

ESTÁTICA DE FLUIDOS:

$$\tau = \mu \frac{dV}{dy}; \text{ al estar en reposo: } \frac{dV}{dy} = 0 \quad \tau = 0$$

Peso sobre una lmina de fluido: $Peso = A_{l\text{am}} \cdot P_{atm} + (A_{l\text{am}} \cdot z \cdot \rho_{fl} \cdot g)$. Dividiendo por la Seccion tenemos la Presion sobre una lmina:

$$Pres = P_{atm} + z \cdot \rho_{fl} \cdot g. \text{ Si ademas } P_{atm} = 0 \quad Pres = z \cdot \rho_{fl} \cdot g.$$

ECUACIÓN DE EQUILIBRIO HIDROSTÁTICO:

En lquidos :

$$\frac{dPres}{\rho_{fl}} + gdz = 0 \quad \frac{P_B}{\rho} - \frac{P_A}{\rho} = g(z_A - z_B)$$

$$\text{En gases ideales: } \rho = \frac{P \text{ Molec } Pres}{R T}$$

$$\frac{dP_{res}}{\rho_{fl}} + gdz = 0 \quad dP_{res} + g\rho_{fl}dz = 0 \quad dP_{res} + g \frac{P \text{ Molec } Pres}{R T} dz = 0 \quad \text{Dividiendo por la Pres. } \frac{dP_{res}}{P_{res}} + \frac{g}{R T} P \text{ Molec } dz = 0$$

$$\text{Integrando entre A y B se llega a la ecuacion Barom trica: } \frac{P_B}{P_A} = e^{\frac{-g \cdot P \cdot \text{Molec}}{R T} (z_B - z_A)}$$

MEDIDA DE PRESIONES:

Se debe cumplir que $\rho_A > \rho_B$	Con Man metro Normal : $P_A - P_B = g \cdot R_m (\rho_A - \rho_B)$.	R_m = Diferencia de
	Con Man metro de Precision : $P_A - P_B = g \cdot R_1 (\rho_A - \rho_B)$.	P_A = puede ser la R_1 = Proyeccio $R_1 = \frac{R_m}{\sin \alpha} \parallel \alpha$

NATURALEZA DE LOS FLUIDOS ALIMENTARIOS:

Tipo de fluido			Verifica	n
NEWTONIANO μ = Constante.			$\tau = \frac{F}{A} = -\mu \frac{dVel}{dy} = K (\gamma_{yx})^n$	$n = 1$ $\mu = K$
-->[Author:RBH]NO NEWTONIANOS Constante	Característica	Nombre	Verifican	n
			<u>Plásticos</u>	$\tau = \tau_o + K \frac{dVel}{dz}^n$
		$=f()$		
		$f(\text{tiempo})$	<u>Pseudoplásticos</u>	$\tau = K(\dot{\gamma})^n$ n < 1

			=>	1
			<u>Dilatantes</u>	$\tau = K(\dot{\gamma})^n$
			=>	$n > 1$
		f()	<u>Tixotrópicos</u>	
		= f(tiempo)	= Cte =>	
			<u>Reopéticos</u>	
			= Cte =>	
			<u>Viscoelásticos</u>	

PERFILES DE VELOCIDAD.

– **Velocidad en flujo Laminar** –

– **Velocidad en flujo Turbulento**–.

$$u = 2 u_{med} \left(1 - \frac{r^2}{R^2} \right)$$

r = distancia del eje de la conduccion al punto de medida

R = radio de la conduccion.

"Expresion de Potencia $\frac{1}{7}$ "

$$u = u_{max} \frac{Y}{R}^{\frac{1}{7}} = u_{max} \frac{R-r}{R}^{\frac{1}{7}}$$

R = Radio de la conduccion

r = Distancia desde el eje de la conduccion al punto de medida

Y = Distancia de la pared de la conduccion al punto de medida $Y = (R - r)$.

Expres ndo lo en funci n de la u_{med}

$$u = \frac{60}{49} u_{med} \frac{R-r}{R}^{\frac{1}{7}}$$

BALANCE DE MATERIA DE FLUJOS:

$\dot{m}$ = velocidad de flujo de masa(kg/s) || Q = caudal (m^3 / s) || G = velocidad m sica($Kg/ m^2 \cdot s$) || u = velocidad li

$$\dot{m} = Q \quad \rho = (Secc_1 u_1) \quad \rho_1 = (Secc_2 u_2) \quad \rho_2 \quad \rho_1 = \rho_2 = \rho$$

$$Vol. específico : v = \frac{1}{\rho} \quad \dot{m} = \frac{Secc_1 u_1}{v} = \frac{Secc_2 u_2}{v}$$

$$G = \frac{u}{v} \quad \dot{m} = Secc_1 G_1 = Secc_2 G_2$$

BALANCE DE ENERGÍA DE FLUJOS:

Ecuación Inicial De Bernouilli: $\Delta H + \Delta \frac{m u^2}{2} + \Delta (m g z) = q + w$; Si suponemos que:

ΔH $\Delta \frac{m u^2}{2}$ $\Delta (m g z)$
 Perdida por fricción En. Cinética En. Potencial

- $\rho = \text{constante}$
- Régimen Estacionario
- No hay pérdidas
- No se produce trabajo

Si tenemos en cuenta las pérdidas por efecto de bomba (h_B) y de fricción (h_F).

