fluido.

$$\nu = \frac{\mu}{\rho}$$

donde:

ν = viscosidad cinemática (m^2/s).

ρ = densidad del fluido (kg/m^3).

VALORES DE VISCOSIDAD RECOMENDADA EN FUNCIÓN DEL PH

Cp (%)	(γ) Viscosidad Cinemática ($10^{-6} \times \text{m}^2/\text{seg}$)	
	pH = 10,0	pH 0 11,0
30	1,7	1,8
35	2,0	2,2
40	2,4	2,5
45	2,8	3,1
50	3,5	4,1
55	4,8	5,6
57,5	6,3	7,6
60	7,3	8,5
65	17,5	19,3

CARACTERÍSTICAS DEL FLUIDO

Número de Reynolds


Permite caracterizar la naturaleza del escurrimiento. En un flujo en tuberías se puede expresar como:

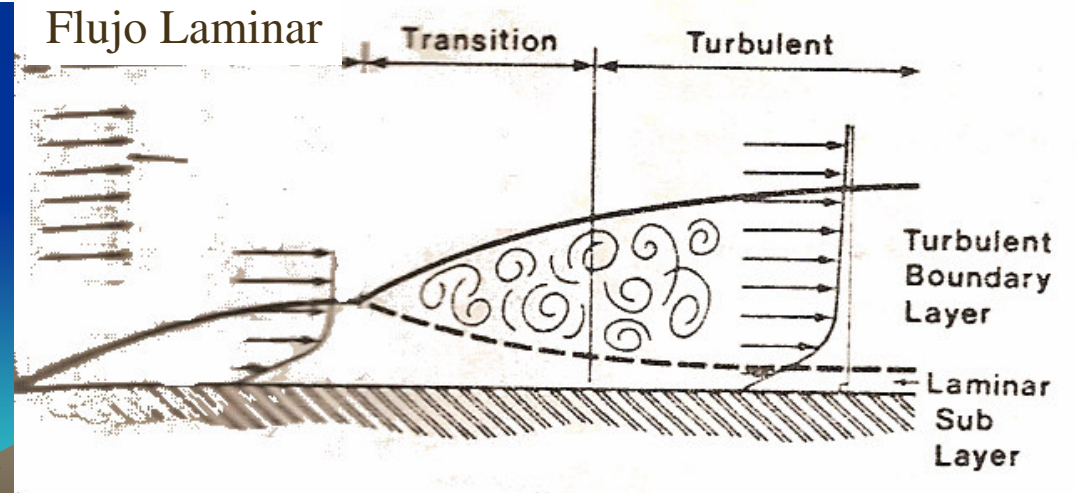
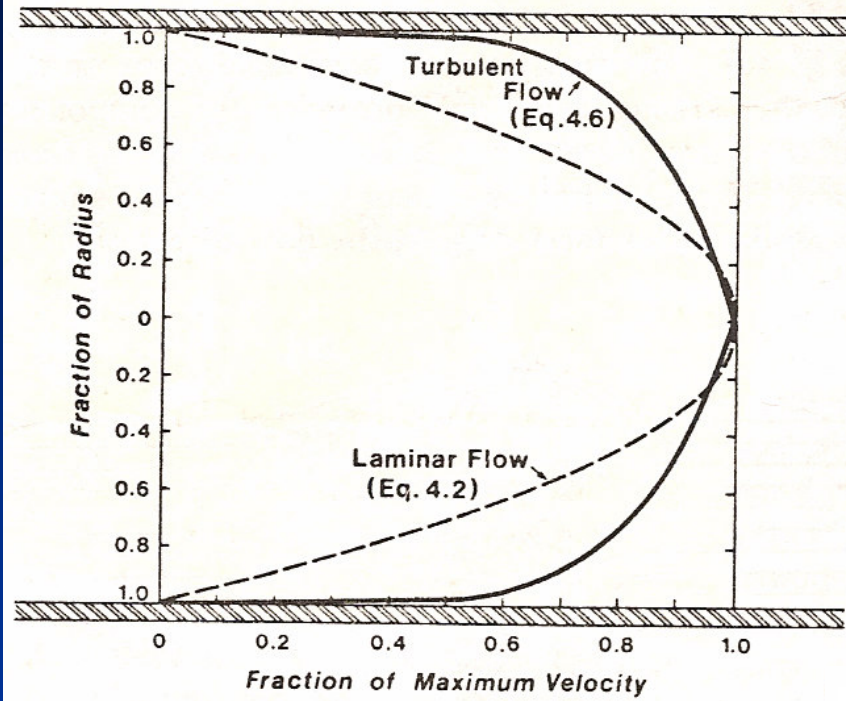
$$\Re = \frac{D \bar{v} \rho_f}{\mu}$$

donde:

- D = diámetro del ducto.
- \bar{v} = velocidad media del flujo.
- ρ_f = densidad del fluido.

Para flujo de líquidos:

- $\text{Re} < 2000$ Flujo laminar 
- $2000 \leq \text{Re} \leq 4000$ Flujo de transición (inestable)
- $\text{Re} > 4000$ Flujo turbulento



Tipos de Flujo de Pulpas

- El transporte de pulpas se realiza típicamente en flujo turbulento, ya que la turbulencia permite la suspensión de las partículas.
- En algunos casos particulares puede presentarse régimen de flujo laminar, si la concentración de sólidos es grande (C_p entre 75% - 80%).



CLASIFICACIÓN DE LOS FUJOS BIFÁSICOS

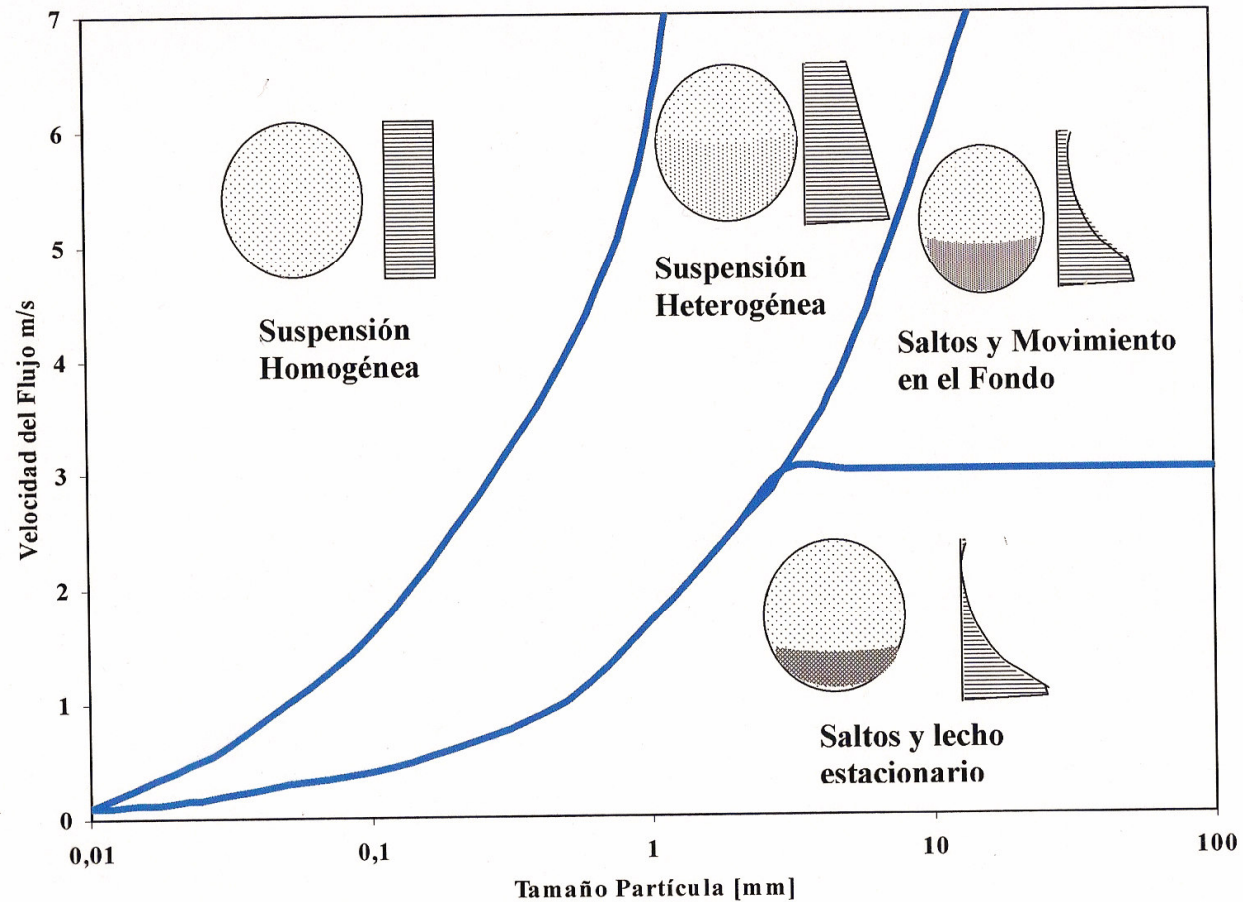
Los flujos de mezclas bifásicas se pueden clasificar de acuerdo a la forma como son arrastradas las partículas en el fondo de la siguiente forma:



- Suspensión homogénea
- Suspensión heterogénea
- Saltos y movimiento en el fondo
- Saltos y lecho estacionario



REGIMENES DE FLUJO EN UNA TUBERÍA CON PULPA



Velocidad Límite de Flujos en Tuberías

- La velocidad límite (V_L) corresponde al parámetro que determina la mínima velocidad de flujo para que no exista riesgo de depositación y obstrucción de la tubería.
- Corresponde a la velocidad a la cual los sólidos gruesos permanecen detenidos por períodos importantes en el fondo de la tubería (formación de dunas móviles y/o lecho fijo en el fondo).



PARÁMETROS QUE INFLUYEN EN LA VELOCIDAD LÍMITE (VL)

La velocidad límite en un flujo de pulpa depende de:

- Granulometría de las partículas. ▶
- Gravedad específica de los sólidos. ▶
- Concentración de sólidos en la mezcla ▶
- Inclinación de la tubería ▶
- Diámetro de la tubería ▶

Depende también pero en menor grado de:

- Factor de forma de las partículas
- Temperatura
- pH ▶

Influencia de la Granulometría:

La velocidad de sedimentación (v_s), con que se mueve una partícula en un fluido en reposo, depende del tamaño de las partículas de la siguiente forma:

➤ En régimen de Stokes:

$$v_s = \frac{1}{18} \frac{g d^2 (\rho_s - \rho)}{\mu}$$

En este caso el Reynols de partícula, $Re_p < 0,2$ con $Re_p = \frac{d v_r}{\nu}$

donde “ v_r ” corresponde a la velocidad relativa partícula y fluido y “ d ” al diámetro de la partícula.

En régimen laminar: **v_s es proporcional a d^2**



Influencia de la Granulometría:

➤ En régimen Turbulento:

$$v_s = \frac{1}{\sqrt{C_d}} \sqrt{\frac{4}{3} g d \frac{(\rho_s - \rho)}{\rho}}$$

donde C_d corresponde al coeficiente de arrastre de las partículas, su valor es de 0,44.

