

RAFAEL BARRANTES SEGURA

ID: UM19138SME26986

Master in Mechanical Engineering

Advanced Topics in Hydraulic Piping

ATLANTIC INTERNATIONAL UNIVERSITY

HONOLULU, HAWAII

SPRING, 2012

TABLA DE CONTENIDO

BIBLIOGRAFÍA	87
CONCLUSIÓN	86
DESCRIPCIÓN	4
<u>Diseño de tuberías de transporte de fluidos bifásicos</u>	4
<i>Flujo anular</i>	31
<i>Flujo Anular y Flujo Anular de Neblina</i>	13
<i>Flujo anular</i>	10
<i>Flujo burbuja</i>	15
<i>Flujo de burbuja</i> :	8
<i>Flujo de Coágulo</i>	12
<i>Flujo de tapón o Slug</i> :.....	9
<i>Flujo de transición o churn</i> :	10
<i>Flujo Disperso (Velocidad muy Alta del Líquido)</i>	14
<i>Flujo estratificado</i>	20
<i>Flujo Estratificado</i>	11
<i>Flujo Ondulante</i>	12
<i>Flujo tapón (slug)</i>	39
INTRODUCCIÓN.....	3
<u>Secadores de vapor</u>	73
<u>Separadores de Vapor</u>	48
TABLA DE CONTENIDO	2

INTRODUCCIÓN

La hidráulica de tuberías se ha compuesto del análisis de flujo, presión, pérdidas y fluido, donde éste se encuentra en una sola fase. Los criterios de cálculo y metodologías de análisis son fundamentados en principios básicos como las ecuaciones de Darcy, Hazen-Williams, entre otras.

Uno de los inconvenientes con los flujos bifásicos, los cuales se tratan en este curso, es su falta de linealidad en el comportamiento, ya que requiere de mecanismos de cálculo más complejos, que con el fin de lograr resultados lineales, aproximan sus resultados a ecuaciones de fácil aplicación.

Los sistemas geotérmicos de generación eléctrica, manejan un sistema de fluidos bifásicos, por lo que se trata de explicar mediante ejemplos prácticos, los mecanismos de cálculo de los sistemas hidráulicos de tuberías, partiendo desde el punto de recolección del fluido, hasta su entrada previa a la casa de máquinas.

DESCRIPCIÓN

Diseño de tuberías de transporte de fluidos bifásicos

El problema del diseño de tuberías bifásicas se puede plantear de muchas maneras, la más común es cuando se desea conocer el diámetro necesario para conducir una mezcla bifásica con condiciones de entrada bien conocidas (calidad, presión, flujo másico, composición de la mezcla, longitud y arreglo de la tubería), manteniendo una presión mínima de descarga. Para este efecto se calcula la pérdida de presión a lo largo del ducto primeramente para un diámetro supuesto y por medio de un proceso iterativo se obtiene el diámetro requerido.

Desde el punto de vista de la mecánica de fluidos hay dos factores muy importantes que siempre se deben considerar: la pérdida de presión en la línea y la distribución de las fases en las partes críticas del sistema. El primer factor es importante para dimensionar la tubería y el segundo para evitar las inestabilidades.

Las tuberías bifásicas deben transportar dos tipos de fluidos: Verticales y Horizontales.

En los flujos verticales se pueden manejar diferentes patrones de flujo, aunque esto es indistinto del cálculo de diámetro de tubería o pérdida de presión, ya que la configuración de los pozos es la misma, incluyendo los mismos tipos de ademe y sus dimensiones, es decir, el acabado de pozo es igual.