Se ha dividido todo por g para que el resultado sea en términos de carga (m)

ECUACIÓN FINAL DE BERNOUILLI: $\frac{P_A}{\rho g} + z_A + \frac{u_A^2}{2g} + h_B = \frac{P_B}{\rho g} + z_B + \frac{u_B^2}{2g} + h_F = [m]$

BALANCE MACROSCÓPICO DE CANTIDAD DE MOVIMIENTO:

Presión = $\dot{P}$ Sección

$\dot{C.M.}_{Aplicada} - \dot{C.M.}_{Extraída} = \Sigma F_i$
 $\dot{C.M.} = \dot{P} = m \dot{u}$

Gravedad = F_g

Fuerzas ejercidas y recibidas por el sistema = F

$m_2 u_2 - m_1 u_1 = P_1 S_1 - P_2 S_2 + F_g - F$

Impulso $I = P S + (\rho \text{ Vol}) u$ Suma de todas las fuerzas que actúan en un mismo punto

Aplicando al Balance y operando llegamos a: $F_g - F = I_2 - I_1$

Aplicación de los principios de conservación: FLUJO POR UN ORIFICIO EN UN TANQUE DE GRAN TAMAÑO.

Supuestos para la ecuación de Bernouilli $P_1 = P_2 = P_{atm}$ // En la superficie del tanque $\left| \begin{matrix} u_1 = 0 \\ z_1 = z \end{matrix} \right| \parallel h_B = h_F = 0$

La Ecuación de Bernouilli queda reducida a: $z = \frac{u_2^2}{2g}$; Despejando la velocidad $u_2 = \sqrt{2 g z}$

En realidad el h_F no puede ser ignorado, aplicaremos un coeficiente de fricción a la velocidad (C_u) $u_2 = C_u \sqrt{2 g z}$

En el punto de descarga hay que tener en cuenta el efecto de contracción de vena, aplicamos un coeficiente de contracción (C_D)

La Sección real que atraviesa el fluido será: $S_R = A_{orif} C_c$

Al aplicar estos resultados a la expresión del Caudal: $Q = S u$ $S_R u_2 = (A_{orif} C_c) (C_u \sqrt{2 g z}) = A_{orif} C_D \sqrt{2 g z}$

FLUJO LAMINAR de Fluidos Newtonianos (FN) EN SECCIÓN CIRCULAR.

$\tau_x = \frac{r_x d \text{ Pres}}{2 dl} = \mu \frac{du_x}{dy}$ $\tau_w = \frac{R d \text{ Pres}}{2 dl}$

τ_x = esfuerzo cortante en el punto de medición (x) la conducción

τ_w = esfuerzo cortante máximo, en la pared. $r = R$

R = radio de la conducción // r = distancia del eje al punto de medición

$\frac{\tau_w}{R} = \frac{\tau_x}{r_x}$; $u = \frac{(r^2 - R^2) d \text{ Pres}}{4 \mu dl}$. Veloc. en cualquier punto de la conducción.

Ecuación de HAGEN - POISEUILLE $Q = \frac{-\pi R^4}{8 \mu} \frac{d \text{ Pres}}{dl}$

$$u_{med} = \frac{-R^2}{8\mu} \frac{dP}{dL}$$

u = Velocidad puntual, $f(u_{med})$.

$$u = 2 u_{med} \left(1 - \frac{r^2}{R^2}\right)$$

r = distancia del eje de la conduccion al punto de medida

R = radio de la conduccion.

CALCULO DE LAS PERDIDAS DE CARGA (hF). También podemos hallar la perdida de carga gráficamente aplicando el Diagrama de Moody

La ecuacion que se aplica para el calculo de p.d.c. es la Ec. de FANNING :

$$h_f = 4f \frac{L}{D} \frac{u_{med}^2}{2g} = f' \frac{L}{D} \frac{u_{med}^2}{2g} \quad \left| \begin{array}{l} f = \text{factor de friccion.} \\ f' = \text{factor de friccion} \quad 4f \\ L = \text{long conduccion} \parallel D = \text{diametro de conduccion.} \end{array} \right.$$

En Regimen Laminar el valor de f es :

$$f = \frac{16}{Re} \quad f' = 4f = \frac{64}{Re}$$

En Regimen Turbulento el valor de f se puede calcular graficamente (MOODY) o matematicamente a partir de Matematicamente :

I – Método de la Ecuación de FANNING.