En régimen turbulento: v_s es proporcional a $d^{1/2}$



Influencia de la Granulometría:

Valores de C_d según régimen de transporte:

➤ Régimen Laminar:

$$\text{Re}_p < 0,2 \quad C_d = \frac{24}{\text{Re}_p}$$

➤ Régimen de Transición:

$$0,2 < \text{Re}_p < 10^3 \quad C_d = \frac{24}{\text{Re}_p} \left(1 + 0,15 \text{Re}_p^{0,687} \right)$$

otra expresión utilizada es;

$$2 < \text{Re}_p < 5 \cdot 10^3 \quad C_d = 18,5 \text{Re}_p^{-0,6}$$

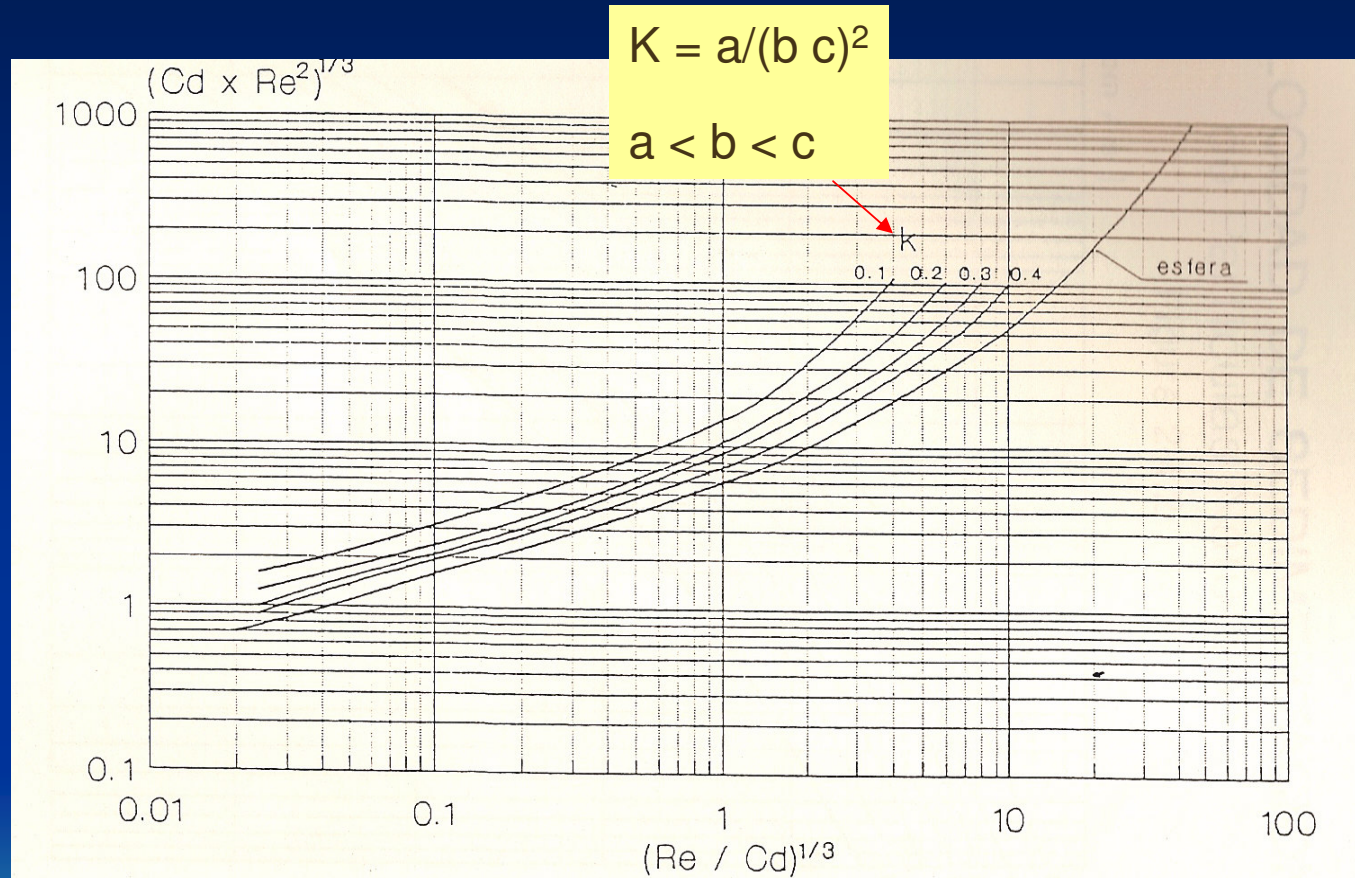
➤ Régimen Turbulento:

$$10^3 < \text{Re}_p < 3 \cdot 10^5 \quad C_d = 0,44$$

Las partículas por lo general no son esféricas, por lo tanto debe considerarse el factor de forma. Se utiliza el gráfico de Heywood para determinar la velocidad de sedimentación.



GRÁFICO DE HEYWOOD: DETERMINACIÓN DE LA VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN



Determinación de la velocidad de sedimentación:

Considerando las siguientes expresiones:

$$(C_d \text{Re}_p^2)^{1/3} = \left[\frac{4 g (\rho_s - \rho) \rho}{3 \mu^2} \right]^{1/3} d = \alpha d$$

$$(\text{Re}_p / C_d)^{1/3} = \left[\frac{3 \rho^2}{4 g (\rho_s - \rho) \mu} \right]^{1/3} v_s = \beta v_s$$

Se calculan α y β y se ingresa al gráfico con $(C_d \text{Re}_p^2)^{1/3}$ y dependiendo de la forma de la partícula se determina el valor $(\text{Re}_p / C_d)^{1/3}$, con este valor y β , se despeja el valor de la velocidad de sedimentación.

Correcciones a la velocidad de sedimentación:

Las velocidades de sedimentación, anteriormente presentadas, corresponden a las de una partícula aislada que cae en un medio infinito. Para el caso real de pulpas de mineral donde la velocidad de sedimentación es afectada por la concentración de sólidos (sedimentación obstruida), debe corregirse v_s . La ecuación (empírica) más utilizada para esta corrección es la de Richardson y Kaki:

$$\frac{v_{si}}{v_s} = (1 - c_v)^n$$

donde v_{si} corresponde a la velocidad de sedimentación obstruida cuando la concentración es C_v .

Valores para n:

Los valores de n son los siguientes:

$$n = 4,65 + 19,5 \frac{d}{D} \quad \text{Rep} < 0,2$$

$$n = \left(4,35 + 17,5 \frac{d}{D} \right) \text{Re}_p^{-0,03} \quad 0,2 < \text{Rep} < 1$$

$$n = \left(4,45 + 18 \frac{d}{D} \right) \text{Re}_p^{-0,1} \quad 1 < \text{Rep} < 200$$

$$n = 4,45 \text{Re}_p^{-0,1} \quad 200 < \text{Rep} < 500$$

$$n = 2,39 \quad \text{Rep} > 500$$

donde D corresponde al diámetro del ducto, si $D \gg d$, d/D es despreciable..

Relación entre V_L y tamaños característicos de la distribución granulométrica:

Los resultados experimentales indican que para partículas que sedimentan en régimen de transición o en régimen turbulento existe la siguiente proporcionalidad:

$$V_L \propto d_{50}^{0,4 \text{ a } 0,8}$$

o bien

$$V_L \propto (\% +65\#)^{0,2 \text{ a } 0,4}$$

d_{50} tamaño característico de la distribución



Relación entre V_L y tamaños característicos de la distribución granulométrica:

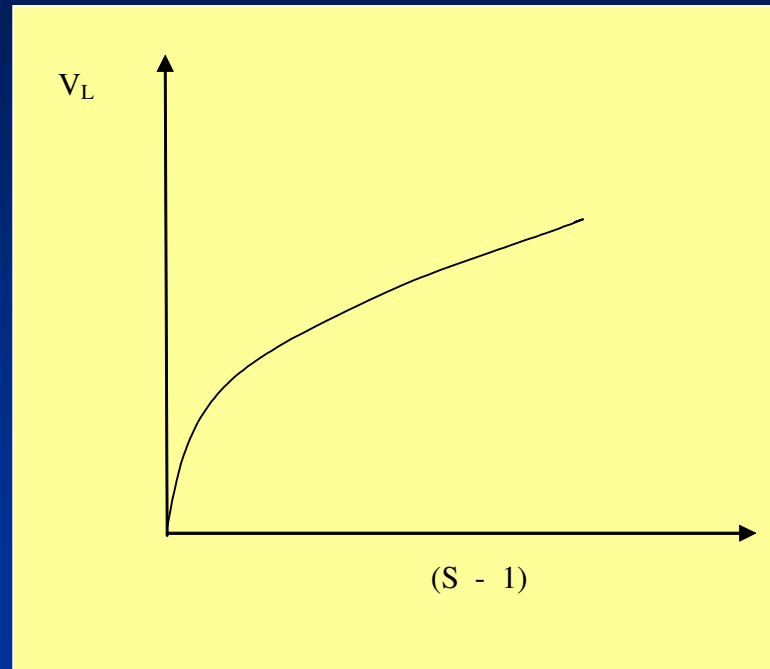
Si el espectro granulométrico es muy ancho, se presenta una velocidad límite superior a la de una curva granulométrica normal, en tal caso se tiene que:

$$V_L = \left(\frac{d_{80}}{d_{50}} \right)^{0,05 \text{ a } 0,25}$$

Ejemplo: mismo d_{50} producto de chancado y producto de molienda, pero diferente curvas de distribución de tamaño.



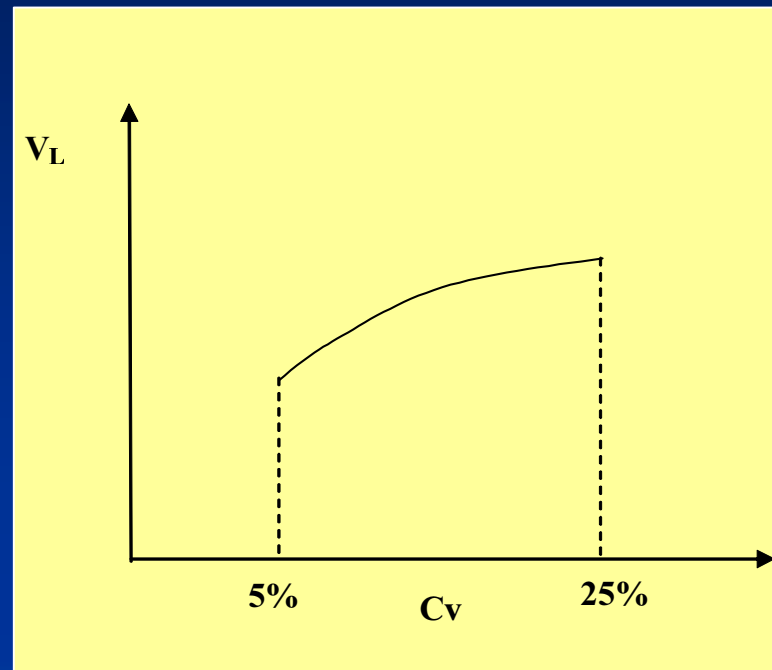
Relación entre V_L y la Gravedad Específica de los sólidos (S) :