Figura 1. Acabado de pozo



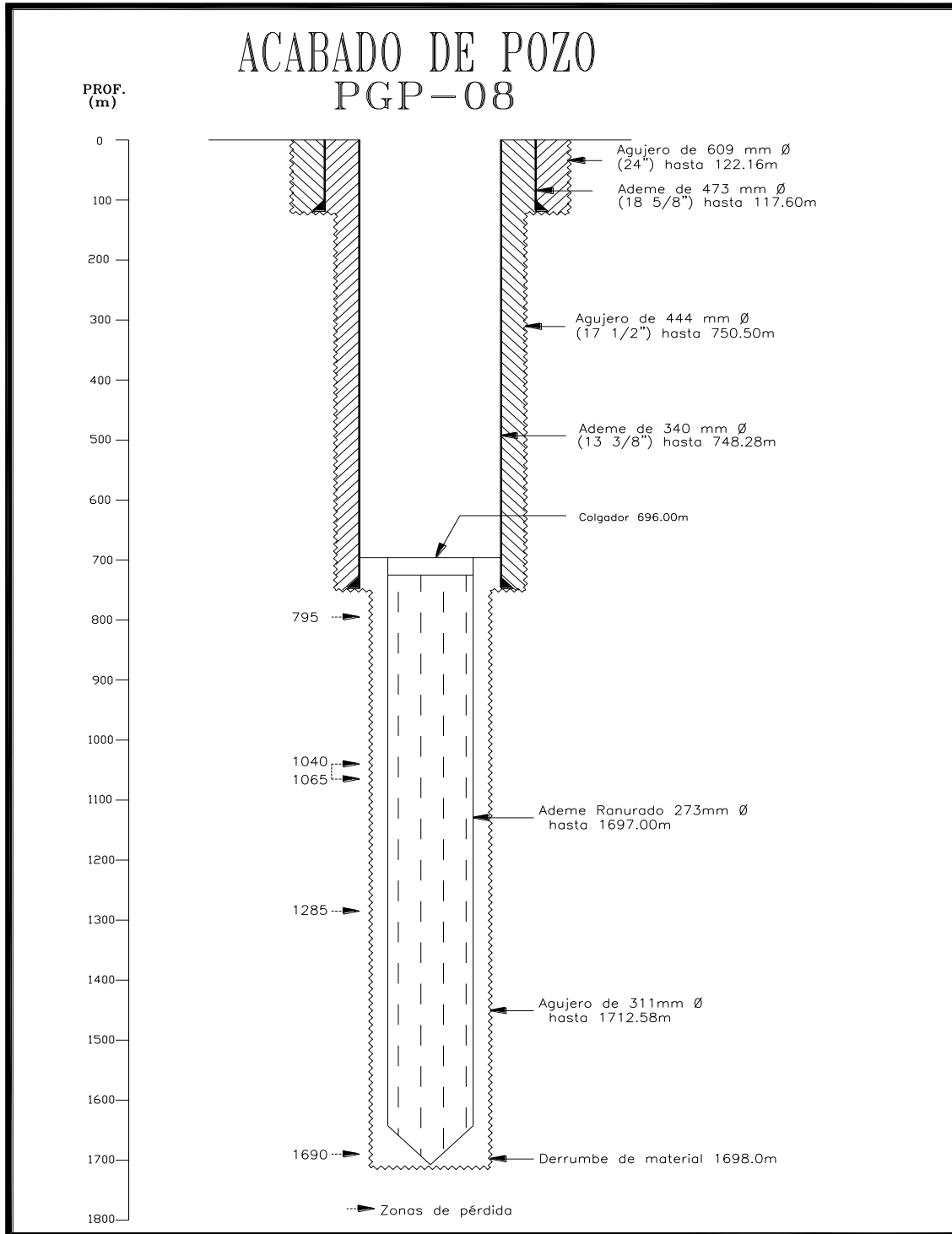
Ademe perforado de fondo de pozo



Boca de pozo

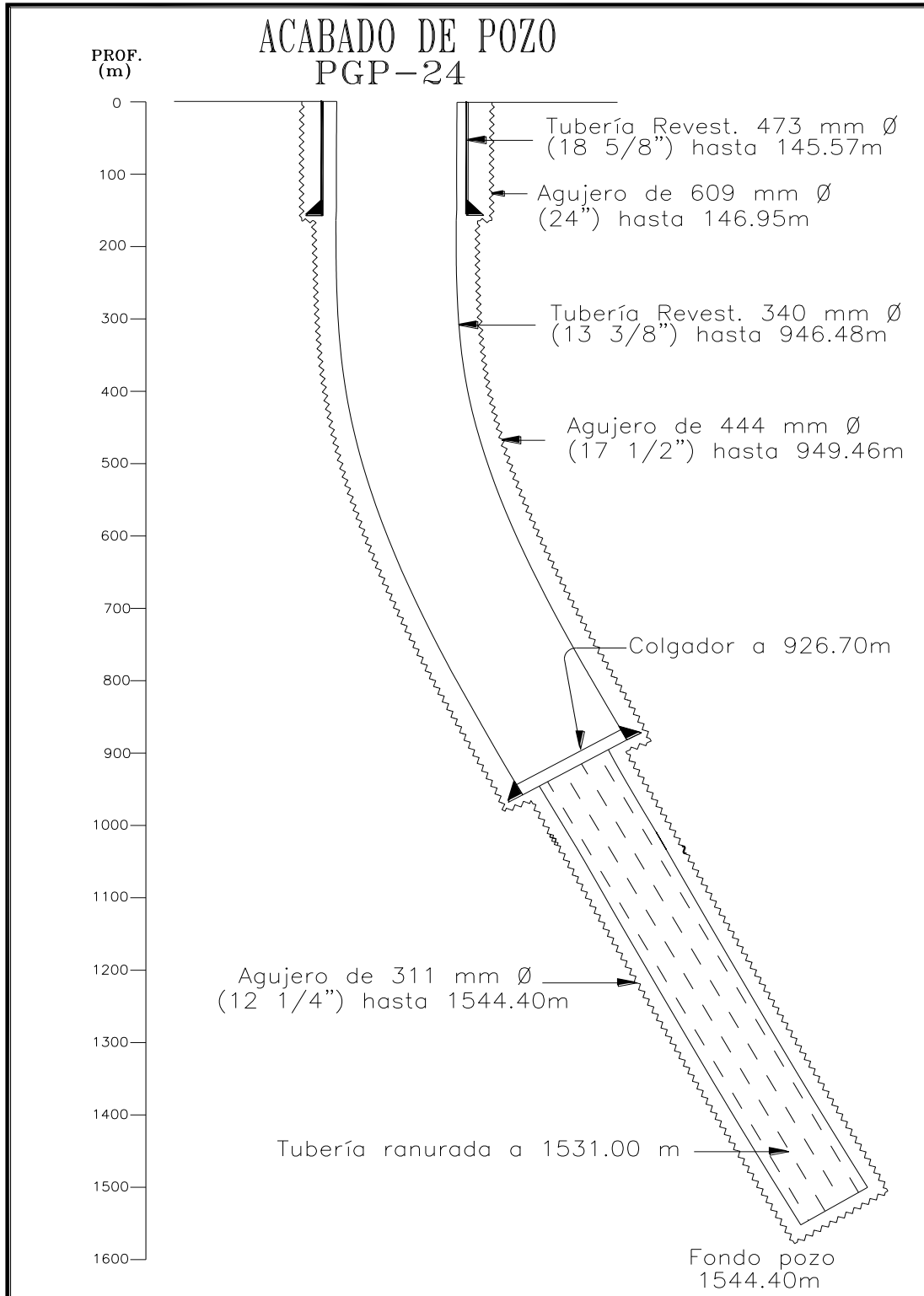
Fuente: Propia

Figura 2. Acabado de pozo vertical PGP-08



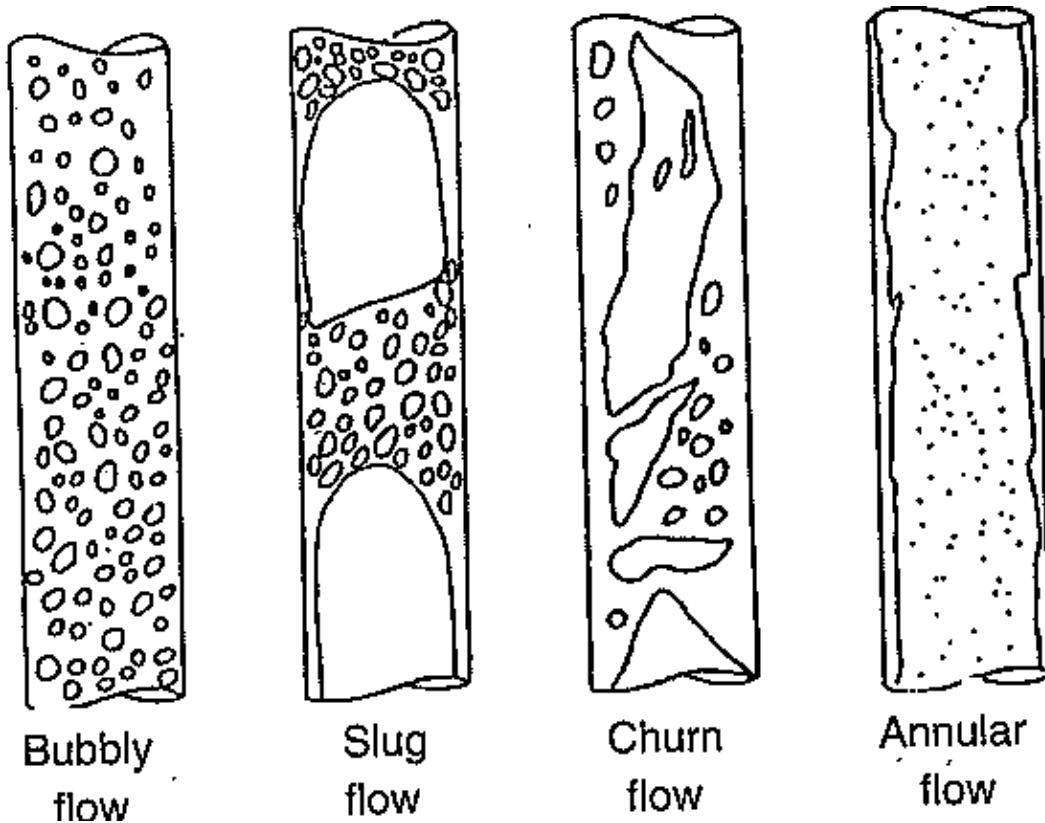
Fuente: Proyecto Geotérmico Pailas, Guanacaste, Costa Rica

Figura 3. Acabado de pozo direccional PGP-24



Fuente: Proyecto Geotérmico Pailas, Guanacaste, Costa Rica

Figura 4. Patrones de flujo vertical ascendente



Fuente: Crowe, C. T. Multiphase Flow Handbook. CRC Press, Florida, 2006

- *Flujo de burbuja:*

La tubería se encuentra prácticamente llena de líquido y la fase de gas libre se presenta en pequeñas burbujas las cuales se mueven a diferentes velocidades, exceptuando aquellas que por su densidad tienen pequeños efectos en el gradiente de presión. La pared de la tubería está siempre en contacto con la fase líquida.

Figura 5. Flujo vertical ascendente de burbuja



Fuente: Gayón, J. et al. Uso de imágenes de vídeos digitales para estimar el hold-up de líquido en tuberías verticales y reconocer los patrones de flujo. Miniproyecto de ingeniería química. Departamento de Termodinámica y Fenómenos de Transferencia

- *Flujo de tapón o Slug:*

La fase gaseosa es más significativa. Sin embargo la fase líquida sigue siendo continua, las burbujas de gas se funden y forman tapones o slugs los cuales ocupan prácticamente toda la sección transversal de la tubería. El líquido que rodea la burbuja puede moverse a bajas velocidades en forma descendente. El gas y el líquido tienen efectos significativos en la caída de presión.

Figura 6. Flujo vertical ascendente de tapón



Fuente: Gayón, J. et al. Uso de imágenes de vídeos digitales para estimar el hold-up de líquido en tuberías verticales y reconocer los patrones de flujo. Miniproyecto de ingeniería química. Departamento de Termodinámica y Fenómenos de Transferencia

- *Flujo de transición o churn:*

Es cuando ocurre el cambio de la fase líquida continua a la fase de gas continua. Las burbujas de gas pueden unirse y el líquido puede entrar en la burbuja. Aunque los efectos del líquido son significantes, dominan los de la fase gaseosa.

Figura 7. Flujo vertical ascendente de transición



Fuente: Gayón, J. et al. Uso de imágenes de vídeos digitales para estimar el hold-up de líquido en tuberías verticales y reconocer los patrones de flujo. Miniproyecto de ingeniería química. Departamento de Termodinámica y Fenómenos de Transferencia

- *Flujo anular:*

La fase gaseosa es continua y la mayor parte del líquido se introduce en ésta en forma de gotitas. La pared de la tubería está cubierta por una película de líquido y la fase gaseosa controla la caída de presión.

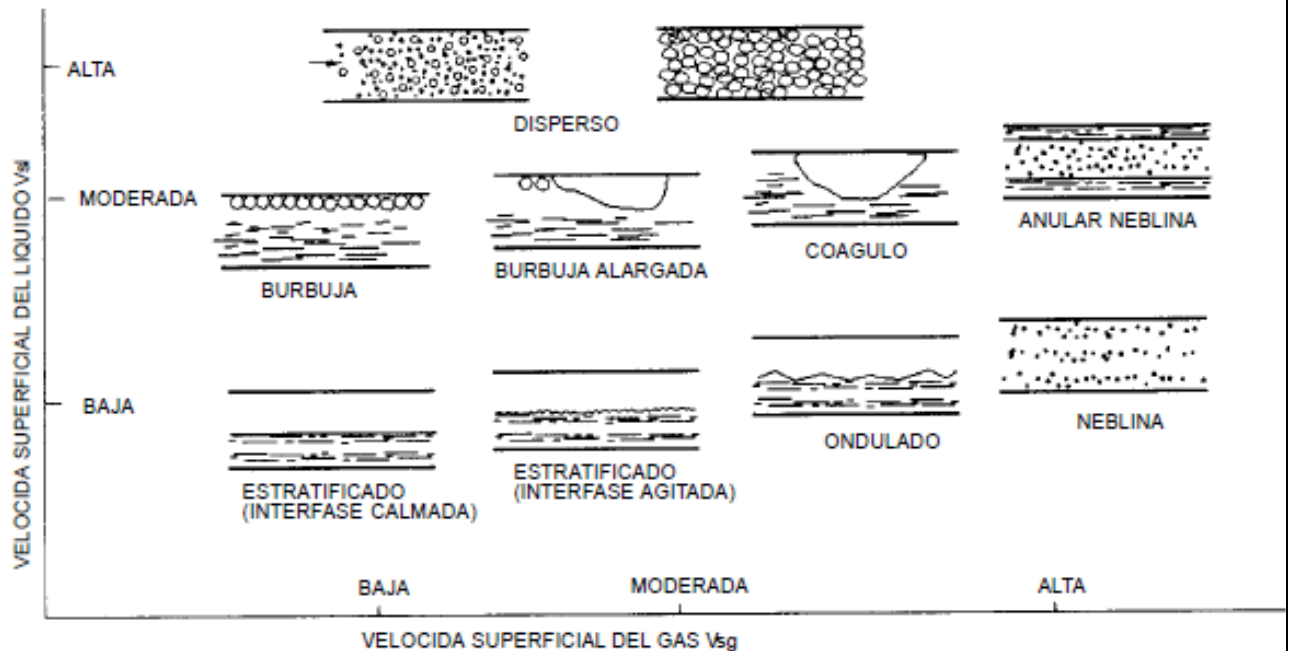
Figura 8. Flujo vertical ascendente anular



Fuente: Gayón, J. et al. Uso de imágenes de vídeos digitales para estimar el hold-up de líquido en tuberías verticales y reconocer los patrones de flujo. Miniproyecto de ingeniería química. Departamento de Termodinámica y Fenómenos de Transferencia

En los flujos horizontales se manejan diferentes regímenes, incluyendo una inclinación de $\leq 5^\circ$.

Figura 9. Régimen de flujo horizontal



Fuente: PDVSA. Manual de Ingeniería y Diseño. Volumen 13-III. Cálculo Hidráulico de Tuberías. 1994

- *Flujo Estratificado*

A baja velocidad del líquido y muy baja velocidad del gas, ocurre una completa estratificación de los fluidos ocupando el gas la porción superior de la tubería sobre una interfaz calmada de gas y líquido. Este es el patrón de flujo estratificado de interfaz calmada. El incremento de la velocidad del gas produce agitación en la interfaz del gas y líquido y ocurre el patrón de flujo estratificado de interfaz agitada.

- ✓ La porción de volumen de la tubería ocupada por cada fase se mantiene relativamente constante.
- ✓ En una orientación ascendente, rara vez ocurre el flujo estratificado.
- *Flujo Ondulante*

Una mayor proporción de flujo de gas ocasiona que la velocidad del gas sea mayor que la velocidad del líquido, lo cual origina ondas en la superficie del líquido. La amplitud de onda incrementa al hacerse mayor la proporción de gas.

- ✓ Las tuberías orientadas ligeramente hacia arriba no favorecen el flujo ondulante.
- ✓ El flujo en una tubería orientada ligeramente hacia abajo produce ondas moderadas ya que los efectos gravitacionales aminoran la resistencia del líquido.
- *Flujo de Burbuja Alargada y Flujo de Burbuja*

Burbujas alargadas y separadas de gas flotan en la porción superior de la tubería cuando la proporción de líquido es intermedia y la velocidad del gas es baja. A velocidades modestas del gas estas burbujas se aglomeran y forman el equivalente distorsionado de una burbuja uniformemente cilíndrica.

- ✓ En el flujo orientado hacia arriba, la resistencia del líquido se incrementa y el patrón de flujo se desplaza hacia el flujo estratificado.
- ✓ El flujo orientado ligeramente hacia abajo reduce la resistencia del líquido ya que el efecto gravitacional acelera la fase líquida, por ello el patrón de flujo tiende a favorecer el flujo disperso.
- *Flujo de Coágulo*

Cuando se presentan proporciones intermedias tanto del líquido como del gas, las burbujas alargadas de extremos redondeados se alargan, ocupan una porción mayor de la sección transversal de la tubería y sufren más distorsión. Además se encuentran separadas por coágulos de líquidos que pueden contener burbujas de gas. Este es el patrón de flujo de coágulo que es en realidad una transición del patrón de burbuja alargada al flujo de neblina anular. En el patrón de coágulo el gas viaja a una proporción notablemente mayor que el líquido.

- ✓ El flujo ascendente en tuberías ligeramente inclinadas, alcanzará las características de flujo de coágulo a proporciones menores de gas que en las tuberías horizontales. Esto se debe a un incremento del diferencial de velocidad entre las fases causado por un incremento de la resistencia del líquido.
 - ✓ La velocidad del líquido, en el flujo ligeramente descendente, es incrementada por los efectos gravitacionales y no se alcanza fácilmente el flujo de coágulo ni siquiera aumentando la proporción de gas. Cuando la velocidad de flujo es bastante alta se favorece una rápida transición al flujo anular.
- *Flujo Anular y Flujo Anular de Neblina*

A proporciones altas de gas, el líquido fluye como una película anular a lo largo de las paredes, mientras que el gas fluye como un núcleo de alta velocidad en el centro de la tubería. Este núcleo de vapor transporta algunas gotas del líquido porque el gas desprende parte del líquido de la película. El flujo anular es un flujo muy estable, esta estabilidad, unida al hecho de que se favorece la transferencia en masa del flujo de gas y líquido, hace muy beneficioso este régimen de flujo para algunas reacciones químicas.

Los efectos de las caídas de presiones de fricción y de aceleración son mucho más importantes en el flujo anular que el efecto de elevación. Por esta razón la dirección del flujo y la orientación de la tubería tienen poca influencia en las condiciones bajo las cuales se produce el flujo anular.