Secciones CIRCULARES LISAS: el valor de la rugosidad () será 0 factor de fricción de Fanning (f) se calcula en $f(Re)$:

$$3000 < Re < 100.000 \quad f = 0,079 Re^{-0,25} \quad \text{Ecuacion de BLASIUS.}$$

$$\text{Re. : } Re > 100.000 \quad \sqrt{\frac{1}{f}} = 1,74 \ln(Re \sqrt{f}) - 0,40 \quad \text{Ec. KARMAN - NICURADSE :}$$

Secciones CIRCULARES RUGOSAS: el valor de la rugosidad () ya no será nulo.

- **Régimen Laminar**, el valor de fricción de Fanning (f) se calcula con el Diagrama Moody, $f(Re, \epsilon/D)$, y después se le aplica a FANNING
- **Régimen Transición** Ec. COLEBROOK: $\frac{1}{\sqrt{f}} = 3,46 - 1,74 \ln \frac{2 \epsilon}{Diam} + \frac{9,33}{Re \sqrt{f}}$

Después se aplica FANNING.

- **Régimen Turbulento** Ec. COLEBROOK: el 2º término de la suma se hace casi cero por ser $Re > 10.000$ (Régimen Turbulento): $\frac{1}{\sqrt{f}} = 3,46 - 1,74 \ln \frac{2 \epsilon}{Diam} + 0$

Después

se aplica FANNING

Para todo tipo de y Re Ec. De CHEN (Coincide con el Diag. de Moody):

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log \frac{\epsilon}{3,7065 \text{ Diam}} - \frac{5,0452}{\text{Re}} \log \frac{\epsilon^{1,098}}{2,8257 \text{ Diam}^{1,098}} + \frac{5,8506}{\text{Re}^{0,8981}}$$

En Secciones NO CIRCULARES se emplea el Diámetro hidráulico medio:

$$D_H = 4 R_H = 4 \frac{A}{\text{Per.Mojado}}$$

Debe sustituirse en las ecuaciones anteriores el Diámetro

por el Diámetro Hidráulico

II – Método de LONGITUDES EQUIVALENTES.

Es una fórmula adaptada de la de FANNING

$$h_F = 4f \frac{L + L_{equiv}}{D} \frac{u_{med}^2}{2g}; \text{El valor de } L_{equiv} = f(\text{accidente}, \text{Diametro Conduccion})$$

ENERGÍA DE IMPULSIÓN DE UN FN (HB):

Aplicando Bernouilli:

$$H_{B(\text{teorico})} = \frac{P_2}{\rho} + g z_2 + \frac{u_2^2}{2} - \frac{P_1}{\rho} + g z_1 + \frac{u_1^2}{2} + H_F$$

$H_2 = \text{Carga Total de descarga}$
 $H_1 = \text{Carga Total de Succión}$

$$H_{B(\text{real})} = \eta H_{B(\text{teorico})} = H_2 - H_1$$

CÁLCULO DEL NPSHd.

$$NPSH_d = \frac{\text{Pres}_{\text{entrada bomba}} - \text{Pres}_{\text{vapor del fluido}}}{\rho g};$$

Para que una bomba sea v lida se debe cumplir : $NPSH_d > NPSH_r$

Tipo de Medidor	Características de Conducción	Aparato	Fórmula de Velocidad.	Variables
		Tubo de Pitot	$u_1 = C_D \sqrt{\frac{2g R_m (\rho_A - \rho_B)}{\rho_{\text{fluido}}}}$	A , B : Densidad en el interior del m Rm,= Diferencia c las ramas del man
			Anemómetro	
		Medidores de VELOCIDAD MEDIA	MEDIDORES DE ORIFICIO Sección constante, carga variable	Med. de Diafragma
				$u_1 = C_D \sqrt{\frac{2g R_m (\rho_A - \rho_B)}{\rho_{\text{fluido}}}}$

				Med. de Boquilla	
				Venturímetro	
		Sección variable, carga constante	Rotámetro	$u_1 = C_D \sqrt{\frac{2g \text{Vol}_{flot} \frac{\rho_{flot}}{\rho_{fluid} - 1}}{\frac{Sec_{flot}}{S_{Tot} - Sec_{flot}} - 1}}$	Sectot – Secflot= Libre de paso. $Sec_{tot} = \pi r^2 = \pi$ $m = \rho_{fluid} Sec_{libre}$ $m = Sec_{libre} C_D$ h = Altura del flot h0= Altura caracte Rotámetro = ángulo de cierr Rotámetro
	Medidores INDIRECTOS	Con acceso para los aparatos	Ultrasonidos	Láser	

likjkjk

PÉRDIDA DE Ek EN FNN, CASO PARTICULAR DE LOS PLÁSTICOS DE BINGHAM.