$$V_L \propto (S - 1)^{0,25 \text{ a } 0,5}$$

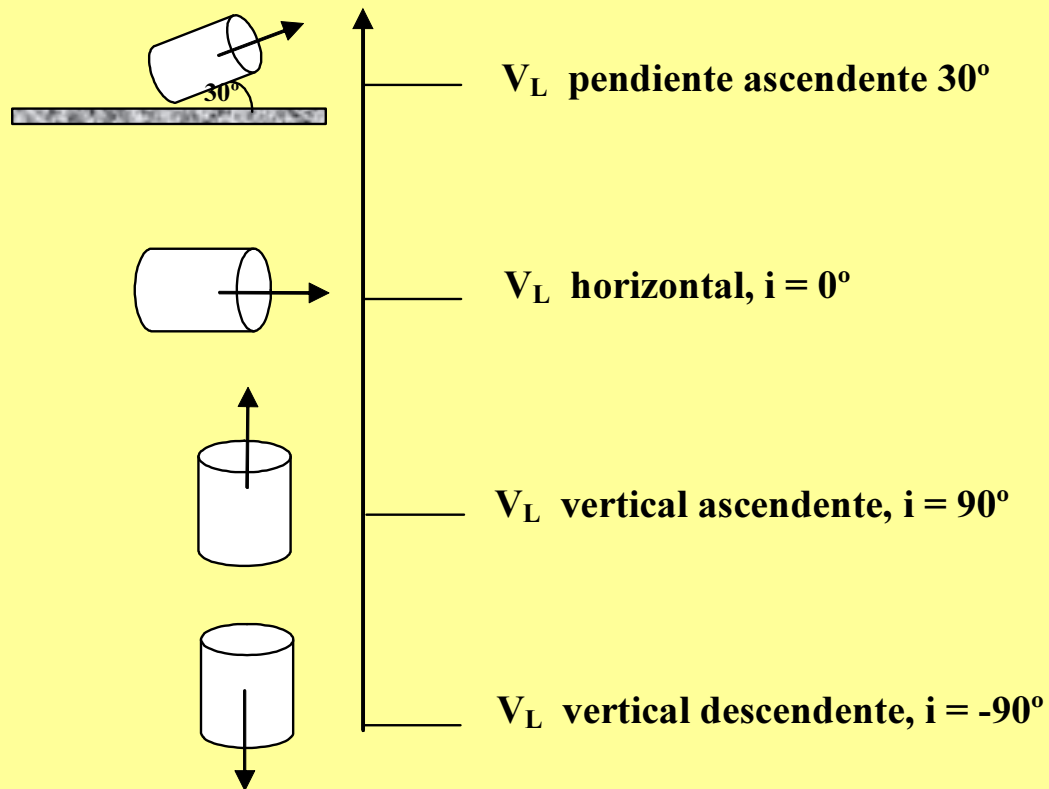


Relación entre V_L y la Concentración de Sólidos (C_v) :



Relación entre V_L y la Inclinción de la Tubería

Requerimiento
mayor de V_L



Influencia del Diámetro de la Tubería en la V_L

La capacidad portante decrece con el aumento del diámetro de la tubería, lo que se traduce en que la velocidad límite crece con el diámetro de la tubería.

$V_L \propto D^{0,3 \text{ a } 0,5}$ (tubería de pequeño diámetro 1" a 6")

$V_L \propto D^{0,1 \text{ a } 0,3}$ (tubería de gran diámetro 8" a 24")

Esta relación es muy importante en el diseño de tuberías.



Influencia del pH en la V_L

➤ Para $C_p \leq 45\%$

pH prácticamente no influye en V_L

➤ Para $45 < C_p \leq 60\%$

pH influye notablemente en V_L

pH entre 11 y 11,5 requieren hasta un 20% menos de V_L que para pH 10

Modelos para Predecir la Velocidad Límite

En las plantas lo más común es encontrar un régimen heterogéneo de transporte de pulpa. Existen muchos modelos para el cálculo de la velocidad límite, pero la mayoría no son muy aplicables a nivel industrial. Dentro de los modelos más utilizados destacan:

➤ Modelo de Durand (1953):

Realizó experiencias con arena o carbón (con) agua, llegan a la siguiente expresión:

$$V_L = F_{LD} \sqrt{2 g D (S - 1)}$$

donde F_L corresponde a un parámetro que depende de la concentración de sólidos en volumen y del d_{50} , para el autor $C_v < 15\%$. La dependencia la presenta el autor gráficamente.

Modelos para Predecir la Velocidad Límite

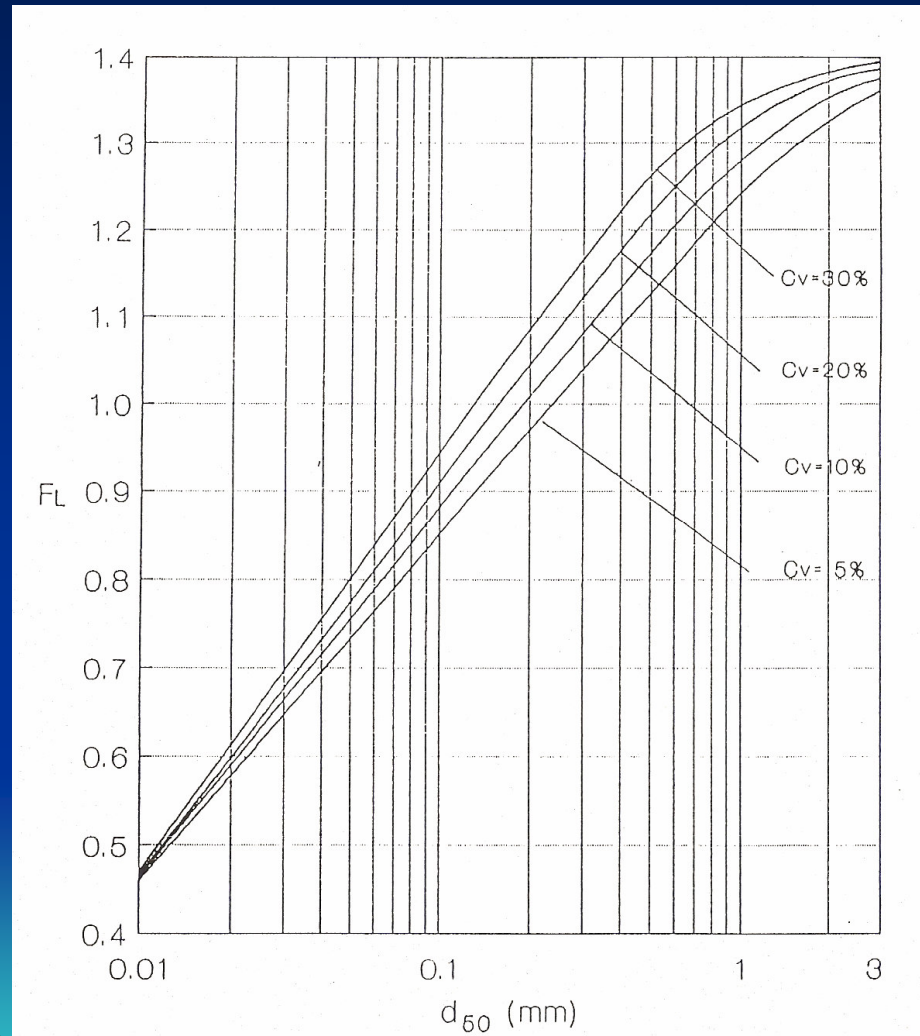
➤ Modelo de Mc Elvain y Cave (1972).

Estos autores presentaron un gráfico alternativo para determinar F_L , llegando a C_v de 30%. 

$$V_L = F_L \sqrt{2 g D (S - 1)}$$

Dado que la ecuación anterior no es muy representativa de una pulpa con sólidos de densidad alta, existen correcciones para la ecuación dadas por:

Gráfico de Mc Elvain y Cave



Modelos para Predecir la Velocidad Límite: correcciones

Dado que la ecuación anterior no es muy representativa de una pulpa con sólidos de densidad alta, existen correcciones para la ecuación dadas por JRI:

- Para sólidos de granulometría fina y espectro granulométrico angosto (ductos de pequeño diámetro < 6”).

$$V_L = 1,1 F_L \sqrt{2 g D (S - 1)^{0,6}}$$

- Para sólidos de granulometría gruesa y espectro granulométrico ancho (ductos de pequeño diámetro < 6”).

$$V_L = F_L \sqrt{2 g D (S - 1)} \left[\frac{d_{80}}{d_{50}} \right]^{0,1}$$

Modelos para Predecir la Velocidad Límite: correcciones

- Para sólidos de granulometría fina y espectro granulométrico angosto (ductos de gran diámetro del orden de 8" a 24").

$$V_L = 1,25 F_L [2 g D (S - 1)]^{0,25}$$

(unidades de las ecuaciones MKS)



Modelos para Predecir la Velocidad Límite: datos adicionales

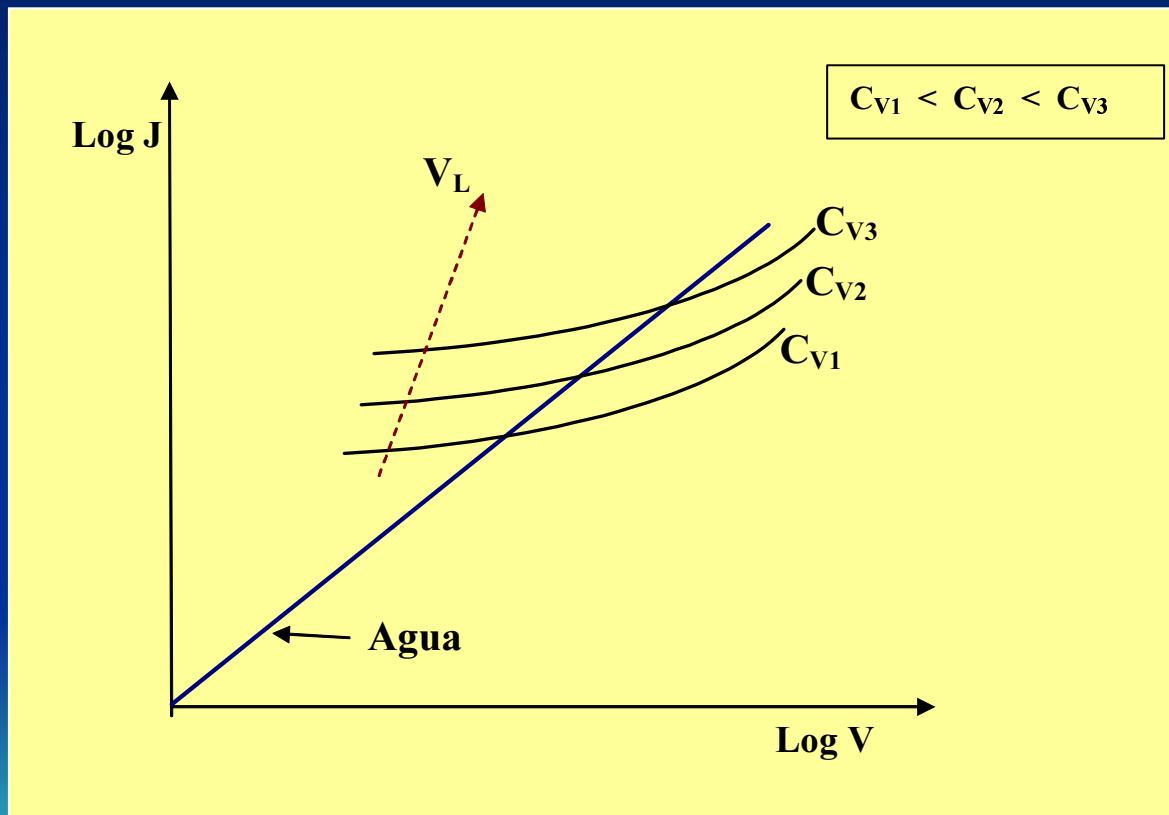
La tabla siguiente muestra algunos valores de diseño utilizados por consultores extranjeros para transporte de relaves y mineral.