Cuando en el flujo anular la velocidad del gas llega a ser suficientemente alta, la película del líquido se desprende de las paredes y es transportado como pequeñas gotas por el gas. Este régimen se conoce como neblina anular o como régimen de flujos de neblina si el líquido se encuentra totalmente disperso como pequeñísimas gotas en la fase del gas que se mueve a alta velocidad. En el flujo de neblina las fases de vapor y líquido están íntimamente mezcladas y por ello la mezcla bifásica se asemeja mucho a una fase homogénea.

- *Flujo Disperso (Velocidad muy Alta del Líquido)*

En este tipo de régimen de flujo, las burbujas del gas están casi uniformemente distribuidas por todo el líquido. El perfil de concentración de burbujas es un tanto asimétrico, llegando al máximo cerca del tope de la tubería. Las fases de vapor y de líquido tienen igual velocidad de flujo.

Método y parámetros de diseño

Los métodos de diseño para tubería para el transporte horizontal de fluido bifásico, no debe considerarse como el uso de una serie de ecuaciones para encontrar un diámetro, sino que existen dos factores fundamentales que se deben calcular, con el fin de dar con el diámetro óptimo:

1. La caída de presión en la tubería.
2. El patrón de flujo en los diferentes trayectos.

Para ello, se realiza una unificación de los dos conceptos y se parte de una serie de variables que deben medirse experimentalmente, o deben ser suponerse mediante criterio de ingeniería. Entre las variables de entrada deben estar:

- ❖ El diámetro D de la tubería en m.
- ❖ Rugosidad relativa de la tubería escogida k/D , adimensional.
- ❖ Inclinación de la tubería θ en rad.
- ❖ Densidad del líquido ρ_L en kg/m^3 .
- ❖ Densidad del gas ρ_G en kg/m^3 .
- ❖ Viscosidad del líquido μ_L en Pa.s.

- ❖ Viscosidad del gas μ_G en Pa.s.
- ❖ Tensión superficial σ en N/m.
- ❖ Velocidad superficial del líquido u_{SL} en m/s.
- ❖ Velocidad superficial del gas u_{SG} en m/s.
- ❖ Fracción de volumen del líquido λ_L , adimensional.

Para estimar el diámetro de la tubería, existen varias aproximaciones o la experiencia misma, sin embargo es necesario comprender que éste debe ser inicialmente definido tomando en consideración los cálculos para un flujo monofásico.

Para fluidos limpios:

$$d = \frac{0,73 * \sqrt{\frac{Q}{sg}}}{\rho^{0,33}} * 25,4 \text{ (ecuación a)}$$

Para fluidos erosivos o corrosivos:

$$d = \frac{1,03 * \sqrt{\frac{Q}{sg}}}{\rho^{0,33}} * 25,4 \text{ (ecuación a)}$$

donde,

d : diámetro interior en mm

Q : Caudal en gpm

sg : Gravedad específica del fluido, adimensional

ρ : Densidad del fluido en lb/pie³

Nota: Estos diámetros son internos y son mínimos

- *Flujo burbuja*

1. Determinar el incremento de velocidad de la burbuja u_b .

$$u_b = 1,53 * \left[\frac{\sigma * g * \Delta\rho}{\rho_L^2} \right]^{1/4} * \text{sen } \theta \text{ (ecuación a)}$$

donde,

u_b : Incremento de la velocidad de la burbuja en m/s

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m³

g : Aceleración debida a la gravedad 9,81 m/s²

σ : Tensión superficial en N/m

$\Delta\rho$: Diferencia de densidad del líquido y el gas ($\rho_L - \rho_G$) en kg/m³

θ : Ángulo de inclinación de la tubería en rad

2. Calcular la velocidad actual del gas u_G .

$$u_G = C_o * u_m + u_b \text{ (ecuación b)}$$

donde,

u_b : Incremento de la velocidad de la burbuja en m/s

u_G : Velocidad actual del gas en m/s

u_m : Velocidad de la mezcla (vapor y líquido $u_{SG} + u_{SL}$) en m/s

C_o : Parámetro de distribución igual a 1,25 adimensional

3. Calcular el volumen de retención del gas (hold-up) α_G .

$$\alpha_G = \frac{u_{SG}}{u_G} \text{ (ecuación c)}$$

donde,

u_G : Velocidad actual del gas en m/s

u_{SG} : Velocidad superficial del gas en m/s

α_G : Volumen de retención (hold-up) del gas, adimensional

4. Calcular el gradiente de presión de fricción.

$$-\left(\frac{dp}{dx}\right)_F = 2 * f_m * \rho_m * \frac{u_m^2}{D} \text{ (ecuación d)}$$

donde,

u_m : Velocidad de la mezcla (vapor y líquido $u_{SG} + u_{SL}$) en m/s

D : Diámetro de la tubería en m

ρ_m : Densidad de la mezcla en kg/m³

f_m : Factor de fricción, adimensional

Para el caso del factor de fricción f_m , éste se calcula a través del diagrama de Moody, mediante el cálculo del número de Reynolds Re_m :

$$Re_m = D * \rho_m * \frac{u_m}{\mu_L} \text{ (ecuación e)}$$

y la rugosidad relativa (k/D)

donde,

Re_m : Número de Reynolds de la mezcla, adimensional

u_m : Velocidad de la mezcla (vapor y líquido $u_{SG} + u_{SL}$) en m/s

D : Diámetro de la tubería en m

ρ_m : Densidad de la mezcla ($\alpha_L * \rho_L + \alpha_G * \rho_G$) en kg/m^3

α_G : Volumen de retención (hold-up) del gas, adimensional

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m^3

ρ_G : Densidad del gas en kg/m^3

α_L : Volumen de retención (hold-up) del líquido, adimensional ($\alpha_L = u_{SL}/u_m$)

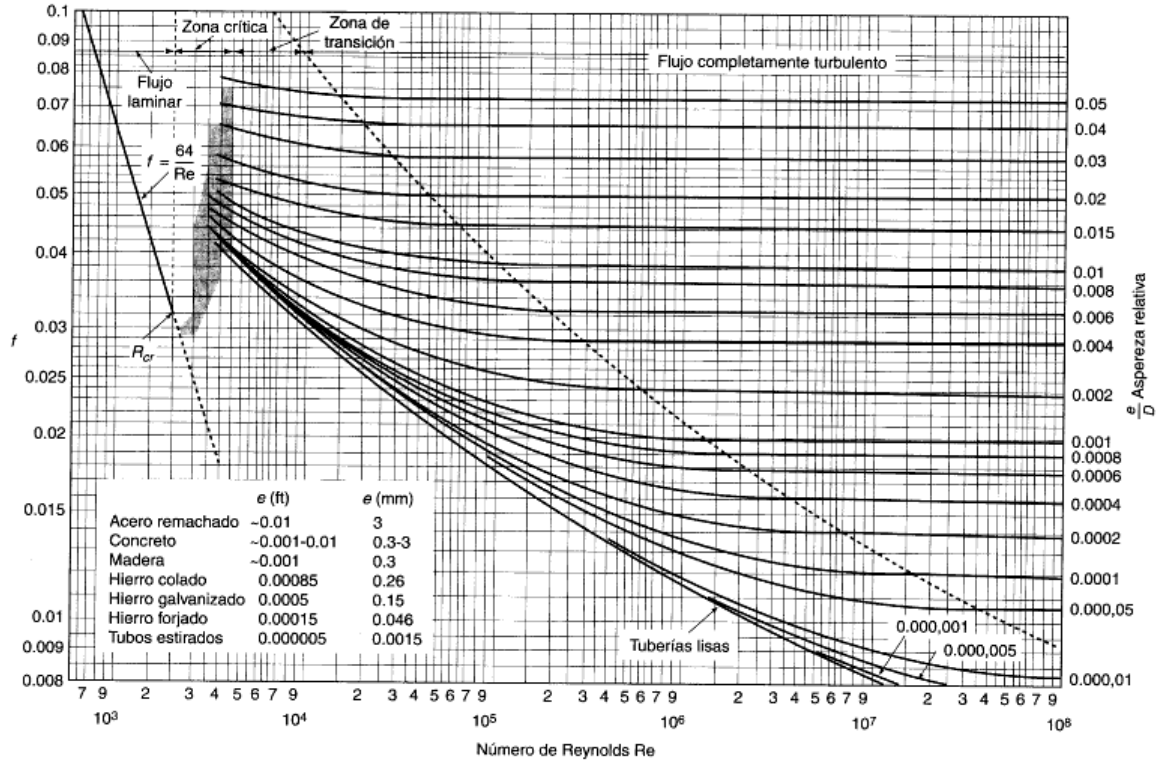
u_{SL} : Velocidad superficial del líquido en m/s

μ_L : Viscosidad del líquido en Pa.s

k : Rugosidad en m

Nota: Debe tenerse en cuenta que $\alpha_L + \alpha_G = 1$

Figura 10. Diagrama de Moody



Fuente:

<http://www.uclm.es/area/amf/gonzalo/IngFluidosFiles/Multimedia/Graphs/MoodyPeg.pdf>. Accedido el 30-04-2012 a las 20:16 p.m.

5. Sustituir los datos en la siguiente ecuación para encontrar el gradiente de presión total.

$$-\frac{dp}{dx} = \tau_{WG} * \frac{P_G}{A} + \tau_{WL} * \frac{P_L}{A} + (\alpha_G * \rho_G + \alpha_L * \rho_L) * g * \text{sen}\theta + \frac{d}{dx} \left[\rho_G * \frac{u_{SG}^2}{\alpha_G} + \rho_L * \frac{u_{SL}^2}{\alpha_L} \right] \text{ (ecuación f)}$$

donde,

$\tau_{WG} * \frac{P_G}{A} + \tau_{WL} * \frac{P_L}{A}$: Representa la caída de presión debida a la fricción

$(\alpha_G * \rho_G + \alpha_L * \rho_L) * g * \text{sen}\theta$: Representa la caída de presión gravitacional

$\frac{d}{dx} \left[\rho_G * \frac{u_{SG}^2}{\alpha_G} + \rho_L * \frac{u_{SL}^2}{\alpha_L} \right]$: Representa la caída de presión debida a la aceleración

$-\frac{dp}{dx}$: Caída de presión total en Pa/m

α_G : Volumen de retención (hold-up) del gas, adimensional

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m³

ρ_G : Densidad del gas en kg/m³

α_L : Volumen de retención (hold-up) del líquido, adimensional ($\alpha_L = u_{SL}/u_m$)

u_{SL} : Velocidad superficial del líquido en m/s

u_{SG} : Velocidad superficial del gas en m/s

θ : Ángulo de inclinación de la tubería en rad

g : Aceleración debida a la gravedad 9,81 m/s²

τ_{WG} : Esfuerzo cortante en la pared en la parte del gas en Pa ($\tau_{WG} = f_G * \frac{\rho_G * u_G^2}{2}$)

τ_{WL} : Esfuerzo cortante en la pared en la parte del líquido en Pa ($\tau_{WL} = f_L * \frac{\rho_L * u_L^2}{2}$)

u_G : Velocidad actual del gas en m/s

f_G : Factor de fricción de Fanning basado en la velocidad actual del gas, adimensional

f_L : Factor de fricción de Fanning basado en la velocidad actual del líquido, adimensional

u_L : Velocidad actual del líquido en m/s ($u_L = u_{SL}/\alpha_L$)

A : Sección transversal de la tubería en m²

P_G : Perímetro de la tubería en que se encuentra el gas en m

P_L : Perímetro de la tubería en que se encuentra el líquido en m

Notas: Para encontrar los valores de f_G y f_L se recurre a lo siguiente:

a. Para encontrar f_G se hace de la siguiente manera:

$$Re_G = D_G * \rho_G * \frac{u_G}{\mu_G} \text{ (ecuación g)}$$

donde,

u_G : Velocidad actual del gas en m/s

ρ_G : Densidad del gas en kg/m³

μ_G : Viscosidad del gas en Pa.s

D_G : Diámetro del sector ocupado por el gas en m ($D_G = \sqrt[4]{4 * A_G / (P_G + P_L)}$)

A_G : Sección transversal de la tubería que lleva el gas en m^2 ($A_G = A * \alpha_G$)

A : Sección transversal de la tubería en m^2

P_G : Perímetro de la tubería en que se encuentra el gas en m

α_G : Volumen de retención (hold-up) del gas, adimensional

P_i : Perímetro de la tubería en la interfaz líquido-gas en m

El valor de P_i variará de acuerdo al tipo de régimen de flujo. Se debe hacer uso de la rugosidad relativa k/D_G , donde k es la rugosidad de la tubería en m.

b. Para encontrar f_L se hace de la siguiente manera:

$$Re_L = D_L * \rho_L * \frac{u_L}{\mu_L} \text{ (ecuación h)}$$

donde,

u_L : Velocidad actual del líquido en m/s

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m^3

μ_L : Viscosidad del líquido en Pa.s

D_L : Diámetro del sector ocupado por el líquido en m ($D_L = \sqrt[4]{4 * A_G / P_L}$)

A_L : Sección transversal de la tubería que lleva el líquido en m^2 ($A_L = A * \alpha_L$)

A : Sección transversal de la tubería en m^2

P_L : Perímetro de la tubería en que se encuentra el líquido en m

α_L : Volumen de retención (hold-up) del líquido, adimensional

Se debe hacer uso de la rugosidad relativa k/D_L , donde k es la rugosidad de la tubería en m.

c. Debe utilizarse el diagrama de Moody que traiga consigo los valores de factor de fricción f de Fanning y no los valores convencionales de f .