$$\Delta E_k = \frac{1}{Rad^2 u_{med}} \left\{ \begin{array}{l} u_x^3 \int_0^{ra} r dr + \int_0^{Rad} u_x^3 r dr \\ \text{Constante Vel. Central} \quad \text{Vel. Lateral} \end{array} \right.$$

Modificador de la Velocidad
 $\alpha = \frac{\tau_0}{\tau_w}$ adimensional

$$\text{En FN: } u_{med} = \frac{u^2}{2 \alpha} \quad \text{En FNN: } u_{med} = \frac{3(3n+1)^2}{(2n+1)(5n+3)} \frac{u^2}{2}$$

Modificador de la Velocidad $\alpha = \frac{\tau_0}{\tau_w}$
 $A_o \cdot j$

$$\text{En Plasticos de Bingham: } \frac{A_o}{\alpha^4 + 4\alpha + 3} \frac{12 \tau_0^2}{\tau_w} B_j \alpha^j \frac{u^2}{2}$$

$$u_{med} = \frac{A_0}{\alpha^4 + 4\alpha + 3} \frac{12 \tau_0^2}{\tau_w} B_j \alpha^j \frac{u^2}{2}$$

Modificador de la Velocidad; $\alpha = \frac{\tau_0}{\tau_w}$
 A_0, B_j = Constantes Características.

Simplificación de Mc Miller (error sobre el anterior del 2,5%) $u_{med} = (2\alpha) \frac{u^2}{2}$

ECUACIONES DE VELOCIDAD PARA FLUIDOS NO NEWTONIANOS (FNN):

L = long. de la conducción. R = Radio de la conducción K = Índice de Consistencia n = Índice de Comportamiento

– Velocidad Máxima: $u_{max} = \frac{\Delta Pres}{2L K} \frac{1}{n} \frac{n}{n+1} R^{\frac{n+1}{n}}$

– Velocidad Media: $u_{med} = \frac{\Delta Pres}{2L K} \frac{1}{n} \frac{n}{3n+1} R^{\frac{n+1}{n}}$

– Velocidad Puntual: $u_x = u_{med} \frac{3n+1}{n+1} \left(1 - \frac{r}{R}\right)^{\frac{n+1}{n}}$

– Velocidad de Deformación: $\gamma = \frac{4u_{med}}{R} \frac{3}{4} + \frac{1}{4n} = \frac{4u_{med}}{R} \left(0,75 + \frac{0,25}{n}\right)$

PÉRDIDAS DE CARGA POR UNIDAD DE LONGITUD EN FNN.

R = Radio de la conducción K = Índice de Consistencia n = Índice de Comportamiento Q = Caudal.

$$\frac{\Delta Pres}{L} = 2 K \frac{3n+1}{n} \frac{u^n}{R^{n+1}} = 2 K \frac{3n+1}{n} \frac{Q^n}{\pi R^3}$$

FACTOR DE FRICCIÓN (f) EN FNN.

$$f = \frac{K}{\rho} 2^{n+1} \frac{3n+1}{n} \frac{u^{n-2}}{D^n};$$

Suponiendo que el fluido se mueve con Régimen laminar $f = \frac{16}{Re} \quad Re = 2^{3-n} \frac{D \rho u^{2-n}}{K} \frac{n}{3n+1}$

MODELOS GENERALES PARA CALCULAR TODOS LOS TIPOS DE FLUIDOS (FN Y FNN):

Se parte de la expresión general: $\tau_w = k' \frac{-du}{dy}^{n'}$;

Se sustituir para cada tipo de fluido los valores asignados a: $\frac{-du}{dy}$, k' y n'

TIPO DE FLUIDO	$\frac{-du}{dy}$	k'	n'
----------------	------------------	------	------

FLUIDOS NEWTONIANOS.	$\frac{8 u_{media}}{Diam.}$		1	
FLUIDOS NO NEWTONIANOS.	$\frac{3n+1}{4n} \frac{8 u_{media}}{Diam.}$ Expresión de Rabinowitch-Mooney	$k \frac{3n+1}{4n}^n$	n	Seudoplásticos $n < 1$ Dilatantes $n > 1$
PLÁSTICOS DE BINGHAM. $\alpha = \frac{\tau_0}{\tau_w} \parallel \mu_B = \text{visc. de Bingham}$	$\frac{3(\alpha-1)}{3-4\alpha+\alpha^4} \frac{8 u_{media}}{Diam.}$	$\tau_w \frac{3 \mu_B}{\tau_w (3-4\alpha-\alpha^4)}^n$	$\frac{3-4\alpha-\alpha^4}{3(1-\alpha)}$	

De esta manera se puede definir un Reynolds generalizado para todos los tipos de Fluidos :

$$Re' = \frac{\rho D^n u^{2-n}}{k 8^{n-1}}. \text{ Aplicado a los FNN potenciales, el } Re' \text{ que obtenemos es } Re = \frac{\rho D^n u^{2-n}}{k 8^{n-1}} \frac{4n}{3n+1}$$

PROCESO DE CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA POR FRICCIÓN EN FNN (hf).