Tabla 1. Valores para V_L

V_L m/s	% + 65#
1,5	5
2,1	15
2,4	20
2,7	25

PÉRDIDAS DE CARGA

La pérdida de carga lineal por unidad de longitud (J) para la pulpa comparada con la pérdida de carga para el agua para distintas velocidades del flujo (v) tiene el siguiente comportamiento:



PÉRDIDAS DE CARGA

Este comportamiento puede explicarse de la siguiente manera:

- El aumento de concentración, para una velocidad dada, implica un aumento en la energía gastada en mantener las partículas sólidas en suspensión.
- El aumento de velocidad homogeniza la suspensión y la mezcla tiende a comportarse como un líquido puro.
- Si la velocidad es muy elevada, la presencia de partículas sólidas tiende a amortiguar los efectos turbulentos en el fluido y la pérdida de carga de la pulpa ser menor que para el caso del agua pura.
- Al producirse depositación de partículas sobre el fondo, el choque de estas partículas contra la pared provoca una disipación muy fuerte de energía, y la pérdida de carga aumenta considerablemente aunque la velocidad de flujo disminuya.
- Si el depósito provoca la formación de dunas, ello crea disminución del área de flujo con el consiguiente aumento de la pérdida de carga del sistema. Para un caudal dado la pérdida de carga es proporcional a la quinta potencia del diámetro.

Modelos para Predecir la Pérdida de Carga

Se han propuesto muchas ecuaciones empíricas para determinar la pérdida de carga en régimen heterogéneo, a continuación se presentan las más utilizadas.

Ecuación de Durand (1953):

$$\phi = \frac{J_m - J_0}{C_v J_0}$$

Donde Φ es un parámetro adimensional y representa al corresponde el coeficiente de proporcionalidad. J_m y J_0 son las pérdidas de carga de la pulpa y del líquido puro.

Modelos para Predecir la Pérdida de Carga

Durand y Condolios:

Para incluir el efecto de la densidad relativa del material, los autores hicieron correcciones a la ecuación original de Durand:

$$\phi = \frac{J_m - J_0}{C_v J_0} = 81 \left[\frac{v^2 \sqrt{C_D}}{g D (S - 1)} \right]^{-1,5} = 81 \psi^{-1,5}$$

donde:

C_D = coeficiente de arrastre de las partículas (determinado a partir del gráfico de Heywood).

v = velocidad del flujo

D = diámetro de la tubería

g = aceleración de gravedad.

Modelos para Predecir la Pérdida de Carga

Ecuación de Newitt et al. (1955)

Esta ecuación es deducida a partir de un análisis semiteórico e introduce la gravedad específica de los sólidos. Se aplica a flujos heterogéneos. donde v_s es la velocidad de sedimentación de las partículas.

$$\phi = \frac{J_m - J_0}{C_v J_0} = 1100 \frac{g D v_s (S - 1)}{v^3}$$

La ecuación es válida para en el rango: $17 v_s < v < (1800 g D v_s)^{1/3}$.

Modelos para Predecir la Pérdida de Carga

Método de Mc Elvain y Cave (1972):

Los autores proponen, a partir de monogramas y diagramas construidos empíricamente, calcular la pérdida de carga de una pulpa considerando el siguiente postulado: “si una pulpa posee una velocidad de flujo cercana a un 30% sobre la velocidad límite, entonces la pérdida de carga de la pulpa es aproximadamente un 10% superior a la pérdida de carga del agua “ (en metros).

$$\text{Si: } v > 1,3 V_L \quad \Rightarrow \quad J_m = 1,1 J_0$$

Los autores proponen, basados en un conjunto de datos de granulometrías finas y para velocidades de flujo superiores en un 5% a la velocidad límite, lo siguiente:

“Calcular la pérdida de carga como si fuera un líquido puro pero considerando el valor de la densidad y viscosidad de la pulpa. Además se debe considerar el efecto de alisamiento de las paredes de la tubería, producto del flujo de pulpa”.

Relación entre Velocidad de Flujo y Velocidad Límite

En la práctica se fijan velocidades de flujo en relación con la velocidad límite de depósito de la siguiente forma:

$v \geq 0,9 V_L$ en sectores con pendientes a favor del flujo mayores a un 5%.

$v \geq 1,1 V_L$ en sectores con pendientes en contra o a favor del flujo menores a 2%.

$v \geq 1,15 V_L$ en sectores con pendientes en contra del flujo superiores al 5%. (Rango 1,05 a 1,15)



Principales Pérdidas de carga en una Tubería

Pérdidas Friccionales H_f (m.c.a o m.c.p):

Para flujos con velocidades superiores a la velocidad límite, éste se transporte en régimen heterogéneo y las pérdidas de carga friccionales se calculan con la fórmula de Darcy para fluido puro, considerando la viscosidad de la pulpa transportada.

$$H_f = J L = f \frac{L}{D} \frac{\bar{v}^2}{2g}$$

donde:

- L = largo de la tubería (m).
- D = diámetro interno de la tubería (m)
- g = aceleración de gravedad (m/s²)
- \bar{v} = velocidad media de escurrimiento de la pulpa (m/s)

Principales Pérdidas de carga en una Tubería

Factor de fricción, f :

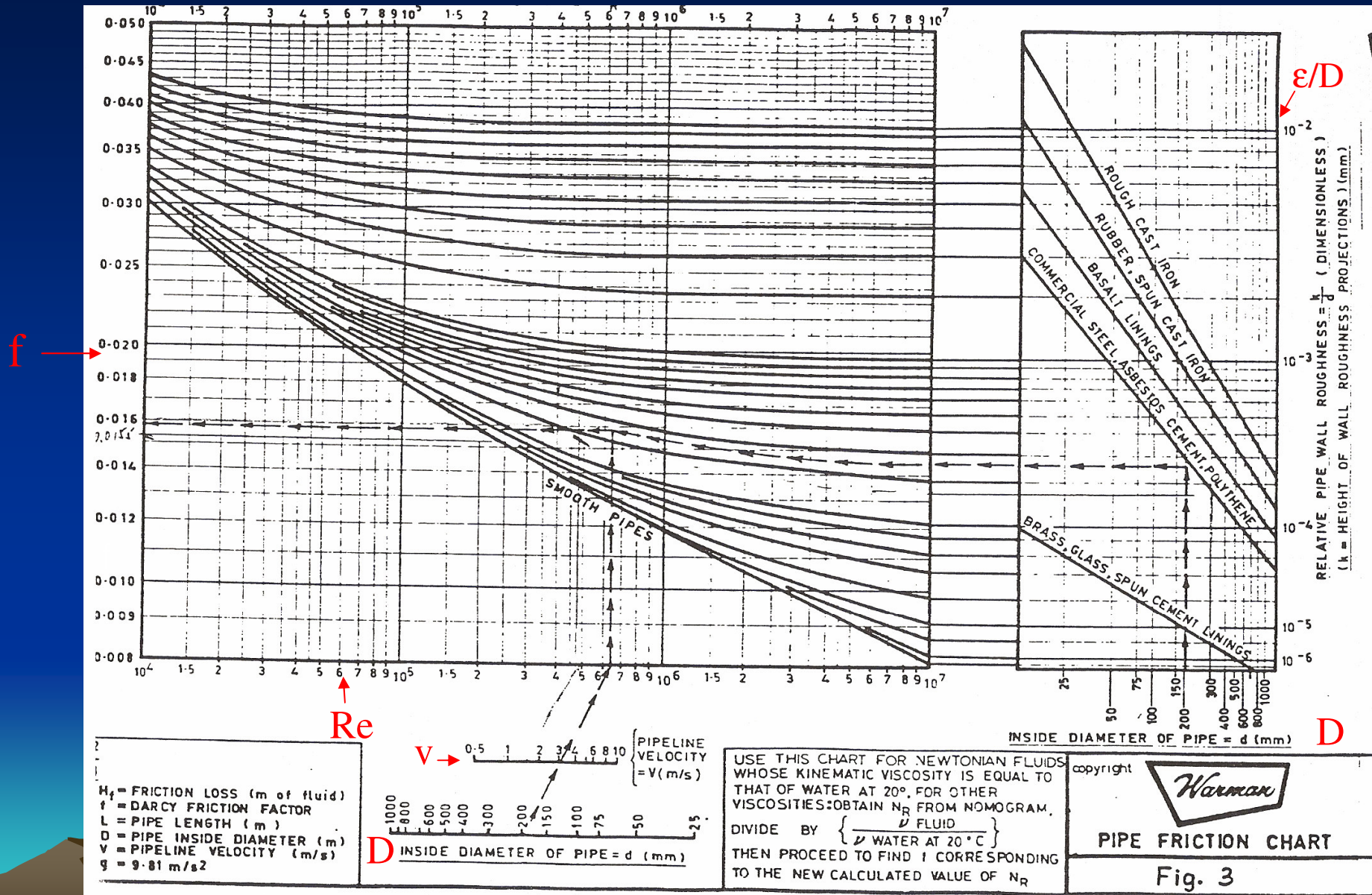
Es función del Reynolds y la rugosidad de la tubería, ε (mm) dividida por diámetro interno de la tubería, D (mm). Se determina por la expresión de Colebrook & White, iterando.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \operatorname{Log} \left(\frac{\varepsilon}{3,71 D} + \frac{2,51}{\Re \sqrt{f}} \right)$$

Donde \Re corresponde al número de Reynolds (vD/ν).

También puede utilizarse el Abaco de Moody, dado en la siguiente figura, considerando la viscosidad de la pulpa. 

ÁBACO MOODY



Principales Pérdidas de carga en una Tubería

Pérdidas de Carga Singulares H_s (m.c.a o m.c.p):

$$H_s = k \frac{\bar{v}^2}{2g}$$

donde k corresponde al factor de pérdidas singulares (codos, válvulas, etc.), se determina de tablas.

Las pérdidas singulares se pueden expresar en términos de una longitud equivalente de tubería, $Le = k D / f$.



Luego se puede determinar las pérdidas. Friccionales + singulares como:

$$H_{fs} = f \frac{(L + Le)}{D} \frac{\bar{v}^2}{2g}$$

Factor de Pérdida de Carga Singulares: K

Descripción (*)	K
Codos	
45° standard	0,35
45° radio grande	0,20
90° standard	0,75
90° radio grande	0,45
90° ángulo recto	1,3
180° U	1,5
Uniones	0,04
Válvulas (totalmente abiertas)	
Compuerta	0,17
Mariposa	0,24
Diafragma	2,3
Angulo	3,0
Globo	6,4
Seguridad (Válvula Check)	2,0
Retención (de ple)	15,0

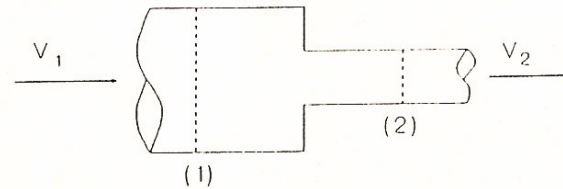
(*) Existe gran Variedad de diseños de "Fittings", por lo que los coeficientes señalados son solo valores medios. Para una mayor precisión se requieren datos del diseño específico de la singularidad.



Factor de Pérdida de Carga Singulares: K

Contracción Brusca

$$h_s = K (V_2^2 / 2g)$$



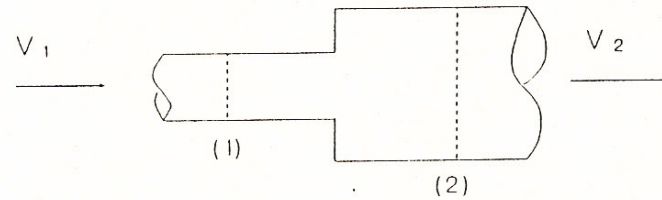
S_2/S_1	K
0,0 (*)	0,50
0,2	0,45
0,4	0,36
0,6	0,21
0,8	0,07
1,0	0,00

(*) Corresponde a entrada brusca desde un estanque de grandes dimensiones. Para entrada redondeada, $K=0,04$ o valores intermedios dependiendo de la curvatura.