- *Flujo estratificado*

1. Calcular los parámetros adimensionales X y Y

$$X^2 = \frac{f_{SL} * F_L^2}{f_{SG} * F_G^2} \text{ (ecuación i)}$$

$$Y = \frac{\text{sen } \theta}{2 * f_{SG} * F_G^2} \text{ (ecuación j)}$$

donde,

$F_G = \left(\rho_G / \Delta\rho * g * D \right)^{0,5}$: Número de Froude del gas densimétrico

$F_L = \left(\rho_L / \Delta\rho * g * D \right)^{0,5}$: Número de Froude del líquido densimétrico

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m³

ρ_G : Densidad del gas en kg/m³

D : Diámetro de la tubería en m

g : Aceleración debida a la gravedad 9,81 m/s²

$\Delta\rho$: Diferencia de densidad del líquido y el gas ($\rho_L - \rho_G$) en kg/m³

θ : Ángulo de inclinación de la tubería en rad

f_{SG} : Factor de fricción de Fanning basado en la velocidad superficial del gas, adimensional

f_{SL} : Factor de fricción de Fanning basado en la velocidad superficial del líquido, adimensional

Notas: Para encontrar los valores de f_{SG} y f_{SL} se recurre a lo siguiente:

a. Para encontrar f_{SG} se hace de la siguiente manera:

$$Re_G = D_G * \rho_G * \frac{u_{SG}}{\mu_G} \text{ (ecuación k)}$$

donde,

u_{SG} : Velocidad superficial del gas en m/s

ρ_G : Densidad del gas en kg/m³

μ_G : Viscosidad del gas en Pa.s

D_G : Diámetro del sector ocupado por el gas en m (diámetro hidráulico)

$$\left(D_G = \sqrt[4]{4 * A_G / (P_G + P_i)} \right)$$

A_G : Sección transversal de la tubería que lleva el gas en m² ($A_G = A * \alpha_G$)

A : Sección transversal de la tubería en m^2

P_G : Perímetro de la tubería en que se encuentra el gas en m

α_G : Volumen de retención (hold-up) del gas, adimensional

P_i : Perímetro de la tubería en la interfaz líquido-gas en m

El valor de P_i variará de acuerdo al tipo de régimen de flujo. Se debe hacer uso de la rugosidad relativa k/D_G , donde k es la rugosidad de la tubería en m. Una vez ahí se ingresa al diagrama de Moody.

b. Para encontrar f_{SL} se hace de la siguiente manera:

$$Re_L = D_L * \rho_L * \frac{u_{SL}}{\mu_L} \text{ (ecuación 1)}$$

donde,

u_{SL} : Velocidad superficial del líquido en m/s

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m^3

μ_L : Viscosidad del líquido en Pa.s

D_L : Diámetro del sector ocupado por el líquido en m (diámetro hidráulico)

$$\left(D_L = 4 * A_L / P_L \right)$$

A_L : Sección transversal de la tubería que lleva el líquido en m^2 ($A_L = A * \alpha_L$)

A : Sección transversal de la tubería en m^2

P_L : Perímetro de la tubería en que se encuentra el líquido en m

α_L : Volumen de retención (hold-up) del líquido, adimensional

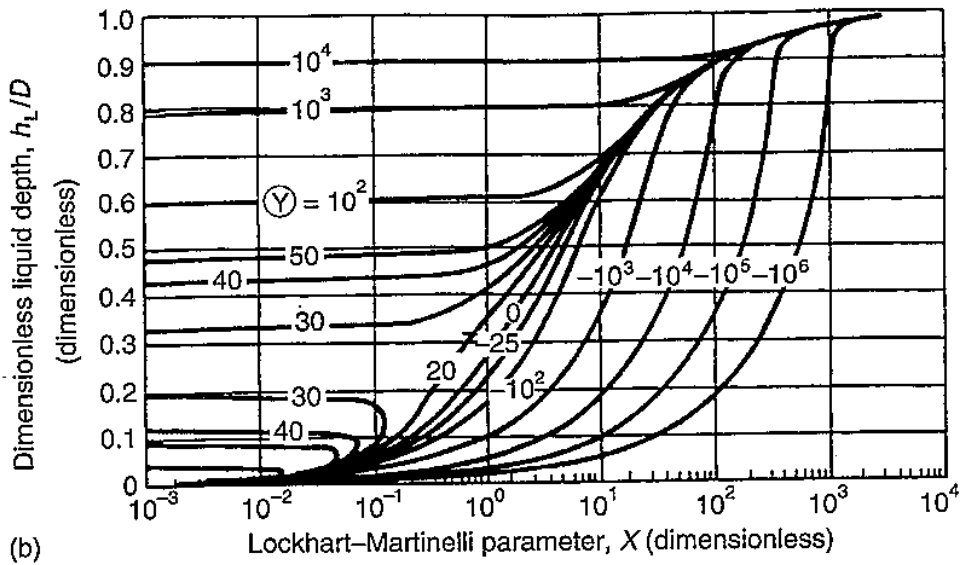
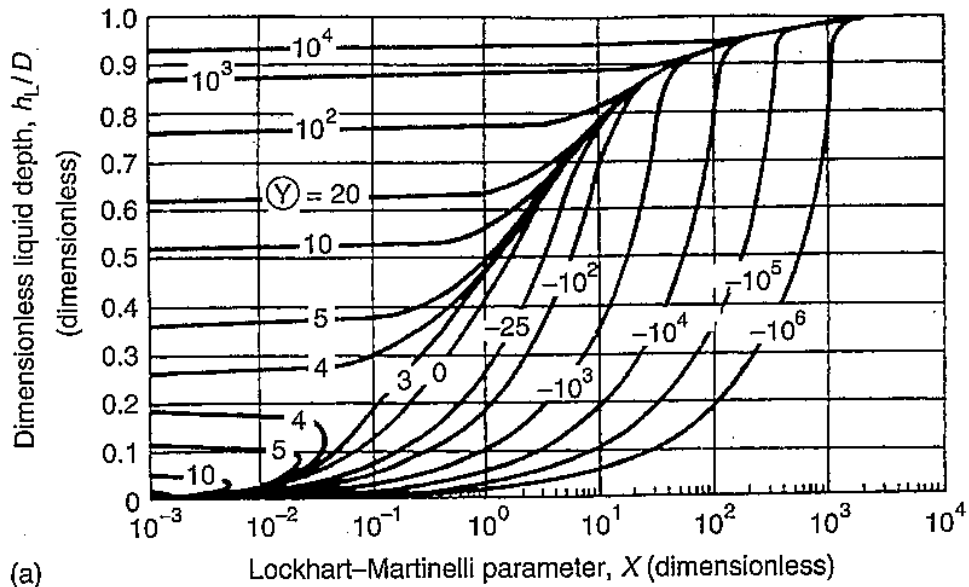
Se debe hacer uso de la rugosidad relativa k/D_L , donde k es la rugosidad de la tubería en m. Una vez ahí se ingresa al diagrama de Moody.

c. Debe utilizarse el diagrama de Moody que traiga consigo los valores de factor de fricción f de Fanning y no los valores convencionales de f .

2. Determinar la capa de líquido adimensional

Para ello se hace uso de los siguientes gráficos:

Figura 11. Capa de líquido para flujo estratificado



a. Nivel de líquido en flujo bifásico estratificado para $f_i/f_{SG} = 1$. b. Nivel de líquido en flujo bifásico estratificado para $f_i/f_{SG} = 10$

Fuente: Crowe, C. T. Multiphase Flow Handbook. CRC Press, Florida, 2006

Cuadro 1. Relaciones para f_i/f_G

Correlación o tipo de flujo	Dato
Turbulencia muy elevada	$u_i = u_L$
Taitel y Dukler	$f_i = f_{SG} \cong 0,005$
Cheremisinoff y Davis	$f_i = 0,008 + 2 \times 10^{-5} * Re_L$

Shoham y Taitel	$f_i = 0,0142$
Colebrook	$\frac{1}{\sqrt{f_i}} = -4 * \log \left(2 * \frac{k_i}{D_G} + \frac{9,35}{Re_G * \sqrt{f_i}} \right) + 3,48$

Fuente: Propia

3. Calcular el ángulo γ que abre la capa de líquido

$$\gamma = 2 * \arcsin \left(1 - 2 * \frac{h_L}{D} \right) \text{ (ecuación m)}$$

donde,

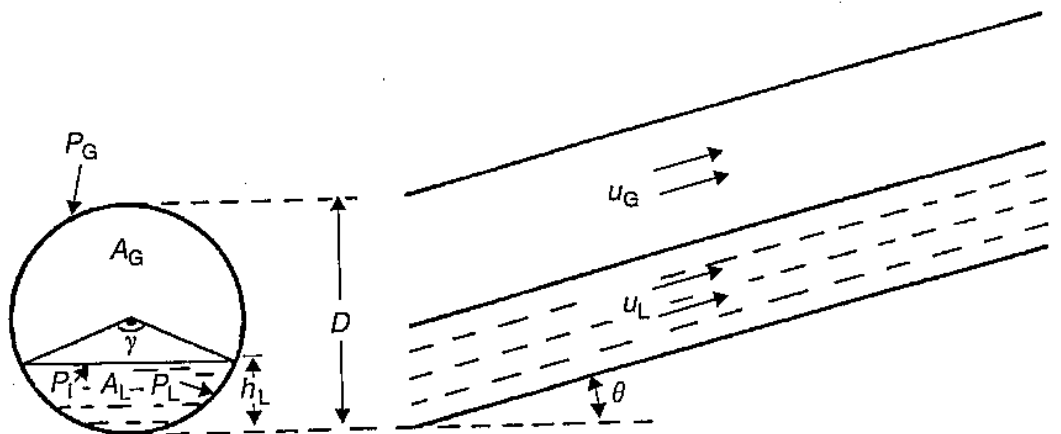
γ : Ángulo de apertura de la capa de líquido en rad

D : Diámetro de la tubería en m

h_L : Profundidad de la capa de líquido en m

Para comprender mejor esta ecuación se muestra la siguiente figura:

Figura 12. Flujo estratificado inclinado



Fuente: Crowe, C. T. Multiphase Flow Handbook. CRC Press, Florida, 2006

4. Calcular el volumen de retención de líquido α_L

$$\alpha_L = \frac{\gamma - \text{sen}\gamma}{2\pi} \text{ (ecuación n)}$$

donde,

α_G : Volumen de retención (hold-up) del gas, adimensional

γ : Ángulo de apertura de la capa de líquido en rad

5. Determinar los perímetros P_G , P_i y P_L

$$P_L = \gamma * \frac{D}{2} \text{ (ecuación o)}$$

$$P_G = \pi D - P_L \text{ (ecuación p)}$$

$$P_i = \text{sen}\left(\frac{\gamma}{2}\right) * D \text{ (ecuación q)}$$

donde,

γ : Ángulo de apertura de la capa de líquido en rad

D : Diámetro de la tubería en m

P_G : Perímetro de la tubería en que se encuentra el gas en m

P_L : Perímetro de la tubería en que se encuentra el líquido en m

P_i : Perímetro de la tubería en la interfaz líquido-gas en m

6. Determinar los diámetros hidráulicos

$$D_G = \sqrt[4]{4 * A_G / (P_G + P_i)} \text{ (ecuación r)}$$

$$D_L = \sqrt[4]{4 * A_L / P_L} \text{ (ecuación s)}$$

donde,

P_G : Perímetro de la tubería en que se encuentra el gas en m

P_L : Perímetro de la tubería en que se encuentra el líquido en m

P_i : Perímetro de la tubería en la interfaz líquido-gas en m

A_G : Sección transversal de la tubería que lleva el gas en m^2 ($A_G = A * \alpha_G$)

A_L : Sección transversal de la tubería que lleva el líquido en m^2 ($A_L = A * \alpha_L$)

α_L : Volumen de retención (hold-up) del líquido, adimensional

α_G : Volumen de retención (hold-up) del gas, adimensional

A : Sección transversal de la tubería en m^2

7. Calcular las velocidades actuales del líquido y del gas

$$u_G = \frac{u_{SG}}{\alpha_G} \text{ (ecuación t)}$$

$$u_L = \frac{u_{SL}}{\alpha_L} \text{ (ecuación u)}$$

donde,

α_L : Volumen de retención (hold-up) del líquido, adimensional

α_G : Volumen de retención (hold-up) del gas, adimensional

u_G : Velocidad actual del gas en m/s

u_L : Velocidad actual del líquido en m/s

u_{SG} : Velocidad superficial del gas en m/s

u_{SL} : Velocidad superficial del líquido en m/s

8. Determinar f_G y f_L a partir de Re_G y Re_L

Notas: Para encontrar los valores de f_G y f_L se recurre a lo siguiente:

a. Para encontrar f_G se hace recordando lo siguiente:

$$Re_G = D_G * \rho_G * \frac{u_G}{\mu_G}$$

donde,

u_G : Velocidad actual del gas en m/s

ρ_G : Densidad del gas en kg/m³

μ_G : Viscosidad del gas en Pa.s

D_G : Diámetro del sector ocupado por el gas en m $\left(D_G = \sqrt[4]{\frac{4 * A_G}{(P_G + P_i)}} \right)$

A_G : Sección transversal de la tubería que lleva el gas en m² ($A_G = A * \alpha_G$)

A : Sección transversal de la tubería en m²

P_G : Perímetro de la tubería en que se encuentra el gas en m

α_G : Volumen de retención (hold-up) del gas, adimensional

P_i : Perímetro de la tubería en la interfaz líquido-gas en m

El valor de P_i variará de acuerdo al tipo de régimen de flujo. Se debe hacer uso de la rugosidad relativa k/D_G , donde k es la rugosidad de la tubería en m. Una vez ahí se ingresa al diagrama de Mody.

b. Para encontrar f_L se hace recordando lo siguiente:

$$Re_L = D_L * \rho_L * \frac{u_L}{\mu_L}$$

donde,

u_L : Velocidad actual del líquido en m/s

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m³

μ_L : Viscosidad del líquido en Pa.s

D_L : Diámetro del sector ocupado por el líquido en m $\left(D_L = \sqrt[4]{4 * A_G / P_L} \right)$

A_L : Sección transversal de la tubería que lleva el líquido en m² ($A_L = A * \alpha_L$)

A : Sección transversal de la tubería en m²

P_L : Perímetro de la tubería en que se encuentra el líquido en m

α_L : Volumen de retención (hold-up) del líquido, adimensional

Se debe hacer uso de la rugosidad relativa k/D_L , donde k es la rugosidad de la tubería en m. Una vez ahí se ingresa al diagrama de Moody.

c. Debe utilizarse el diagrama de Moody que traiga consigo los valores de factor de fricción f de Fanning y no los valores convencionales de f .

9. Calcular los esfuerzos de cortante

$$\tau_{WL} = f_L * \frac{\rho_L * u_L^2}{2} \text{ (ecuación v)}$$

$$\tau_{WG} = f_G * \frac{\rho_G * u_G^2}{2} \text{ (ecuación w)}$$

τ_{WG} : Esfuerzo cortante en la pared en la parte del gas en Pa

τ_{WL} : Esfuerzo cortante en la pared en la parte del líquido en Pa

u_G : Velocidad actual del gas en m/s

u_L : Velocidad actual del líquido en m/s

ρ_G : Densidad del gas en kg/m³

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m³

f_G : Factor de fricción de Fanning basado en la velocidad actual del gas, adimensional

f_L : Factor de fricción de Fanning basado en la velocidad actual del líquido, adimensional

Notas: Para encontrar los valores de f_G y f_L se recurre a lo siguiente:

a. Para encontrar f_G se hace recordando lo siguiente:

$$Re_G = D_G * \rho_G * \frac{u_G}{\mu_G}$$

donde,

u_G : Velocidad actual del gas en m/s

ρ_G : Densidad del gas en kg/m³

μ_G : Viscosidad del gas en Pa.s

D_G : Diámetro del sector ocupado por el gas en m $\left(D_G = \sqrt[4]{\frac{4 * A_G}{(P_G + P_i)}} \right)$

A_G : Sección transversal de la tubería que lleva el gas en m² ($A_G = A * \alpha_G$)

A : Sección transversal de la tubería en m²

P_G : Perímetro de la tubería en que se encuentra el gas en m

α_G : Volumen de retención (hold-up) del gas, adimensional

P_i : Perímetro de la tubería en la interfaz líquido-gas en m

El valor de P_i variará de acuerdo al tipo de régimen de flujo. Se debe hacer uso de la rugosidad relativa k/D_G , donde k es la rugosidad de la tubería en m.

b. Para encontrar f_L se hace recordando lo siguiente:

$$Re_L = D_L * \rho_L * \frac{u_L}{\mu_L}$$

donde,

u_L : Velocidad actual del líquido en m/s

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m³

μ_L : Viscosidad del líquido en Pa.s

D_L : Diámetro del sector ocupado por el líquido en m $\left(D_L = \sqrt[4]{4 * A_G / P_L} \right)$

A_L : Sección transversal de la tubería que lleva el líquido en m² ($A_L = A * \alpha_L$)

A : Sección transversal de la tubería en m²

P_L : Perímetro de la tubería en que se encuentra el líquido en m

α_L : Volumen de retención (hold-up) del líquido, adimensional

Se debe hacer uso de la rugosidad relativa k/D_L , donde k es la rugosidad de la tubería en m.

c. Debe utilizarse el diagrama de Moody que traiga consigo los valores de factor de fricción f de Fanning y no los valores convencionales de f .

10. Sustituir los datos en la siguiente ecuación para encontrar el gradiente de presión total. Esta ecuación es:

$$-\frac{dp}{dx} = \tau_{WG} * \frac{P_G}{A} + \tau_{WL} * \frac{P_L}{A} + (\alpha_G * \rho_G + \alpha_L * \rho_L) * g * \text{sen}\theta + \frac{d}{dx} \left[\rho_G * \frac{u_{SG}^2}{\alpha_G} + \rho_L * \frac{u_{SL}^2}{\alpha_L} \right]$$

donde,

$\tau_{WG} * \frac{P_G}{A} + \tau_{WL} * \frac{P_L}{A}$: Representa la caída de presión debida a la fricción

$(\alpha_G * \rho_G + \alpha_L * \rho_L) * g * \text{sen}\theta$: Representa la caída de presión gravitacional

$\frac{d}{dx} \left[\rho_G * \frac{u_{SG}^2}{\alpha_G} + \rho_L * \frac{u_{SL}^2}{\alpha_L} \right]$: Representa la caída de presión debida a la aceleración

$-\frac{dp}{dx}$: Caída de presión total en Pa/m

α_G : Volumen de retención (hold-up) del gas, adimensional

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m³

ρ_G : Densidad del gas en kg/m³

α_L : Volumen de retención (hold-up) del líquido, adimensional ($\alpha_L = u_{SL}/u_m$)

u_{SL} : Velocidad superficial del líquido en m/s

u_{SG} : Velocidad superficial del gas en m/s

θ : Ángulo de inclinación de la tubería en rad

g : Aceleración debida a la gravedad 9,81 m/s²

τ_{WG} : Esfuerzo cortante en la pared en la parte del gas en Pa $\left(\tau_{WG} = f_G * \frac{\rho_G * u_G^2}{2} \right)$

τ_{WL} : Esfuerzo cortante en la pared en la parte del líquido en Pa ($\tau_{WL} = f_L * \frac{\rho_L * u_L^2}{2}$)

u_G : Velocidad actual del gas en m/s

f_G : Factor de fricción de Fanning basado en la velocidad actual del gas, adimensional

f_L : Factor de fricción de Fanning basado en la velocidad actual del líquido, adimensional

u_L : Velocidad actual del líquido en m/s ($u_L = u_{SL} / \alpha_L$)

A : Sección transversal de la tubería en m²

P_G : Perímetro de la tubería en que se encuentra el gas en m

P_L : Perímetro de la tubería en que se encuentra el líquido en m

Notas: Para encontrar los valores de f_G y f_L se recurre a lo siguiente:

a. Para encontrar f_G se hace recordando lo siguiente:

$$Re_G = D_G * \rho_G * \frac{u_G}{\mu_G}$$

donde,

u_G : Velocidad actual del gas en m/s

ρ_G : Densidad del gas en kg/m³

μ_G : Viscosidad del gas en Pa.s

D_G : Diámetro del sector ocupado por el gas en m ($D_G = \sqrt[4]{4 * A_G / (P_G + P_i)}$)

A_G : Sección transversal de la tubería que lleva el gas en m² ($A_G = A * \alpha_G$)

A : Sección transversal de la tubería en m²

P_G : Perímetro de la tubería en que se encuentra el gas en m

α_G : Volumen de retención (hold-up) del gas, adimensional

P_i : Perímetro de la tubería en la interfaz líquido-gas en m

El valor de P_i variará de acuerdo al tipo de régimen de flujo. Se debe hacer uso de la rugosidad relativa k/D_G , donde k es la rugosidad de la tubería en m.

b. Para encontrar f_L se hace recordando lo siguiente:

$$Re_L = D_L * \rho_L * \frac{u_L}{\mu_L}$$

donde,

u_L : Velocidad actual del líquido en m/s

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m³

μ_L : Viscosidad del líquido en Pa.s

D_L : Diámetro del sector ocupado por el líquido en m $\left(D_L = \sqrt[4]{4 * A_G / P_L} \right)$

A_L : Sección transversal de la tubería que lleva el líquido en m² ($A_L = A * \alpha_L$)

A : Sección transversal de la tubería en m²

P_L : Perímetro de la tubería en que se encuentra el líquido en m

α_L : Volumen de retención (hold-up) del líquido, adimensional

Se debe hacer uso de la rugosidad relativa k/D_L , donde k es la rugosidad de la tubería en m.

c. Debe utilizarse el diagrama de Moody que traiga consigo los valores de factor de fricción f de Fanning y no los valores convencionales de f .