- Cálculo de la u_{media} ., n' y k' .
- Cálculo del Re' para determinar el régimen de flujo
- Hallar el factor de fricción f en función del régimen de flujo (Se supone que todas las conducciones son lisas)
- **FLUIDOS NO NEWTONIANOS potenciales, casos.**

- Régimen Laminar: $f = \frac{16}{Re'}$

- Régimen Laminar y Turbulento (modelo de Dodge-Metzner): $\frac{1}{\sqrt{f}} = \frac{4}{(n')^{3/4}} \log Re' f^{1-\frac{n'}{2}} - \frac{0,4}{(n')^{1,2}}$

ESTE MODELO TAMBIÉN TIENE MÉTODO GRAFICO.

- Para $6 \cdot 10^{-5} < Re' < 10^5$, con diámetro de conducción entre $1'' - 12''$ y $n'=0,02 - 0,8$:

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(Re')^{0,32}}$$

- Para $5 \cdot 10^3 < Re' < 10^5$: $f = (Re')^{-1}$. y son factores que se obtienen de dos ábacos en función de n' .
- **FNN no potenciales: PLÁSTICOS DE BINGHAM.** f Se suele calcular por métodos gráficos, en función del Reynolds (sin generalizar) y del n° de Hedstrom :

$$He = \frac{\tau_0 D^2 \rho}{\mu^2}$$

- **Fluidos Viscoelásticos.** f Se calcula por métodos gráficos.
- Aplicamos la ecuación de FANNING para hallar la pérdida de carga por fricción:

$$h_F = 4f \frac{L u^2}{D 2g}$$

VISCOSÍMETROS

a/ Flujo Gravitacional Inducido (V. de Cannon - Feske) : empleado para FN y líquidos de baja viscosidad.

$\Delta P = \rho g H$ || H : Altura a la que succionamos el fluido (le estamos dando $E_{\text{potencial}}$)

$\mu = \frac{\Delta P R^2}{8 L u}$ || L : Altura de control || R : radio externo del capilar.

$u = \frac{L}{t}$ || t : tiempo que tarda el fluido en descender la longitud L .

$$\frac{\mu}{\rho} = (\text{viscosidad cinemática}) = \frac{g H R^2}{8 L^2} t = K t \quad || K = \text{Constante } K \text{ del aparato.}$$

b/ De Flujo Forzado

b.1. Flujo Constante : se mide la caída de presión generada (ΔP) ante un flujo constante.

$F_p : \text{constante} = \frac{R}{2L}$ || R : radio del capilar || L : distancia entre los puntos de medida de la presión.

$F = \text{constante característica del capilar}$ || u : velocidad de avance del mbolo (constante) || n : índice de Comportamiento

$$F_p \Delta P = K (F u)^n = \left(K F^n \right) u^n = F_u u^n$$

Aplicando logaritmos: $\log \Delta P = (\log F_u - \log F_p) + n \log(u)$ Ec. de una recta.

PROCESO DE CALCULO :

1. - Damos valores a la velocidad para tener las correspondientes medidas de Presión.

2. - Representar los $\log(\Delta P_i)$ frente a los $\log(u_i)$, obtenemos una recta.

4. - La pendiente de la recta es igual al índice de Comportamiento (n): $n = \tan \alpha$.

y la ordenada en el origen es el valor de: $(\log F_u - \log F_p)$

$$5. - \text{Con cada valor de } u_i \text{ hallamos un valor de } \gamma_i^o \text{ a partir de la relación:}$$

$$FN \quad \gamma_i = \frac{4 u_i}{R}$$

$$FNN \quad \gamma_i = \frac{4 u_i}{R} \quad 0,75 + \frac{0,25}{n}$$

6. - Con cada valor de ΔP_i hallamos un valor de τ_{wi} a partir de la relación: (para FN y FNN) $\tau_{wi} = \frac{R \Delta P_i}{2L} = F_p \Delta P_i$

7. - Representar los $\log(\tau_{wi})$ frente a los $\log(\gamma_i^o)$, obtenemos una recta de expresión: $\log \tau_w = \log k + n \log(\gamma^o)$

8. - Despejamos k (índice de Comportamiento).

b.2. Flujo Variable : se induce un ΔP constante (variando el flujo).

OJO!!!! FALTA ESTE APARTADO.

OPERACIONES DE MEZCLA:

Los Regímenes en las mezclas vienen determinados por el Reynold de Mezcla (Re_M): $Re_M = \frac{\rho_L D^2 N}{\mu_L}$

N = Velocidad del agitador (r.p.s.) $\parallel D$ = Diámetro del agitador $\parallel \mu_L$ = Viscosidad del líquido $\parallel \rho_L$ = Densidad del líquido

$Re_M < 10$ a Mezcla Laminar.
 $Re_M > 10^4$ a Mezcla Turbulenta.