Ensanche Brusco

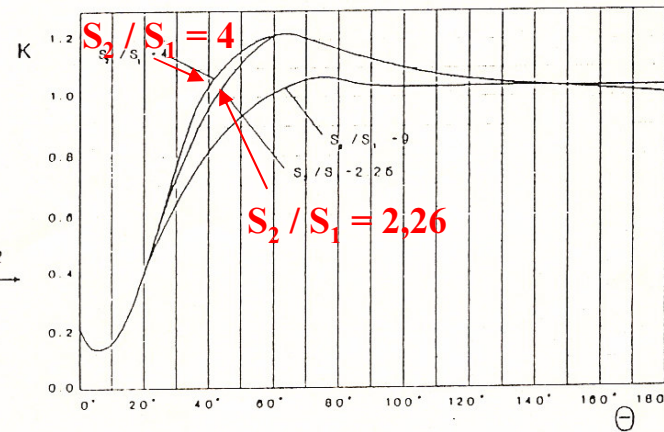
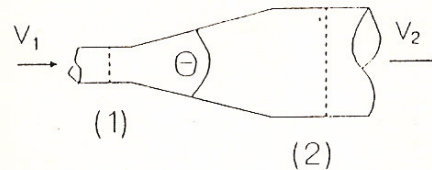
$$h_s = K \cdot \frac{V_1^2}{2g}$$

$$K = \left(1 - \frac{S_1}{S_2}\right)^2$$



Ensanche Gradual

$$h_s = K \frac{(V_1 - V_2)^2}{2g}$$



Experiencias de Gibson



BOMBAS DE PULPA

Cuando las condiciones topográficas no son adecuadas (pendientes en contra del flujo, distancias muy grandes, etc.), se requiere mover la pulpa con un sistema de bombeo. Las bombas utilizadas para esto son de características distintas a las bombas para agua pura, dada la alta densidad, viscosidad y abrasividad de la pulpa. Las bombas más utilizadas son:

- **Bombas centrífugas**

- **Bombas de desplazamiento positivo (plunger y pistón)**

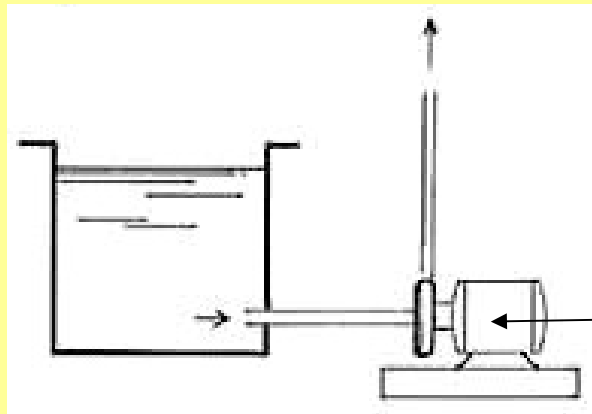
- **Bombas centrífugas**

Son las bombas más utilizadas sobre todo para distancias cortas o circuitos de planta. Son similares a las bombas de agua pero están revestidas interiormente con goma, materiales sintéticos, poliuretano o hechas con aleaciones con níquel. Características principales: **velocidad periférica del rodete del impulsor límite 25 m/s (600 a 1800rpm), altura de impulsión < 60 m y la presión de varias bombas en serie no deben superar los 600 psi.**

Hay que considerar en su selección los efectos de pérdida de eficiencia por contenido de sólidos.

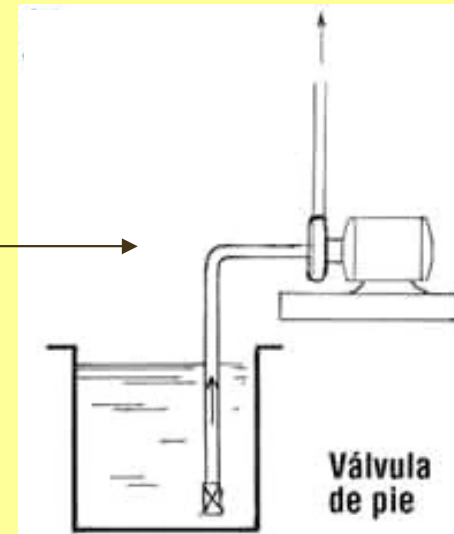


BOMBAS DE PULPA: Disposición



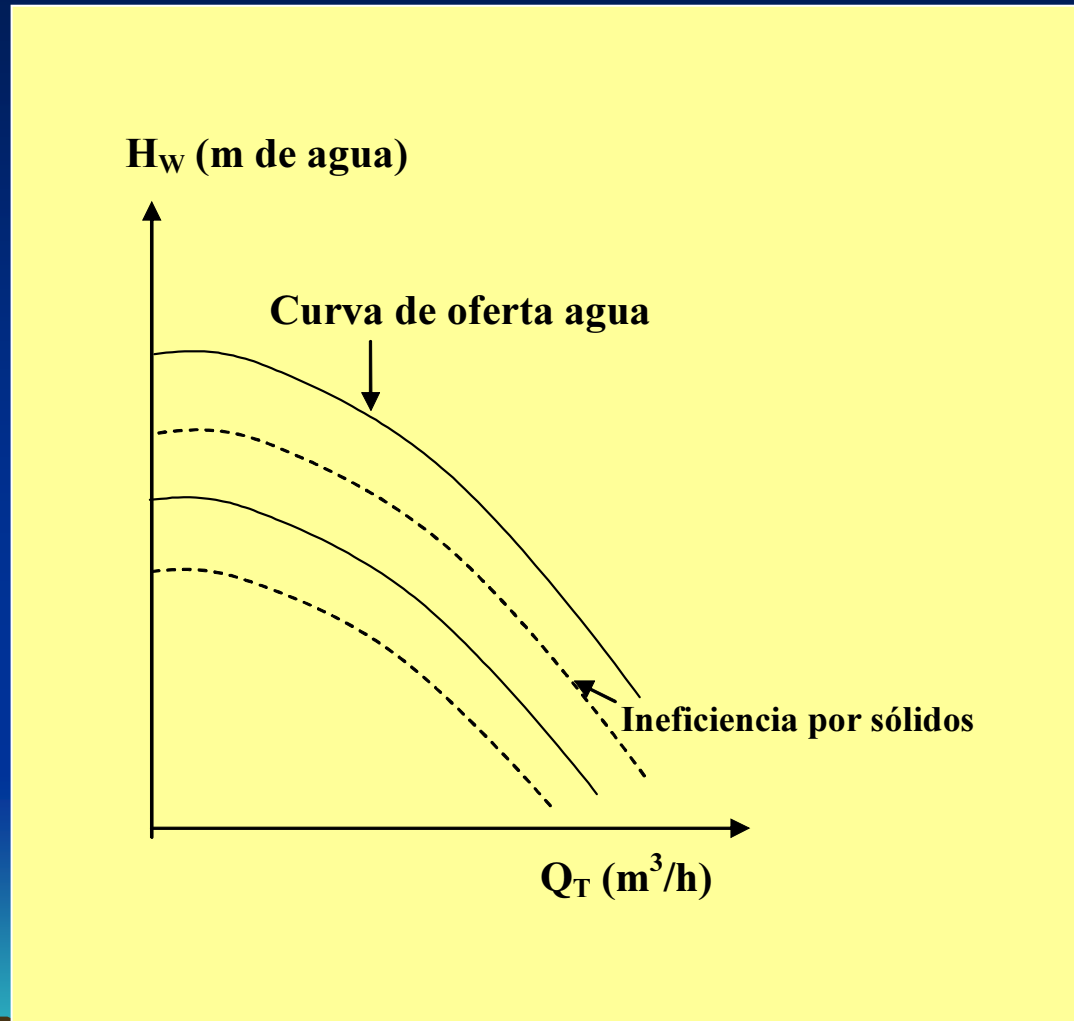
Eje bajo superficie libre líquido

Eje sobre superficie libre líquido

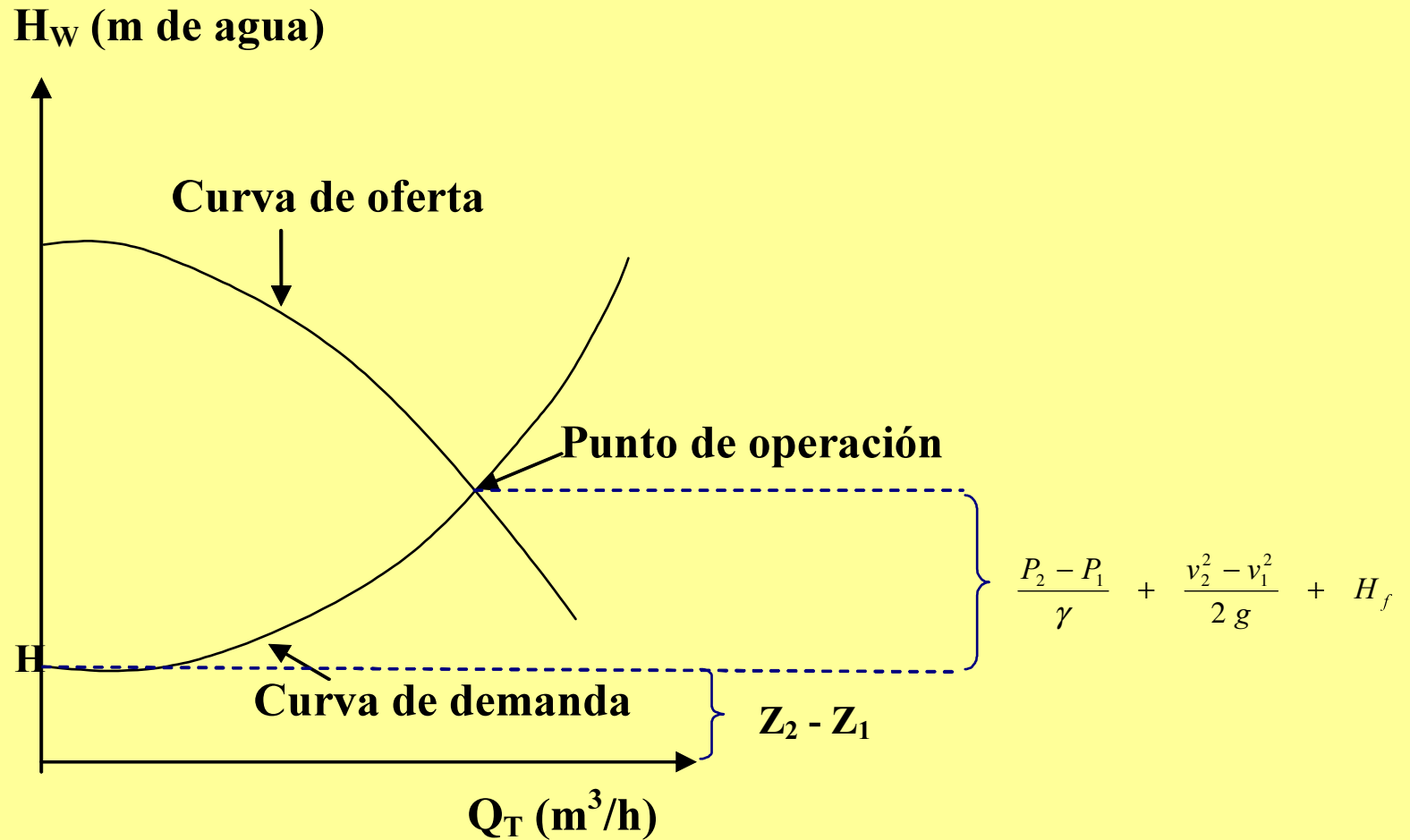


Válvula de pie

BOMBAS DE PULPA: Efecto de los sólidos



BOMBAS DE PULPA: Punto de operación



BOMBAS DE PULPA: Altura de Impulsión (H)

La **Altura de Impulsión (H)**, se define como la sumatoria de las pérdidas de carga por fricción, por singularidades y por desnivel geométrico.

$$H = H_f + H_s + H_G$$

En el cálculo de bombas la altura de impulsión considera también otras pérdidas de carga como son por: presión, velocidad y succión.