- *Flujo anular*

1. Calcular los parámetros adimensionales X y Y . Recordar lo siguiente:

$$X^2 = \frac{f_{SL} * F_L^2}{f_{SG} * F_G^2}$$
$$Y = \frac{\text{sen } \theta}{2 * f_{SG} * F_G^2}$$

donde,

$F_G = \left(\rho_G / \Delta\rho * g * D \right)^{0,5}$: Número de Froude del gas densimétrico

$F_L = \left(\rho_L / \Delta\rho * g * D \right)^{0,5}$: Número de Froude del líquido densimétrico

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m³

ρ_G : Densidad del gas en kg/m³

D : Diámetro de la tubería en m

g : Aceleración debida a la gravedad $9,81 \text{ m/s}^2$

$\Delta\rho$: Diferencia de densidad del líquido y el gas ($\rho_L - \rho_G$) en kg/m^3

θ : Ángulo de inclinación de la tubería en rad

f_{SG} : Factor de fricción de Fanning basado en la velocidad superficial del gas, adimensional

f_{SL} : Factor de fricción de Fanning basado en la velocidad superficial del líquido, adimensional

Notas: Para encontrar los valores de f_{SG} y f_{SL} se recurre a lo siguiente:

a. Para encontrar f_{SG} se hace recordando lo siguiente:

$$Re_G = D_G * \rho_G * \frac{u_{SG}}{\mu_G}$$

donde,

u_{SG} : Velocidad superficial del gas en m/s

ρ_G : Densidad del gas en kg/m^3

μ_G : Viscosidad del gas en Pa.s

D_G : Diámetro del sector ocupado por el gas en m (diámetro hidráulico)

$$\left(D_G = \sqrt[4]{\frac{4 * A_G}{(P_G + P_i)}} \right)$$

A_G : Sección transversal de la tubería que lleva el gas en m^2 ($A_G = A * \alpha_G$)

A : Sección transversal de la tubería en m^2

P_G : Perímetro de la tubería en que se encuentra el gas en m

α_G : Volumen de retención (hold-up) del gas, adimensional

P_i : Perímetro de la tubería en la interfaz líquido-gas en m

El valor de P_i variará de acuerdo al tipo de régimen de flujo. Se debe hacer uso de la rugosidad relativa k/D_G , donde k es la rugosidad de la tubería en m. Una vez ahí se ingresa al diagrama de Moody.

b. Para encontrar f_{SL} se hace recordando lo siguiente:

$$Re_L = D_L * \rho_L * \frac{u_{SL}}{\mu_L}$$

donde,

u_{SL} : Velocidad superficial del líquido en m/s

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m³

μ_L : Viscosidad del líquido en Pa.s

D_L : Diámetro del sector ocupado por el líquido en m (diámetro hidráulico)

$$\left(D_L = \sqrt[4]{4 * A_L / P_L} \right)$$

A_L : Sección transversal de la tubería que lleva el líquido en m² ($A_L = A * \alpha_L$)

A : Sección transversal de la tubería en m²

P_L : Perímetro de la tubería en que se encuentra el líquido en m

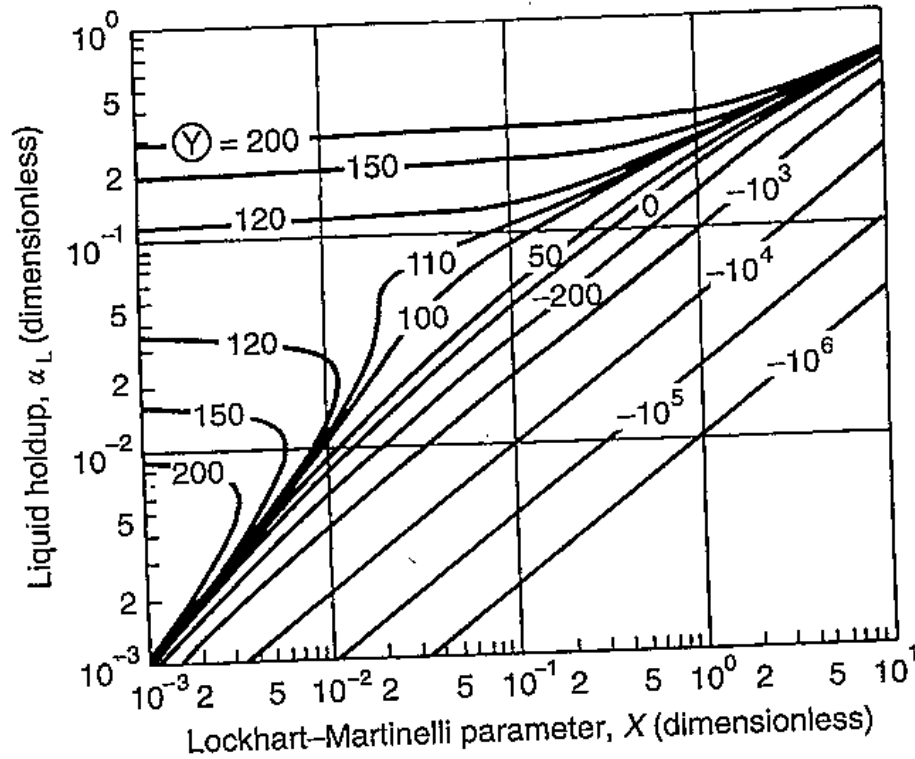
α_L : Volumen de retención (hold-up) del líquido, adimensional

Se debe hacer uso de la rugosidad relativa k/D_L , donde k es la rugosidad de la tubería en m. Una vez ahí se ingresa al diagrama de Moody.

c. Debe utilizarse el diagrama de Moody que traiga consigo los valores de factor de fricción f de Fanning y no los valores convencionales de f .

2. Calcular el volumen de retención del líquido adimensional de la siguiente figura

Figura 13. Volumen de retención de líquido para flujo anular



Fuente: Crowe, C. T. *Multiphase Flow Handbook*. CRC Press, Florida, 2006

3. Calcular el espesor de la película h_L/D

$$\alpha_L = \frac{4 * h_L}{D} * \left(1 - \frac{h_L}{D}\right) \text{ (ecuación x)}$$

donde,

α_L : Volumen de retención (hold-up) del líquido, adimensional

h_L/D : Espesor de la película, adimensional

Nota: La ecuación mostrada es del tipo cuadrática

4. Determinar el perímetro P_L y P_i

$$P_L = \pi D \text{ (ecuación y)}$$

$$P_i = \pi D \left(1 - \frac{h_L}{D}\right) \text{ (ecuación z)}$$

donde,

h_L/D : Espesor de la película, adimensional

P_L : Perímetro de la tubería en que se encuentra el líquido en m

P_i : Perímetro de la tubería en la interfaz líquido-gas en m

D : Diámetro de la tubería en m

Notas: En este caso $P_G = 0$

5. Calcular el diámetro hidráulico, recordando la siguiente ecuación:

$$D_L = \sqrt[4]{4 * A_L / P_L}$$

donde,

P_L : Perímetro de la tubería en que se encuentra el líquido en m

A_L : Sección transversal de la tubería que lleva el líquido en m^2 ($A_L = A * \alpha_L$)

α_L : Volumen de retención (hold-up) del líquido, adimensional

A : Sección transversal de la tubería en m^2

6. Calcular las velocidades actuales del líquido y del gas. Recordando las siguientes ecuaciones:

$$u_G = \frac{u_{SG}}{\alpha_G}$$

$$u_L = \frac{u_{SL}}{\alpha_L}$$

donde,

α_L : Volumen de retención (hold-up) del líquido, adimensional

α_G : Volumen de retención (hold-up) del gas, adimensional

u_G : Velocidad actual del gas en m/s

u_L : Velocidad actual del líquido en m/s

u_{SG} : Velocidad superficial del gas en m/s

u_{SL} : Velocidad superficial del líquido en m/s

7. Determinar f_L a partir de Re_L

Notas: Para encontrar el valor de f_L se recurre a lo siguiente:

a. Para encontrar f_L se hace recordando lo siguiente:

$$Re_L = D * \rho_L * \frac{u_L}{\mu_L}$$

donde,

u_L : Velocidad actual del líquido en m/s

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m^3

μ_L : Viscosidad del líquido en Pa.s

D : Diámetro de la tubería en m

Se debe hacer uso de la rugosidad relativa k/D , donde k es la rugosidad de la tubería en m. Una vez ahí se ingresa al diagrama de Moody.

b. Debe utilizarse el diagrama de Moody que traiga consigo los valores de factor de fricción f de Fanning y no los valores convencionales de f .

8. Calcular el esfuerzo cortante, recordando:

$$\tau_{WL} = f_L * \frac{\rho_L * u_L^2}{2}$$

τ_{WL} : Esfuerzo cortante en la pared en la parte del líquido en Pa

u_L : Velocidad actual del líquido en m/s

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m³

f_L : Factor de fricción de Fanning basado en la velocidad actual del líquido, adimensional

Notas: Para encontrar el valor de f_L se recurre a lo siguiente:

a. Para encontrar f_L se hace recordando lo siguiente:

$$Re_L = D * \rho_L * \frac{u_L}{\mu_L}$$

donde,

u_L : Velocidad actual del líquido en m/s

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m³

μ_L : Viscosidad del líquido en Pa.s

D : Diámetro la tubería en m

Se debe hacer uso de la rugosidad relativa k/D , donde k es la rugosidad de la tubería en m.

b. Debe utilizarse el diagrama de Moody que traiga consigo los valores de factor de fricción f de Fanning y no los valores convencionales de f .

9. Sustituir los datos en la siguiente ecuación para encontrar el gradiente de presión total. Esta ecuación es:

$$-\frac{dp}{dx} = \tau_{WG} * \frac{P_G}{A} + \tau_{WL} * \frac{P_L}{A} + (\alpha_G * \rho_G + \alpha_L * \rho_L) * g * \text{sen}\theta + \frac{d}{dx} \left[\rho_G * \frac{u_{SG}^2}{\alpha_G} + \rho_L * \frac{u_{SL}^2}{\alpha_L} \right]$$

donde,

$\tau_{WG} * \frac{P_G}{A} + \tau_{WL} * \frac{P_L}{A}$: Representa la caída de presión debida a la fricción

$(\alpha_G * \rho_G + \alpha_L * \rho_L) * g * \text{sen}\theta$: Representa la caída de presión gravitacional

$\frac{d}{dx} \left[\rho_G * \frac{u_{SG}^2}{\alpha_G} + \rho_L * \frac{u_{SL}^2}{\alpha_L} \right]$: Representa la caída de presión debida a la aceleración

$-\frac{dp}{dx}$: Caída de presión total en Pa/m

α_G : Volumen de retención (hold-up) del gas, adimensional

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m³

ρ_G : Densidad del gas en kg/m³

α_L : Volumen de retención (hold-up) del líquido, adimensional ($\alpha_L = u_{SL}/u_m$)

u_{SL} : Velocidad superficial del líquido en m/s

u_{SG} : Velocidad superficial del gas en m/s

θ : Ángulo de inclinación de la tubería en rad

g : Aceleración debida a la gravedad 9,81 m/s²

τ_{WG} : Esfuerzo cortante en la pared en la parte del gas en Pa ($\tau_{WG} = f_G * \frac{\rho_G * u_G^2}{2}$)

τ_{WL} : Esfuerzo cortante en la pared en la parte del líquido en Pa ($\tau_{WL} = f_L * \frac{\rho_L * u_L^2}{2}$)

u_G : Velocidad actual del gas en m/s

f_G : Factor de fricción de Fanning basado en la velocidad actual del gas, adimensional

f_L : Factor de fricción de Fanning basado en la velocidad actual del líquido, adimensional

u_L : Velocidad actual del líquido en m/s ($u_L = u_{SL}/\alpha_L$)

A : Sección transversal de la tubería en m²

P_G : Perímetro de la tubería en que se encuentra el gas en m

P_L : Perímetro de la tubería en que se encuentra el líquido en m

Notas: Para encontrar los valores de f_G y f_L se recurre a lo siguiente:

a. Para encontrar f_G se hace recordando lo siguiente:

$$Re_G = D_G * \rho_G * \frac{u_G}{\mu_G}$$

donde,

u_G : Velocidad actual del gas en m/s

ρ_G : Densidad del gas en kg/m³

μ_G : Viscosidad del gas en Pa.s

D_G : Diámetro del sector ocupado por el gas en m $\left(D_G = \sqrt[4]{4 * A_G / (P_G + P_i)} \right)$