EQUIPOS DE MEZCLA.

Los parámetros que definen a los elementos implicados en la agitación son:

T = Diámetro del Tanque; H = Altura del líquido; D = Diámetro del agitador; C = Altura del agitador sobre el fondo

n_b = número de deflectores; n_p = número de palas; W = Altura de las palas; L = longitud de las palas

COEFICIENTE DE DESCARGA (N_Q)

Q = Caudal movido por las palas $\parallel N$ = r.p.s. $\parallel D$ = Diámetro del Agitador.

$$N_Q = \frac{Q}{N D^3}; \text{ Si } Re_M \begin{cases} < 10^4 & N_Q = \text{variable} \\ > 10^4 & N_Q = \text{Constante} = 0,75. \end{cases}$$

Cuando N_Q es constante = 0,75 el valor de Q se puede hallar con: $Q = 0,75 N D^3$

NÚMERO DE POTENCIA Y POTENCIA CONSUMIDA EN MEZCLAS LÍQUIDO-LÍQUIDO (FN)

N_{Po} = Número de Potencia $\parallel Fr$ = Número de Froude $\parallel Re_M$ = Reynolds de Mezcla

$$N_{Po} = \frac{P_o}{\rho_L N^3 D^5} \quad P_o = \text{Potencia del Agitador.} \parallel Re_M = \frac{\rho_L N D^2}{\mu_L} \parallel N_{Fr} = \frac{D N^2}{g};$$

Sist. CON Deflectores	$Re_M < 10$	$N_{Po} = \frac{A}{Re_M};$	Doble H lice ancora/Ancora	$A = 150$ $A = 85$	$\frac{C}{D}^{-0,28}$ $\frac{C}{T}^{-0,31}$	$\frac{P}{D}^{-0,53}$ $\frac{h}{D}^{-0,48}$	$\frac{W}{D}^{0,33}$ $\frac{h}{D}^{0,54}$	$n_b^{0,54}$	N_{Po} se puede calcular con la
	$10 < Re_M < 10^4$	$N_{Po} = \frac{A}{Re_M} + B;$	A y B son constantes						
	$Re_M > 10^4$	$N_{Po} = \text{Constante} = \Phi = \text{valores en tabla (fig 12.10, f(geometría agitador y tanque))}$							

Sistema SIN Deflectores	$Re_M < 10$	Cálculo igual que en el caso CON Deflectores para este Re_M .		$N_{PoB} =$
	$10 < Re_M < 10^4$	Se emplea N_{PoB} (N_{Po} no corregido) $N_{Po} = N_{PoB} (N_{Fr})^m$		N_{Fr}
	$Re_M > 10^4$			$m = \frac{a}{b}$

PROCESO DE CÁLCULO :

1. - Hallar a y b Tablas f(geometría).
2. - Calcular Re_M y N_{Fr} .
3. - Con Re_M , a y b calcular m.
4. - Con Re_M hallar N_{PoB} .
5. - Con N_{PoB} , m, N_{Fr} calcular N_{Po} .

UNA VEZ HALLADO EL N_{Po} , LA POTENCIA NECESARIA PARA EL FUNCIONAMIENTO DEL AGITADOR: (MEZCLAS LÍQUIDO-LÍQUIDO)

La expresión general de la potencia (P_o) tanto para FN como para los FNN es :

$$P_o = N_{Po} \rho_L N^3 D^5. \text{ Más concretamente :}$$

I - En FN:

$$I.1. - R. Laminar : Re_M < 10 \text{ (Idem para tanques con y sin deflectores)} \quad P_o = K_L N^2 D^3 \mu_L$$

$$K_L = N_{Po} Re_M = \text{Constante f(geometría y tipo de Agitador), fig 12.15}$$

$$I.2. - R. Turbulento : Re_M > 10^4 : P_o = K_T N^2 D^3 \mu_L$$

$$N_{Po} \text{ se hace constante } K_T = f(\text{geometría y tipo de Agitador}), \text{ fig 12.15}$$

II. En FNN:

II. - En FNN:

Aplicamos el valor de la μ_{ap} ya que μ_L ya no es constante.

$$\mu_{ap} = k \gamma^{n-1} = k(\beta N)^{n-1}; \quad k = \text{índice de Comportamiento}; \quad \beta = \text{coeficiente f(Agitador), fig 12.14.}$$

PROCESO DE CÁLCULO :

1. - Según el tipo de fluido, definir su comportamiento n, k .

$$2. - Re_M = \frac{\rho_L D^2}{k \frac{n-1}{N^{n-2}}}$$

3. - Hallar N_{Po} de forma Gráfica.
Analítica

4. - Con N_{Po} hallamos la P_o con la expresión genérica : $P_o = N_{Po} N^2 D^3 \mu_{ap}$

MEZCLAS LÍQUIDO-LÍQUIDO PARA FNN.