En el caso de trabajar con pulpas hay que considerar lo siguiente:

- Determinar la altura de la pulpa como si fuera agua.
- Corregir la altura de impulsión de la pulpa por el factor $HR = RSP = J_m/J_o$.

BOMBAS DE PULPA: Correcciones a Altura de Impulsión (H)

Los catálogos de bombas de pulpa presentan las curvas de funcionamiento para agua pura por lo cual éstas deben ser corregidas para las características de la pulpa a impulsar. Para las bombas centrífugas se considera lo siguiente:

Ecuación General:

$$H_w \text{ (equivalente } H_2O) = \frac{H \text{ (pulpa)}}{HR}$$

Donde $HR < 1$

Para determinar HR se pueden utilizar diversos métodos empíricos



BOMBAS DE PULPA: Correcciones a Altura de Impulsión (H)

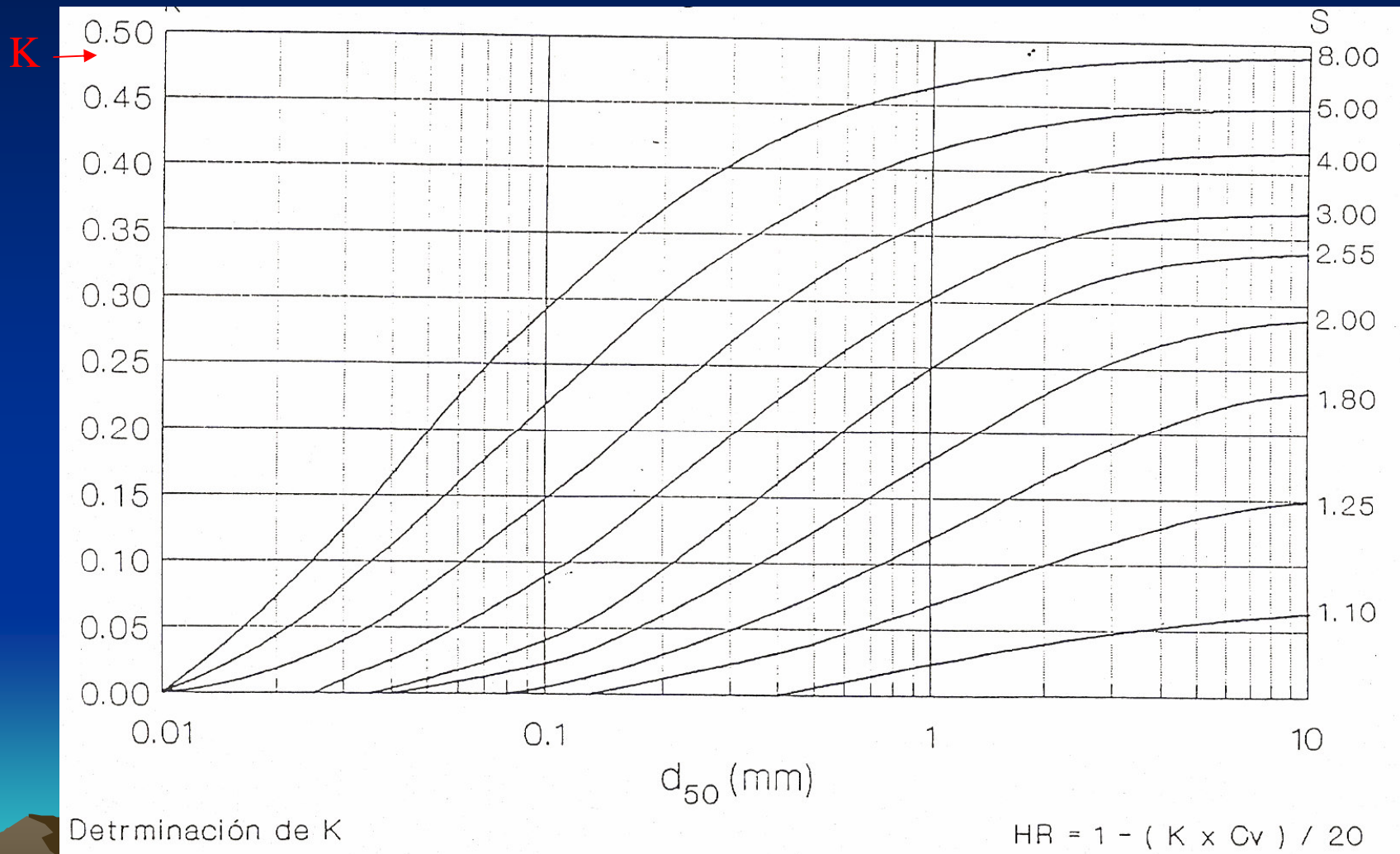
Modelo de Mc Elvain y Cave:

$$HR = 1 - \frac{K C_V}{20}$$

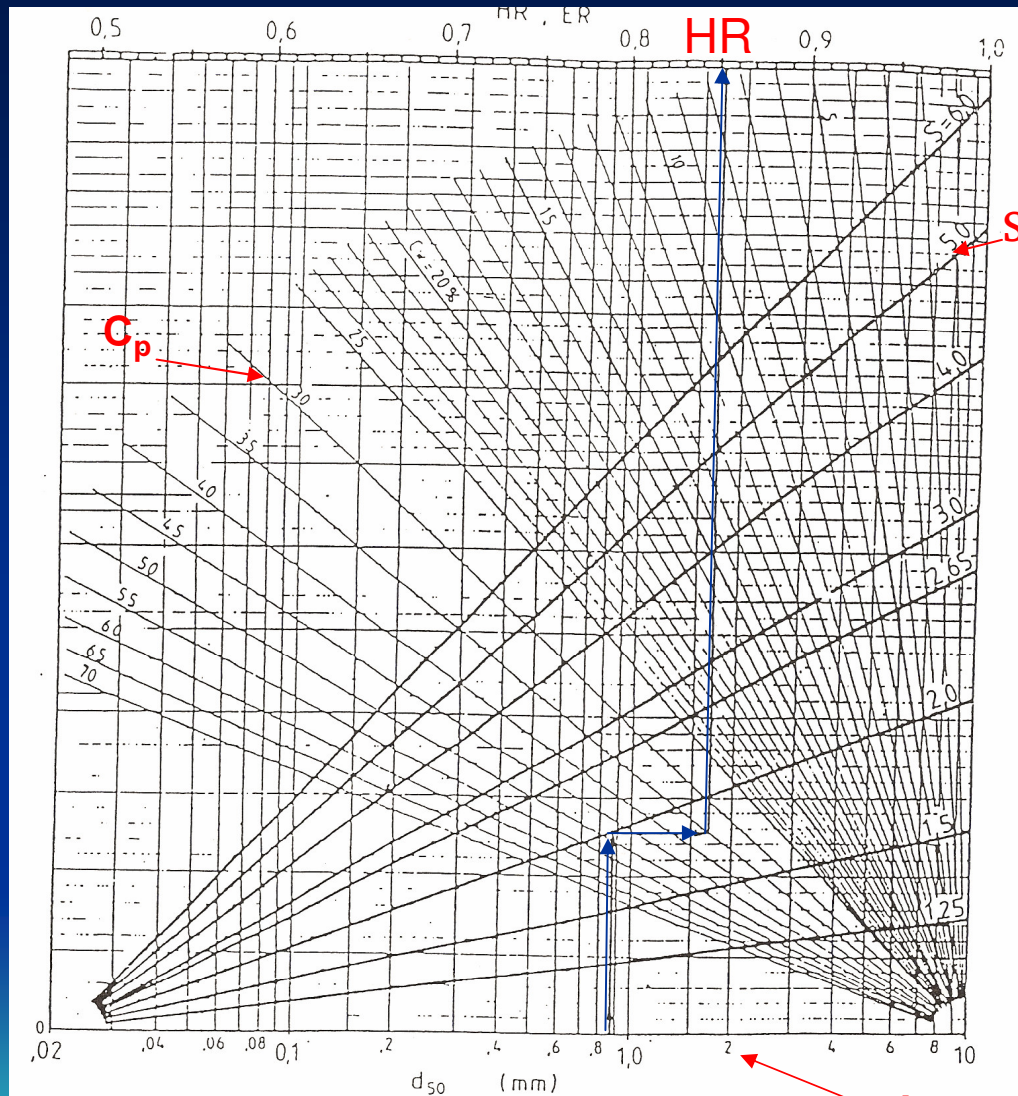
donde K se obtiene de un ábaco parametrizado por la gravedad específica de los sólidos (S). Ver figuras:



Bombas de Pulpa: Mac Elvain y Cave determinación de HR



Bombas de Pulpa: Mac Elvain y Cave determinación de HR



NOTA ESTE GRAFICO ES APLICADO SOLO A MEZCLAS DE SOLIDOS CON AGUA.

$$HR = \frac{\text{COLUMNA DE PULPA}}{\text{COLUMNA DE AGUA}} \quad ER = \frac{\text{EFICIENCIA PARA PULPA}}{\text{EFICIENCIA PARA AGUA}}$$

C_w = CONCENTRACION, EN PESO, DE LOS SOLIDOS EN LA PULPA (%)
 S_w = GRAVEDAD ESPECIFICA DE LOS SOLIDOS
 d_{50} = TAMAÑO PROMEDIO DE LAS PARTICULAS SOLIDAS (mm)

Figura 1 - PERFORMANCE DE UNA BOMBA CENTRIFUGA PARA PULPAS

BOMBAS DE PULPA: Correcciones a Altura de Impulsión (H)

Modelo de Silgren:

La ecuación es más rigurosa y tiene la siguiente forma:

$$HR = 1 - RH$$

Donde:

$$RH = \frac{0,32 C_p^{0,7} (S - 1)^{0,7}}{C_d^{0,25}}$$

Válido para concentraciones de sólidos en **volumen sólo hasta 20%**.



BOMBAS DE PULPA: Dimensionamiento

➤ *Cálculo de Altura de Impulsión corregida H_w [m.c.a]:*



$$H_w = \frac{H_T}{HR C_s}$$

donde:

H_T = altura de impulsión en [m.c.p]

$HR = RSP =$ factor de corrección por efecto de sólidos en la pulpa
 $HR(d_{50}, S, C_p)$.

d_{50} = diámetro medio de partículas a transportar [mm]

S = gravedad específica de los sólidos.

C_s = coeficiente de seguridad;

0,9 pulpa no espumosa (relaves)

0,7 pulpa espumosa (concentrados)

BOMBAS DE PULPA: Dimensionamiento, cálculo H_T

Altura de Impulsión con pulpa, H_T (mcp):

$$H_T = H_f + H_S + H_G + H_i + H_P \text{ (o } H_c) - H_{suc}$$

Donde:

H_f = pérdida de carga friccional, J L.

H_S = pérdida de carga por singularidades.

H_G = pérdida de carga por diferencia de cota ($Z_f - Z_i$).

H_i = pérdida de admisión desde el estanque de bombeo a la tubería de aspiración ($0,5 v^2/2g$).

H_{suc} = altura estática de succión.

H_p = altura de presión en el sistema de ciclonaje. Si se descarga a la atmósfera HP se omite y se usa H_e , que corresponde a la pérdida a la salida de la tubería ($v^2/2g$)



BOMBAS DE PULPA: Dimensionamiento

➤ *Potencia Consumida P_M (potencial final requerida, HP):*

donde:

$$P_M = \frac{P_B}{\eta_T}$$

P_B = potencia de bombeo [HP]

η_T = eficiencia motor-transmisión = 0,92.