A_G : Sección transversal de la tubería que lleva el gas en m² ($A_G = A * \alpha_G$)

A : Sección transversal de la tubería en m²

P_G : Perímetro de la tubería en que se encuentra el gas en m

α_G : Volumen de retención (hold-up) del gas, adimensional

P_i : Perímetro de la tubería en la interfaz líquido-gas en m

El valor de P_i variará de acuerdo al tipo de régimen de flujo. Se debe hacer uso de la rugosidad relativa k/D_G , donde k es la rugosidad de la tubería en m.

b. Para encontrar f_L se hace recordando lo siguiente:

$$Re_L = D_L * \rho_L * \frac{u_L}{\mu_L}$$

donde,

u_L : Velocidad actual del líquido en m/s

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m³

μ_L : Viscosidad del líquido en Pa.s

D_L : Diámetro del sector ocupado por el líquido en m $\left(D_L = \sqrt[4]{4 * A_G / P_L} \right)$

A_L : Sección transversal de la tubería que lleva el líquido en m^2 ($A_L = A * \alpha_L$)

A : Sección transversal de la tubería en m^2

P_L : Perímetro de la tubería en que se encuentra el líquido en m

α_L : Volumen de retención (hold-up) del líquido, adimensional

Se debe hacer uso de la rugosidad relativa k/D_L , donde k es la rugosidad de la tubería en m.

c. Debe utilizarse el diagrama de Moody que traiga consigo los valores de factor de fricción f de Fanning y no los valores convencionales de f .

d. No se requiere P_i y se considera $P_G = 0$

- *Flujo tapón (slug)*

1. Calcular el parámetro de distribución C_o

$$C_o = \begin{cases} 2 & (\text{flujo laminar}) \\ \frac{\log Re_m + 0,089}{\log Re_m - 0,74} & (\text{flujo turbulento})(\text{ecuación A}) \end{cases}$$

donde,

Re_m : Número de Reynolds de la mezcla, adimensional

$$Re_m = \frac{D * \rho_L * u_m}{\mu_L} \quad (\text{ecuación B})$$

μ_L : Viscosidad del líquido en Pa.s

D : Diámetro la tubería en m

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m^3

u_m : Velocidad de la mezcla (vapor y líquido $u_{SG} + u_{SL}$) en m/s

C_o : Parámetro de distribución, adimensional

2. Determinar el incremento de velocidad de la burbuja u_b .

$$u_b = C_1 * \left[\frac{D * g * \Delta\rho}{\rho_L} \right]^{1/2} \quad (\text{ecuación C})$$

donde,

u_b : Incremento de la velocidad de la burbuja en m/s

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m^3

g : Aceleración debida a la gravedad $9,81 \text{ m/s}^2$

D : Diámetro la tubería en m

$\Delta\rho$: Diferencia de densidad del líquido y el gas ($\rho_L - \rho_G$) en kg/m^3

C_1 : Es una función del tamaño de la tubería y de la tensión superficial. Para flujo vertical $C_1 = 0,35$, para flujo horizontal $C_1 = 0$ y alcanza un valor máximo a 45° desde la vertical.

3. Calcular el parámetro de derrame C

$$C = (C_0 - 1) + u_b/u_m \text{ (ecuación D)}$$

donde,

C_0 : Parámetro de distribución, adimensional

u_b : Incremento de la velocidad de la burbuja en m/s

u_m : Velocidad de la mezcla (vapor y líquido $u_{SG} + u_{SL}$) en m/s

C : Parámetro de derrame, adimensional

4. Calcular el volumen de retención de líquido en un cilindro con tapón α_{LS}

$$C_0 = \begin{cases} 1 & (\text{para } u_m \geq u_{m1}) \\ \frac{u_{mo} + u_{m1}}{u_{mo} + u_m} & (\text{para } u_m < u_{m1}) \end{cases} \text{ (ecuación E)}$$

donde,

C_0 : Expresión de volumen de retención para cilindro con tapón, adimensional

u_{mo} : Velocidad proporcional a la fracción de burbujas arrastradas uniéndose a las burbujas de Taylor de la parte pelicular del régimen de tapón en m/s

u_m : Velocidad de la mezcla (vapor y líquido $u_{SG} + u_{SL}$) en m/s

u_{m1} : Velocidad de dispersión de las burbujas en m/s. Considerado como una constante con valor de 1 m/s

$$u_{mo} = \frac{240}{C_0 - 1} * E_0^{-1/2} * \left(1 - \frac{1}{3} \text{sen}\theta\right) \left[\frac{\sigma * g * \Delta\rho}{\rho_L^2}\right]^{1/4} + \frac{u_b}{C_0 - 1} \text{ (ecuación F)}$$

donde,

C_0 : Expresión de volumen de retención para cilindro con tapón, adimensional

u_{mo} : Velocidad proporcional a la fracción de burbujas arrastradas uniéndose a las burbujas de Taylor de la parte pelicular de la unidad de tapón

u_b : Incremento de la velocidad de la burbuja en m/s

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m³

g : Aceleración debida a la gravedad 9,81 m/s²

σ : Tensión superficial en N/m

$\Delta\rho$: Diferencia de densidad del líquido y el gas ($\rho_L - \rho_G$) en kg/m³

θ : Ángulo de inclinación de la tubería en rad

E_o : Número de Eötvös, adimensional

$$E_o = g * \Delta\rho * \frac{D^2}{4 * \sigma} \text{ (ecuación G)}$$

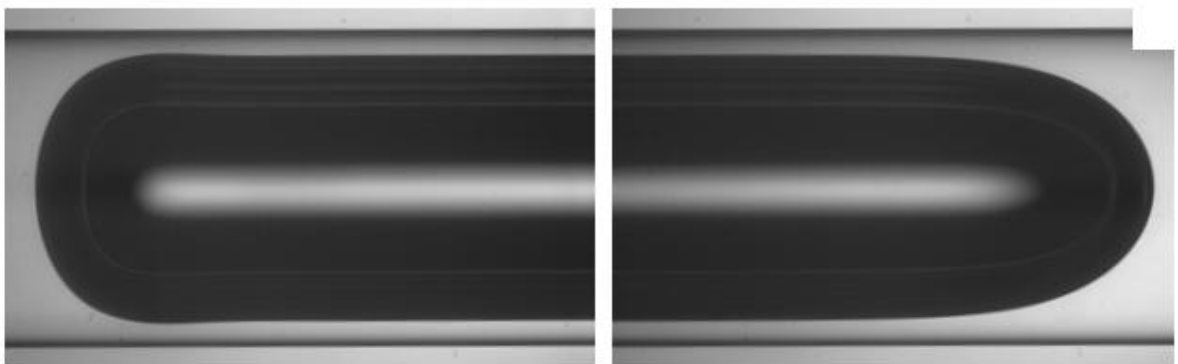
donde,

D : Diámetro la tubería en m

Nota:

a. Las burbujas de Taylor son grandes burbujas formadas por la coalescencia de pequeñas burbujas, bajo ciertas condiciones de flujo. Esto se produce en flujos multifásicos.

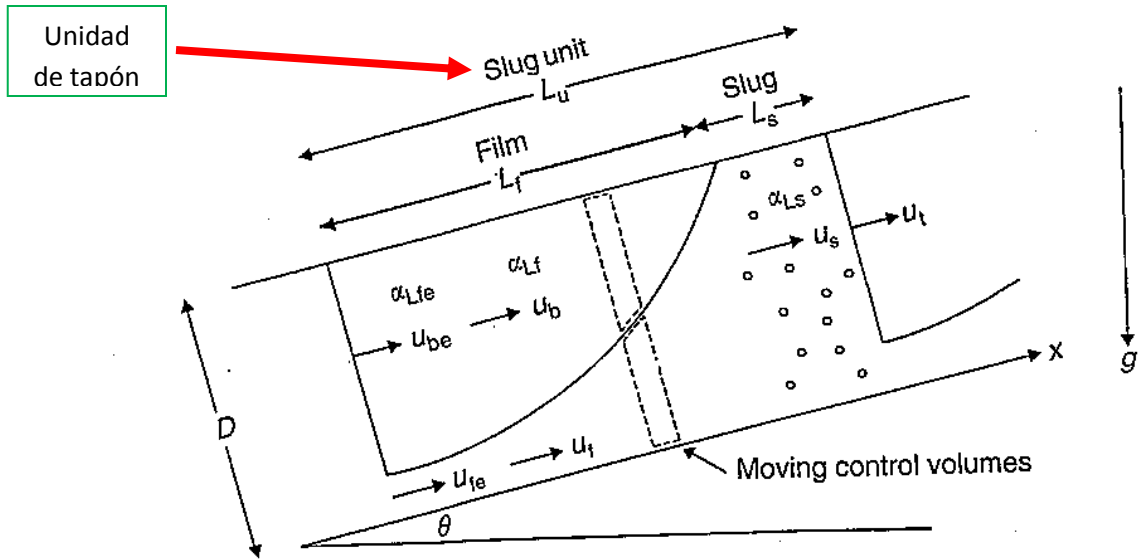
Figura 14. Burbuja de Taylor



Fuente: School of Chemichal and Biomolecular Engineering. Computational Fluid Dynamics. http://sydney.edu.au/engineering/chemical/cecps/fluid_dynamics.shtml. Accedido el 04/05/2012 a las 13:19 p.m.

- b. El número de Eötvös caracteriza la forma de una esfera de un fluido, como por ejemplo una burbuja.
- c. Para comprender el concepto de unidad de tapón, se utiliza la siguiente figura.

Figura 15. Unidad de tapón de la geometría de un flujo tapón dentro de un cilindro con tapón

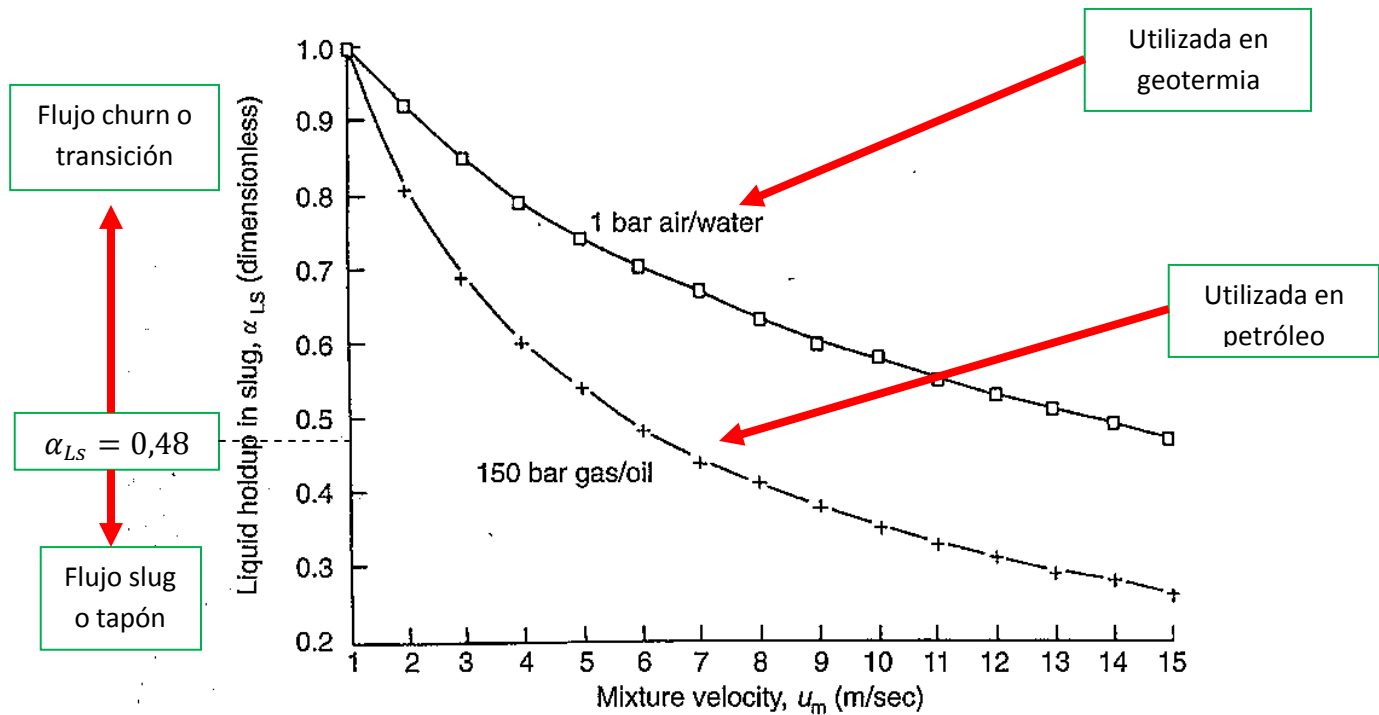


Nota: La e indica el final de la región de la película (burbuja)