Hay que tener en cuenta el D_C (Diámetro de Caverna), con el cual podremos despejar el N_{Po} .

P. de Bingham: $\frac{D_C}{D} = \frac{136}{\pi^2} \frac{N_{Po} \rho D^2 N^2}{\tau_y}$ τ_y : Esfuerzo cortante de Agitación

TIEMPOS DE MEZCLA LÍQUIDO-LÍQUIDO

Coeficiente Adimensional de la Concentración (C^*):

$$C^* = \frac{C_t - C_0}{C - C_0} \quad C_t: \text{Concentración en el momento "t"} \parallel C_0: \text{Concentración Inicial} \parallel C: \text{Concentración Final.}$$

Parámetro Adimensional Factor de tiempo de Mezcla ($Nt \quad N\theta$) $N: r.p.s = [s^{-1}] \parallel t \quad \theta = [s]$

$Nt \quad N\theta = 0,95 = 95\%$ El tiempo de Mezcla se mide, en general, cuando el 95% del total está perfectamente mezclado.

$$Nt \quad N\theta = f(Re_M, N_{Fr} = Fr, N_{Sc} = \frac{\mu_L}{\rho_L \alpha}, \text{Geometría del equipo})$$

Casos:

- Tanques con deflectores: $Nt \quad N\theta = f(Fr)$.

- La influencia de N_{Sc} en la mayoría de los casos es nula $Nt \quad N\theta = f(N_{Sc})$

- Para R. Turbulentos ($Re_M > 10^4$), el valor del Reynolds no influye en el valor de $N\theta$ ($Nt \quad N\theta$ se hace constante).

El valor de $Nt \quad N\theta$ se puede hallar por medios gráficos (fig 12.17.) y por medios analíticos:

HELICE: (con $n_b = 4$ y con un grado de inclinación de palas (P) = constante)

$$Nt \quad N\theta = 3,48 \frac{T}{D}^{2,05} \log \frac{2}{X} \quad X: \text{fracción de mezcla deseada, en general } X = 95\% = 0,95.$$

TURBINA DE PALAS INCLINADAS: ($n_b = 4$ y $P = 45^\circ$)

$$Nt \quad N\theta = 2,02 \frac{T}{D}^{2,20} \log \frac{2}{X}$$

TURBINA RUSHTON: ($n_b = 4$; $P = \text{no tiene}$)

$$Nt \quad N\theta = 0,905 \frac{T}{D}^{2,57} \log \frac{2}{X}$$

MEZCLAS GAS-LÍQUIDO.

CONSUMO DE POTENCIA EN MEZCLAS GAS-LÍQUIDO (En condiciones de aireación).

P_g : Potencia necesaria en condiciones de Aireación $\parallel P_o$: Potencia necesaria sin aireación $\parallel$

Q_g : Caudal de gas introducido en el tanque. $\parallel c$: Constante empírica = 0,72

Expresión de Michael - Miller: $P_g = c \frac{P_o N D^2}{Q_g}^{0,45}$; $Q_g = N_A N D^3$ N_A : n.º de Aireación f(fig 12.20)

VALORACIÓN DE LA EFICACIA DE LA DISPERSIÓN GAS-LÍQUIDO (para cualquier introducción de gas que no sea por sistema de vórtice):

N_{CD} : Velocidad de Agitacion Cr tica de la dispersion (vel. para que el Q_g sea ptimo)

Turbina Rushton ($n_b = 6$) con introduccion de gas por tubo perforado :

$$N_{CD} = 4 \frac{Q_g^{0,5} T^{0,25}}{D^2}$$

Turbina Rushton ($n_b = 6$) con introduccion de gas por anillos perforados :

$$N_{CD} = 3 \frac{Q_g^{0,5} T^{0,25}}{D^2} \quad \text{M s efectivo.}$$

SITUACION DE INUNDACION.

Situacion de inundacion : $N < N_F$ N : Velocidad de Agitacion.

N_F : Velocidad de Agitacion para llegar a la situacion de inundacion

$$\frac{Q_g}{N_F D^3} = 1,2 \frac{N_F D}{g}.$$

Si se cumple que $0,5 < N_{Fr} < 2$ $0,194 N_{Fr}^{0,75} \frac{Q_g}{N_F D^3} = 1,2 \frac{N_F D}{g}$; OJO!!

N_{Fr} : N mero de Froude.