➤ *Potencia de Bombeo, P_B (HP):*

$$P_B = \frac{P_T}{\eta_R}$$

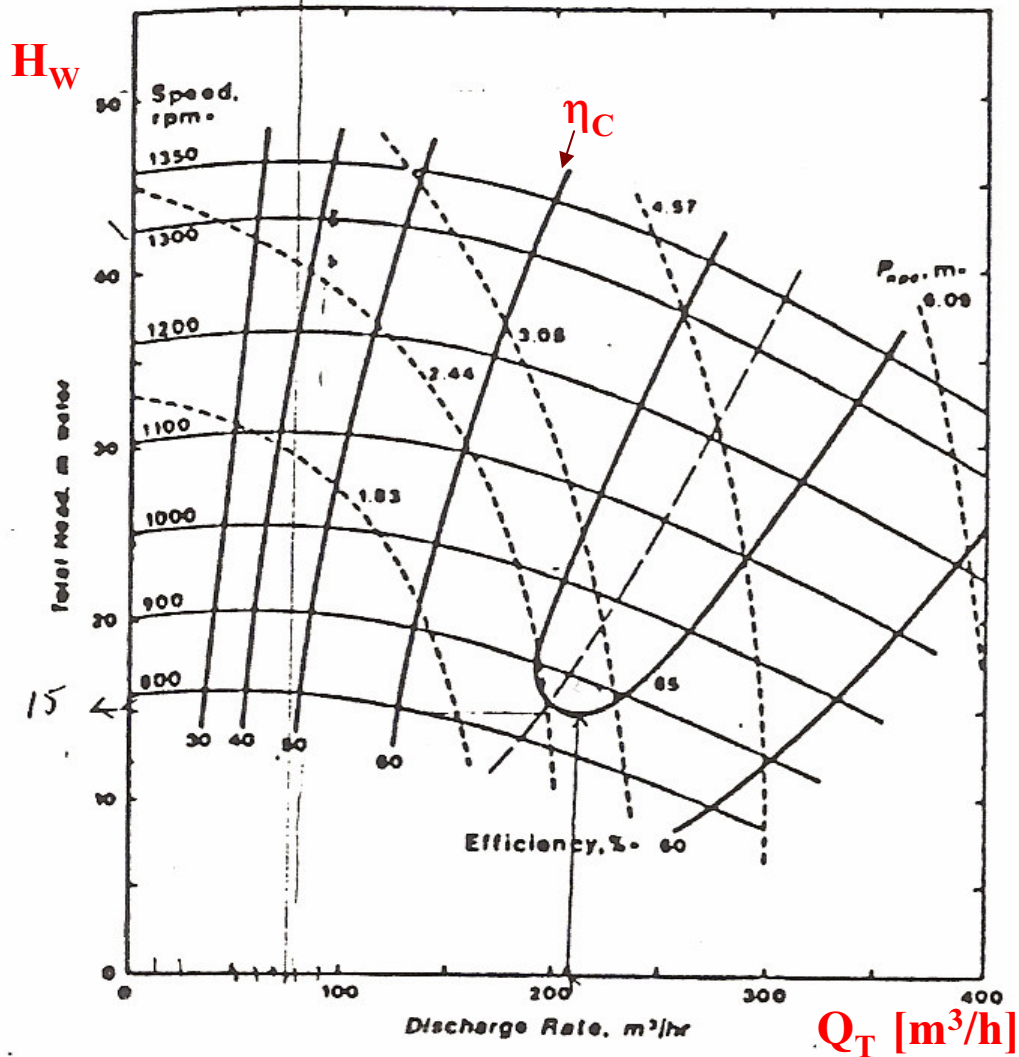
P_T = potencia teórica [HP]

η_R = eficiencia real de la bomba funcionando con pulpa:

$\eta_R = \eta_C HR C_s$



BOMBAS DE PULPA: Catálogo



Manufacturer's data for pump performance. (Impeller diameter, 36.5 cm; maximum power, 60 kW; maximum particle size, 33 mm.)

BOMBAS DE PULPA: Catálogo



SRL-C* PUMP

*Soft Rubber Lined

SIZE: 10 X 8 X 21

FRAME: FOUR

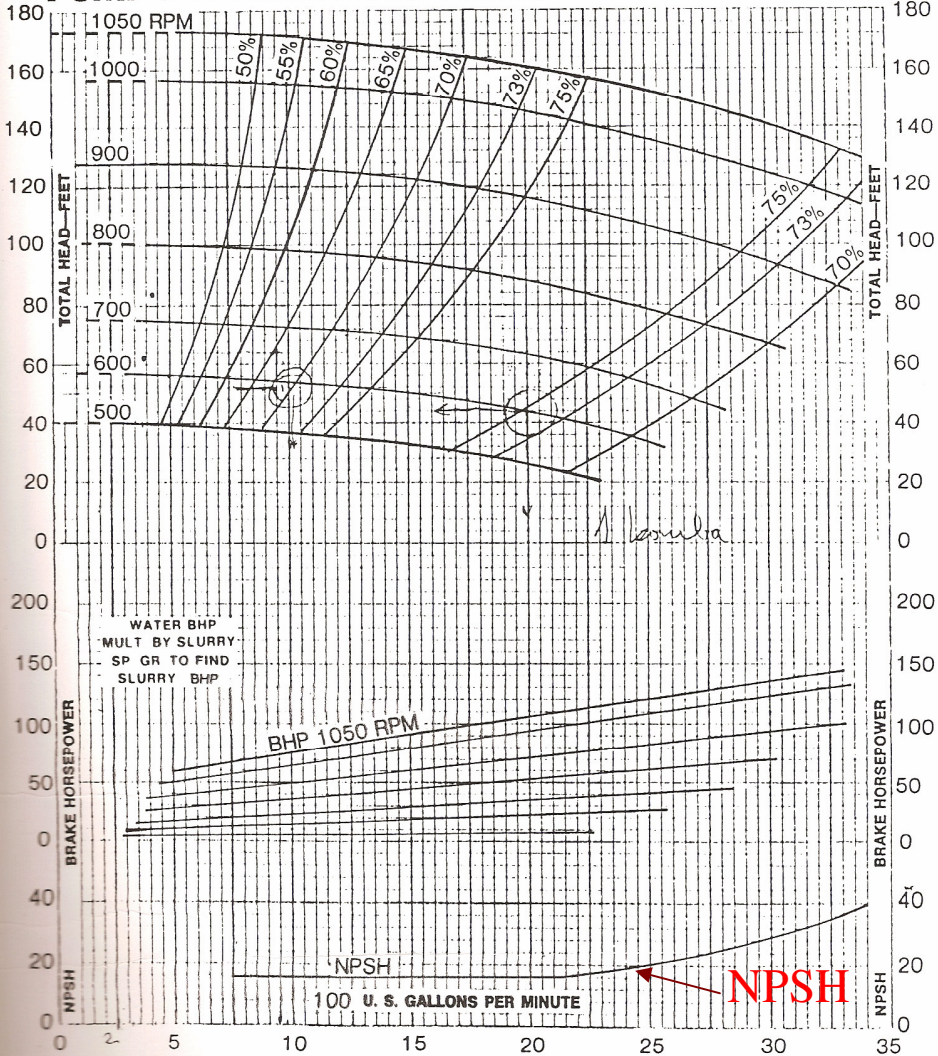
IMPELLER: AC 2100

MAXIMUM SOLIDS: 3" DI.

EYE AREA:

DATE: DEC. 25, 1974

PUMP PERFORMANCE CURVE



BOMBAS DE PULPA: Dimensionamiento

➤ *Potencia teórica P_T (Hp):*

$$P_T = \frac{\rho_T Q_T H_T}{75}$$

donde:

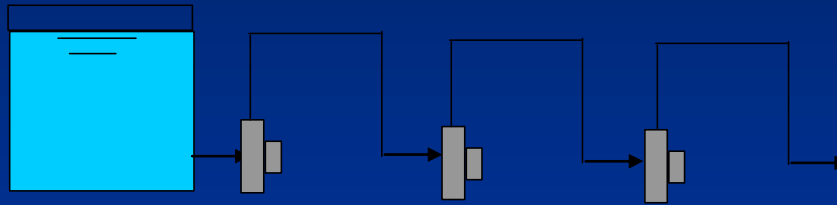
ρ_T = densidad de la pulpa [t/m³]

Q_T = caudal de pulpa [l/s]

η_C = eficiencia de catálogo, $\eta_C(Q_T, H_w)$

BOMBAS DE PULPA: Dimensionamiento

➤ *Bombas en Serie:*

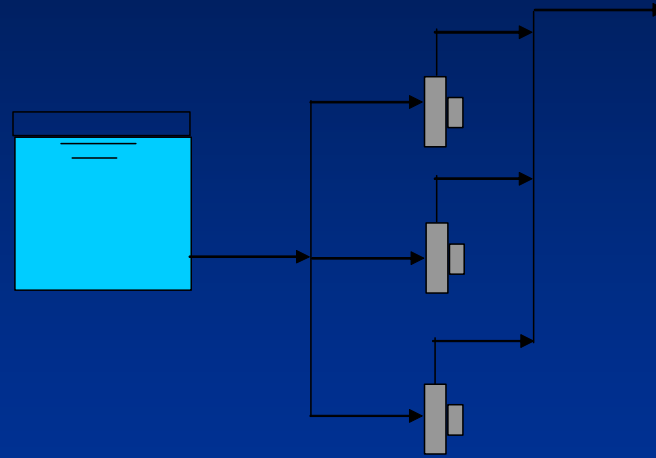


Si la altura de impulsión requerida es muy grande y no se puede utilizar una sola bomba, se colocan bombas en serie y el número de bombas (n) se calcula como sigue:

$$n = \frac{H_{requerido}}{H_{catálogo}}$$

BOMBAS DE PULPA: Dimensionamiento

➤ *Bombas en Paralelo:*



Si el caudal a impulsar es muy grande y no se puede utilizar una sola bomba, se colocan bombas en paralelo y el número de bombas (n) se calcula como sigue (configuración para agua):

$$n = \frac{Q_T \text{ (a bombear)}}{Q_T \text{ (catálogo)}}$$

BOMBAS DE PULPA: Dimensionamiento

➤ Altura Neta Positiva de Aspiración (NPSH)

Dentro de los cálculos que hay que realizar para el dimensionamiento de una bomba está el de determinar la **altura neta positiva de aspiración**, si no se considera pueden existir problemas de “**cavitación**”.

La cavitación ocurre cuando la **presión absoluta del líquido en algún punto desciende a valores menores que la presión de vapor**.

La presión de vapor corresponde a la presión absoluta a la cual el líquido hierve y forma burbujas de vapor, las cuales al pasar a zona de mayor presión revientan generando ruidos, movimiento y otros fenómenos en las bombas y tuberías.

- A 20°C la presión de vapor es 0,25 mca
- A 100°C la presión de vapor es 10,34 mca = 1 atmósfera (Kgf/cm²)



BOMBAS DE PULPA: Dimensionamiento

➤ NPSH

En una bomba centrífuga, corresponde a la energía mínima neta (expresada en metros de agua sobre la presión atmosférica) que debe tener el fluido en la admisión del rodete con el fin de evitar la cavitación.

$$NPSHd = \frac{P_a - P_v}{\gamma_T} - Z_s - H_f - H_s$$

Donde:

P_a = presión atmosférica (kgf/m²).

P_v = presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo (kgf/m²).

γ_T = peso específico de la pulpa, (kgf/m³).