N_F : Velocidad de Agitacion

CARACTERÍSTICAS DE LA FASE DISPERSA:

Ψ : Volumen del gas disperso (como valor absoluto $[l, m^3], [L^3]$), y tambien Fraccion de de volumen hueco

$$\Psi = \frac{Vol_{(g)}}{Vol_{(Tot)}} = \frac{Vol_{(g)}}{Vol_{(liq)} + Vol_{(g)}};$$

$$\Psi = Vol_{(g)} \text{ total} = n_{burbs} Vol_{burbs} = n \frac{\pi D_s^3}{6} \parallel a_{tot} = \text{rea interfacial Total} = n_{burbs} Area_{burbs} = n \pi D_s^2$$

$$\text{C lculo Iterativo : } \Psi = \frac{\bar{V}_s \Psi^{0,5}}{u_t} + 0,216 \frac{\frac{P_g^{0,4}}{Vol_{(g)}} \rho_L}{\sigma^{0,6}} \frac{\bar{V}_s^{0,5}}{u_t}$$

$$\text{Sin tener en cuenta el Agitador : } \bar{D}_s = \frac{6 \Psi}{a}$$

$\bar{D}_s$: Di metro de burbuja medio

$$\text{Turbina de 6 palas, con } \Psi < 0,15 \quad \bar{D}_s = 4,15 \frac{\sigma^{0,6}}{\frac{P_g^{0,4}}{Vol_{(g)}} \rho_L} \Psi^{0,5} +$$

$$\text{Sin tener en cuenta el agitador : } a = \frac{6 \Psi}{\bar{D}_s}$$

a : rea interfacial (superf. de burbuja)

$$\text{Teniendo en cuenta el agitador : } a = 1,44 \frac{\frac{P_g^{0,4}}{Vol_{(g)}} \rho_L^{0,2}}{\sigma^{0,6}} \frac{\bar{V}_s^{0,5}}{u_t}$$

$$u_t = \text{Veloc. de ascenso de las burbuja} \parallel \bar{V}_s : \text{Velocidad superficial del gas} \quad \bar{V}_s = \frac{Q_g}{\text{Secc. Tanque}} = \frac{Q_g}{\frac{\pi}{4} T^2}$$

PSICROMETRÍA:

$$\text{Humedad Absoluta (X): } X = \frac{m_v}{m_{AS}} = \frac{\text{gr agua}}{\text{gr sol. seco}}$$

$$m_{tot} = m_{AS} + m_v$$

$$P_{tot} = P_{AS} + P_v \quad X = \frac{P.Molec_v}{P.Molec_{AS}} \frac{P_v}{P_{AS}} = 0,62 \frac{P_v}{P_{AS}} \quad X_s = 0,62 \frac{P_{Sat}}{P_{tot} - P_{Sat}}$$

$$n_{tot} = n_{AS} + n_v$$

$$\text{Humedad Relativa (h } \phi \text{): } h \quad \phi = \frac{P_v}{P_{Sat}} \quad \parallel P_{Sat} = 352 e^{\frac{18,42 - 6144}{T}} \quad \text{OJO!! T en K}$$

$$\text{Constante de los gases para el aire h medo (R_m): } R_m = \frac{287 + 461 X}{1 + X} \quad \text{En la ec. de los gases : } P V = R_m T$$

$$\text{Volumen espec fico del aire h medo (v_h): } v_h = \frac{Vol \text{ total del aire}}{m_{AS}}$$

Entalpías:

- del aire húmedo

$$i = i_a + X i_v = C p_a T + X i_v$$

- del aire húmedo no saturado (sin condensación)

$$i_v = (r_0 + C p_v T)$$

$$i = C p_a T + X (r_0 + C p_v T)$$

$$i_v = (r_0 + C p_v T)$$

$$T > 0 \quad \text{liquido} \quad i_h = (X - X_s) C p_h$$

$$i = C p_a T + X (r_0 + C p_v T) + (X - X_s) C p_h$$

- del aire húmedo saturado (con condensación)

$$i_v = (r_0 + C p_v T)$$

$$T < 0 \quad \text{Escarcha} \quad i_e = (X - X_s) (-r_e + C p_e T)$$

$$i = C p_a T + X (r_0 + C p_v T) + (X - X_s) (-r_e + C p_e T)$$

7

FORMULARIO DE OPERACIONES BÁSICAS, SEGUNDO PARCIAL Pag.
--

$n = 1$

$n < 1$

$n > 1$

$n > 1$

$n = 1$

$n < 1$

y_x

y_x

o

F. Newtoniano

F. Seudoplásticos

F. Dilatantes

F. Plásticos

F. Tixotrópicos

F. Reopécticos

Perfil de velocidad en el interior de conducciones

h_0

h

En Plásticos de Bingham

$$F_p \cdot P = k \cdot (F \cdot u)^n = (k \cdot F^n) \cdot u^n = (F_u^n \cdot u^n)$$

$$= (n \cdot \log F_u - \log F_p) + n \cdot \log(u) \quad ! \text{ Ecuación de una recta}$$

Consistencia)