Z_s = altura estática:

(+) para aspiraciones positivas (bomba sobre la superficie libre del líquido aspirado).

(-) en caso contrario, aspiración negativa.

H_f y H_s corresponden a las pérdidas friccionales y por singularidades respectivamente.

La NPSHd disponible debe **ser mayor** a la NPSHr a la requerida por la bomba (de catálogo) con el fin de evitar cavitación.

$$NPSHd > NPSHr$$

Flujos Impermanentes o Transientes

Los flujos **impermanentes o transientes** se producen como consecuencias de una variación de caudal por el accionamiento de algún mecanismo de regulación (válvulas, bombas, turbinas), y es dependiente del tiempo.

Los flujos transientes ocasionan:

- Cambios de presión a lo largo del sistema de transporte que lo podrían hacer colapsar (tuberías).
- Problemas de ruidos excesivo, fatiga de los materiales, etc., para el caso de tuberías.
- En el caso de canales pueden producir cambios en la velocidad y altura de escurimiento (olas)

Golpe de Ariete:

En el caso de tuberías, los flujos impermanentes tienen el nombre genérico de Golpe de Ariete, los que pueden provocar cambios de presiones muy altos. Según la operación puede ocurrir sobrepresiones o subpresiones.



Flujos Impermanentes o Transientes

➤ Subpresiones:

Provocadas por el aumento del caudal aguas abajo, por ejemplo por aberturas de válvulas, activación de turbinas, etc.. En estos casos se debe procurar que la presión mínima en la tubería sea mayor a la aceptable por el ducto.

➤ Sobrepresiones:

Provocadas por la disminución del caudal aguas abajo, por ejemplo por el cierre de válvulas, detención de turbinas, etc.. En estos casos se debe procurar que el aumento de presión sea aceptable por el ducto.

Ecuación de Joukowski (operación instantánea de cambio de velocidad):

$$\Delta p = \frac{a \Delta v}{g}$$

Donde:

Δp = aumento de la presión, junto al punto de operación [mc fluido].

a = velocidad del sonido en el fluido (aprox. 1000 m/s para el agua en tubería de acero).

Δv = variación de la velocidad instantánea [m/s]

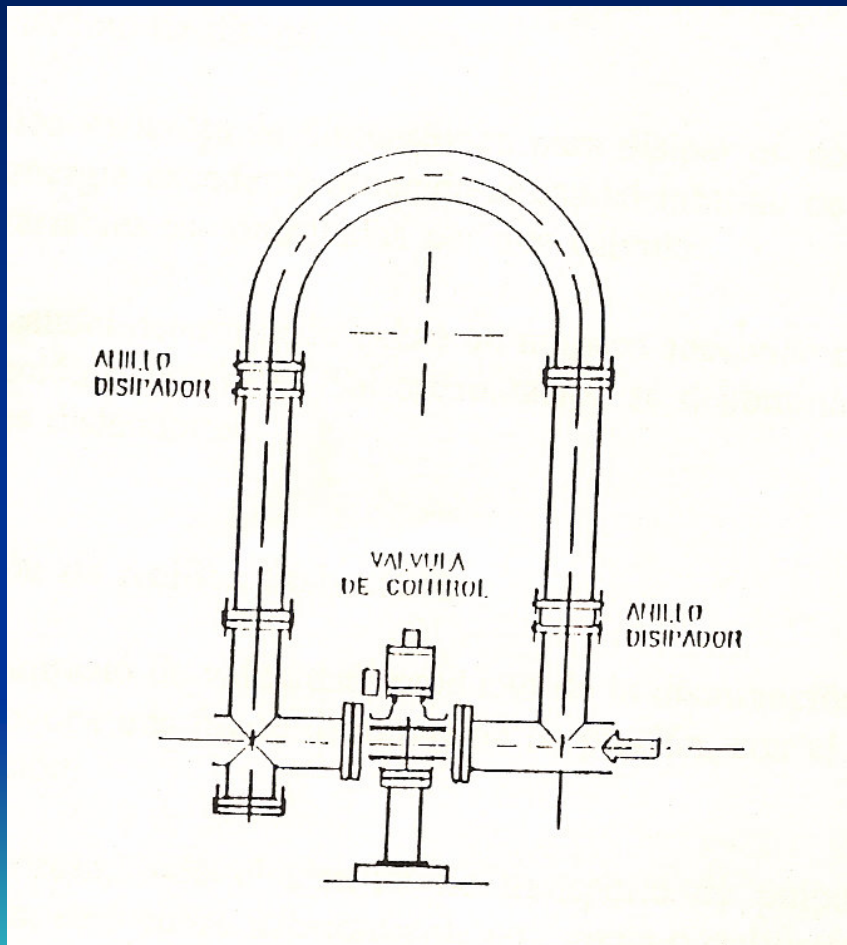
Si se considera el transporte de agua para una tubería de acero que cierra completamente, se tiene que: $\Delta p \approx 100 v_0$ (velocidad media previa al cierre instantáneo)

TUBERIAS

- **Acero Comercial** (se fatiga a 28.000 psi).
- **Aceros Especiales** (bajo contenido de carbono y/o aleaciones de manganeso y/o níquel).
- **Aceros de Alta Resistencia** (grados X60, X65 o superior => el acero se fatiga a 65.000 psi, para el último ejemplo).
- **Plásticas: PVC** (polipropileno) o **HDP** (polietileno de alta densidad). Resistentes a la corrosión y a la abrasión. No pueden operar a más de 100 – 200 psi, pueden ser inflamables o rotas por equipo pesado.
- **Asbestos – Cementos** (sólo aplicables a pulpas de granulometrías finas y baja velocidad).
- **Acero revestido en Goma** (flujos a alta velocidad, cambios de dirección y sólidos abrasivos, el problema es el costo y el envejecimiento de la goma).
- **Acero revestido en Poliuretano** (flujos a alta velocidad, cambios de dirección y sólidos abrasivos, el problema es el costo, es mejor que el anterior).



TUBERIAS: Anillos Disipadores de Energía



TRANSPORTE HIDRAÚLICO EN CANALES Y ACUEDUCTOS

➤ *Cálculo de la Velocidad Límite, V_L (m/s) :*

$$V_L = 1,25 F_L (2 g h (S - 1))^{0,25}$$

donde:

F_L = parámetro función del tamaño y del Cv (gráfico Mc Elvain y Cave).

h = altura de escurrimiento (m).

S = gravedad específica de los sólidos.

Velocidad de Flujo, V_F (m/s) :

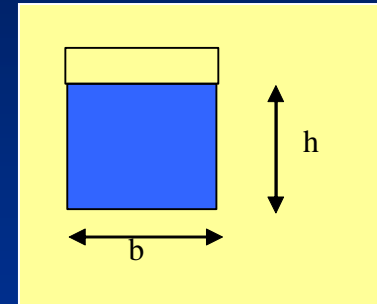
Se consideran velocidades de flujo mínimas superiores a un 10% de la velocidad límite:

$$V_F > 1,1 V_L$$


TRANSPORTE HIDRAÚLICO EN CANALES Y ACUEDUCTOS

➤ *Altura normal de Escurrimiento, h (m):*

$$\frac{Q_T n}{\sqrt{i}} = A R^{2/3}$$



Q_T = caudal de pulpa [m³/s]

n = coeficiente de rugosidad de Manning (de tablas según material del canal o acueducto), n para pulpa = 1,05 n .

i = pendiente del ducto (en tanto por uno), del orden de 0,5 a 3 %.

A = sección de escurrimiento, superficie mojada (m²).

R = radio hidráulico = A/P (m), donde P corresponde al perímetro mojado (m) = $b + 2h$

TRANSPORTE HIDRAÚLICO EN CANALES Y ACUEDUCTOS: Coeficiente de Manning “n”

➤ Coeficiente de rugosidad de Manning “n”

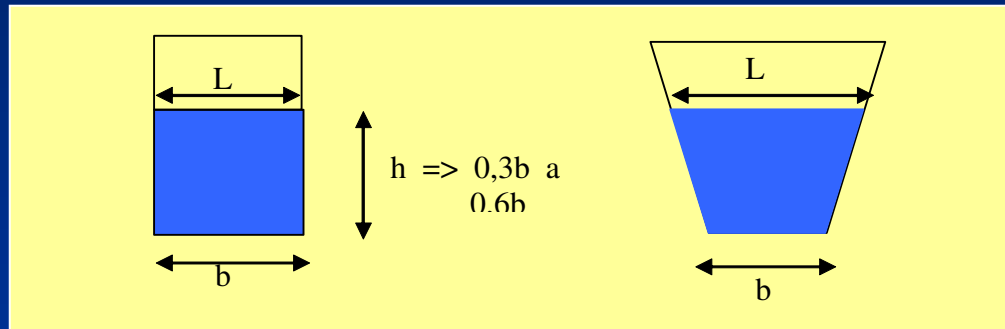
n para pulpa = 1,05 n.

Material	n
HDP	0,010 - 0,011
Acero	0,010 - 0,011
Hormigón	0,011 – 0,013

TRANSPORTE HIDRAÚLICO EN CANALES Y ACUEDUCTOS

➤ *Restricciones (Acueductos):*

Altura de escurrimiento “h” debe estar entre 30% y 60% del diámetro de la tubería (acueductos) o ancho basal del canal “b”.



La altura del escurrimiento debe determinarse para un régimen lejano a la crisis, es decir abiertamente río (corrientes tranquilas) $Fr < 0,8$ o torrente $Fr \geq 1,2$. Fr corresponde al número de Froud:

$$F_r = \frac{V_F}{\sqrt{\frac{g A}{L}}}$$

donde L corresponde al ancho superficial (m). Cálculo de la Velocidad Límite, V_L (m/s) :

TRANSPORTE HIDRAÚLICO EN CANALES Y ACUEDUCTOS

➤ **Altura en Canales:**

En el criterio de dimensionamiento de la altura de canales se debe dejar una revancha, es decir la altura entre el borde del canal y la altura de escurrimiento debe considerar:

- En tramos sin singularidades dejar una altura de velocidad ($v^2/2g$).
- En tramos con singularidades dejar al menos dos alturas de velocidad (v^2/g).

El cálculo de las alturas de velocidad debe efectuarse con respecto al caudal máximo.

➤ **Materiales y Formas:**

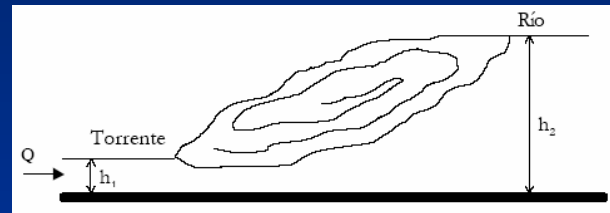
Usualmente de hormigón y de forma rectangular.



TRANSPORTE HIDRÁULICO EN CANALES Y ACUEDUCTOS

➤ Resalto Hidráulico:

Se denomina resalto hidráulico al paso brusco de un escurrimiento de torrente a un escurrimiento de río. Este fenómeno va acompañado de alta turbulencia y agitación, lo que genera una pérdida de energía.



Llamando 1 a la sección de aguas arriba donde se tiene el torrente y 2 a la sección de aguas abajo donde existe río, y despreciando el peso del fluido en la dirección del escurrimiento y los esfuerzos de corte sobre el fondo, se obtiene el siguiente sistema de ecuaciones:

$$M1 = M2$$

$$B1 = B2 + \Lambda$$

donde Λ es la pérdida de energía debida al resalto y B_i corresponde al Bernoulli en el punto i .
Para el caso de canal rectangular se tiene:

$$\Lambda = \frac{(h_2 - h_1)^3}{4h_1h_2}$$