Fuente: Crowe, C. T. Multiphase Flow Handbook. CRC Press, Florida, 2006

Para determinar el valor de α_{LS} , se utiliza el siguiente gráfico:

Figura 16. Volumen de retención de líquido en un cilindro con tapón α_{LS}



Nota: Utilizada para tubería vertical con $u_{SL} = 1$ m/s

Fuente: Crowe, C. T. Multiphase Flow Handbook. CRC Press, Florida, 2006

Notas:

- a. Se recomienda en cierta literatura un valor de $\alpha_{LS} = 0,75$ para flujos verticales.
- b. El cilindro con tapón se refiere al análisis de una sección de tubería con una distancia de unidad de tapón, en la que se presenta un flujo tapón.
- 5. Calcular el volumen de retención del líquido de la unidad de tapón

$$\alpha_L = \frac{C * \alpha_{LS} + \lambda_L}{1 + C} \text{ (ecuación H)}$$

donde,

α_L : Volumen de retención del líquido de la unidad de tapón, adimensional

α_{LS} : Volumen de retención del líquido en un cilindro con tapón, adimensional

C : Parámetro de derrame, adimensional

λ_L : Fracción de volumen de fase, adimensional ($\lambda_L = u_{SG}/u_m$)

u_{SG} : Velocidad superficial del gas en m/s

u_m : Velocidad de la mezcla (vapor y líquido $u_{SG} + u_{SL}$) en m/s

6. Determinar la razón de longitud l_s/l_u

$$\frac{l_s}{l_u} = \lambda_L - 0,1 \text{ (ecuación I)}$$

donde,

$l_s = L_s$: Longitud del tapón en m (ver figura 15)

$l_u = L_u$: Longitud de la unidad de tapón en m (ver figura 15)

$\frac{l_s}{l_u}$: Razón de longitud, adimensional

λ_L : Fracción de volumen de fase, adimensional ($\lambda_L = u_{SG}/u_m$)

Nota: Ecuación utilizada para $\lambda_L < 0,1$

7. Calcular el volumen de retención de líquido promedio en la película

$$\alpha_L = \frac{l_s * \alpha_{Ls} + \bar{\alpha}_{Lf} l_f}{l_u} \text{ (ecuación J)}$$

donde,

$l_s = L_s$: Longitud del tapón en m (ver figura 15)

$l_u = L_u$: Longitud de la unidad de tapón en m (ver figura 15)

$l_f = L_f$: Longitud de la película en m (ver figura 15)

α_{Ls} : Volumen de retención del líquido en un cilindro con tapón, adimensional

α_L : Volumen de retención del líquido de la unidad de tapón, adimensional

$\bar{\alpha}_{Lf}$: Volumen de retención de líquido promedio en la película, adimensional

8. Calcular las velocidades actuales de líquido y de gas en la región pelicular (film región)

$$u_{Lf} = \left(1 - C * \frac{\alpha_{Ls} - \alpha_{Lf}}{\alpha_{Lf}} \right) * u_m \text{ (ecuación K)}$$

$$u_{Gf} = \left(1 + C * \frac{\alpha_{Ls} - \alpha_{Lf}}{1 - \alpha_{Lf}} \right) * u_m \text{ (ecuación L)}$$

donde,

α_{Ls} : Volumen de retención del líquido en un cilindro con tapón, adimensional

$\bar{\alpha}_{Lf} = \alpha_{Lf}$: Volumen de retención de líquido promedio en la película, adimensional

C : Parámetro de derrame, adimensional

u_m : Velocidad de la mezcla (vapor y líquido $u_{SG} + u_{SL}$) en m/s

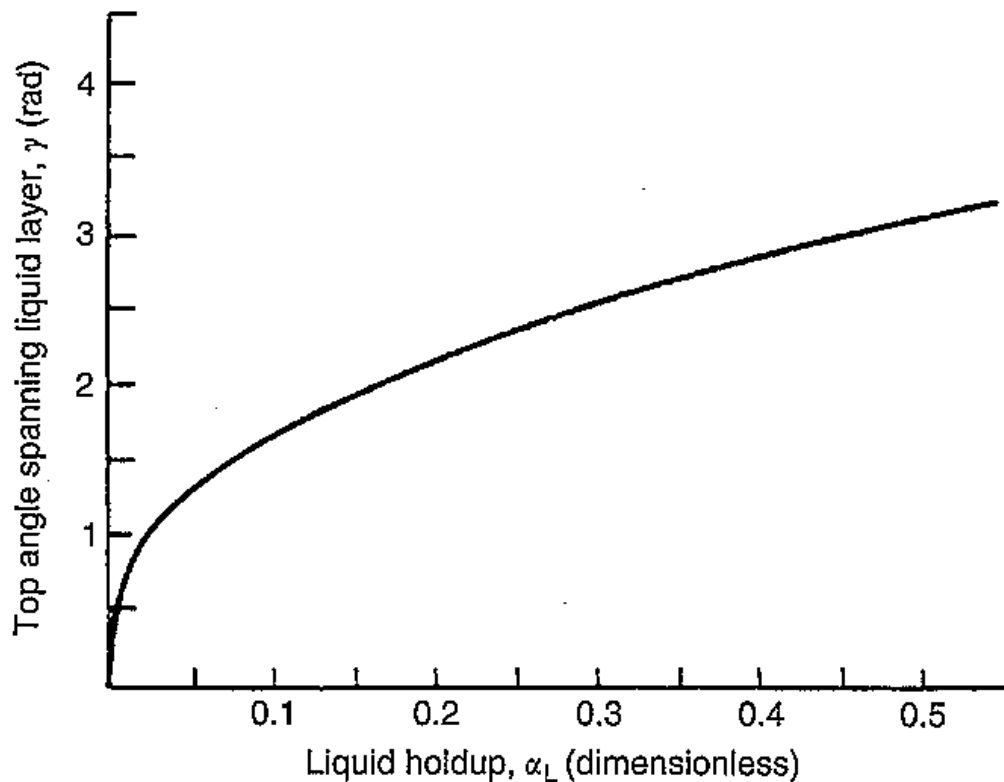
u_{Gf} : Velocidad actual del gas en la región pelicular en m/s

u_{Lf} : Velocidad actual del líquido en la región pelicular en m/s

9. Calcular los perímetros y esfuerzos cortantes en la región pelicular, sea con el modelo del flujo estratificado (puntos 5 y 9) o el modelo del flujo anular (puntos 4 y 8).

Nota: Si se utiliza el modelo del flujo estratificado en este caso, se hará uso de la siguiente figura para encontrar el ángulo γ .

Figura 17. Ángulo γ en caso de usar el modelo de flujo estratificado en el cálculo de los perímetros y esfuerzos cortantes en un flujo tapón



Fuente: Crowe, C. T. Multiphase Flow Handbook. CRC Press, Florida, 2006

10. Calcular el gradiente de presión debido a la fricción

$$-\left(\frac{dp}{dx}\right)_F = \left[\left(\tau_{wf} * \frac{P_f}{A} + \tau_{wb} * \frac{P_b}{A} \right) * \frac{l_f}{l_u} + 2 * f_s * \rho_s * \frac{u_m^2}{D} * \frac{l_s}{l_u} \right] \text{ (ecuación M)}$$

donde,

$-\left(\frac{dp}{dx}\right)_F$: Gradiente de presión debida a la fricción en Pa/m

τ_{wf} : Esfuerzo cortante en la pared en la región pelicular en Pa

τ_{wb} : Esfuerzo cortante en la pared en la región de la burbuja en Pa

P_b : Perímetro de la tubería en que se encuentra la región de burbujas en m

P_f : Perímetro de la tubería en que se encuentra la región pelicular en m

A : Sección transversal de la tubería en m²

$l_s = L_s$: Longitud del tapón en m (ver figura 15)

$l_u = L_u$: Longitud de la unidad de tapón en m (ver figura 15)

$l_f = L_f$: Longitud de la película en m (ver figura 15)

ρ_s : Densidad del fluido donde se encuentra el tapón en kg/m³

u_m : Velocidad de la mezcla (vapor y líquido $u_{SG} + u_{SL}$) en m/s

f_s : Factor de fricción de Fanning en la región del tapón

Notas: Para encontrar el valor de f_s se recurre a lo siguiente:

a. Para encontrar f_s se hace recordando lo siguiente:

$$Re_s = D * \rho_s * \frac{u_s}{\mu_s}$$

donde,

u_s : Velocidad actual del fluido en la región del tapón en m/s

ρ_s : Densidad del fluido donde se encuentra el tapón en kg/m³

μ_s : Viscosidad del fluido en la región del tapón en Pa.s

D : Diámetro de la tubería en m

Se debe hacer uso de la rugosidad relativa k_s/D , donde k_s es la rugosidad de la tubería en m. Una vez ahí se ingresa al diagrama de Mody.

b. Debe utilizarse el diagrama de Moody que traiga consigo los valores de factor de fricción f de Fanning y no los valores convencionales de f .

11. Calcular el gradiente de presión total

$$-\left(\frac{dp}{dx}\right) = \left[\left(\tau_{wf} * \frac{P_f}{A} + \tau_{wb} * \frac{P_b}{A} \right) * \frac{l_f}{l_u} + 2 * f_s * \rho_s * \frac{u_m^2}{D} * \frac{l_s}{l_u} \right] + (\alpha_G * \rho_G + \alpha_L * \rho_L) * g * \text{sen}\theta \text{ (ecuación N)}$$

donde,

donde,

$-\left(\frac{dp}{dx}\right)$: Gradiente de presión debida a la fricción en Pa/m

τ_{wf} : Esfuerzo cortante en la pared en la región pelicular en Pa

τ_{wb} : Esfuerzo cortante en la pared en la región de la burbuja en Pa

α_L : Volumen de retención del líquido de la unidad de tapón, adimensional

α_G : Volumen de retención (hold-up) del gas, adimensional

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m³

ρ_G : Densidad del gas en kg/m³

g : Aceleración debida a la gravedad 9,81 m/s²

θ : Ángulo de inclinación de la tubería en rad

P_b : Perímetro de la tubería en que se encuentra la región de burbujas en m

P_f : Perímetro de la tubería en que se encuentra la región pelicular en m

A : Sección transversal de la tubería en m²

$l_s = L_s$: Longitud del tapón en m (ver figura 15)

$l_u = L_u$: Longitud de la unidad de tapón en m (ver figura 15)

$l_f = L_f$: Longitud de la película en m (ver figura 15)

ρ_s : Densidad del fluido donde se encuentra el tapón en kg/m³

u_m : Velocidad de la mezcla (vapor y líquido $u_{SG} + u_{SL}$) en m/s

f_s : Factor de fricción de Fanning en la región del tapón

Notas: Para encontrar el valor de f_s se recurre a lo siguiente:

a. Para encontrar f_s se hace recordando lo siguiente:

$$Re_s = D * \rho_s * \frac{u_s}{\mu_s}$$

donde,

u_s : Velocidad actual del fluido en la región del tapón en m/s

ρ_s : Densidad del fluido donde se encuentra el tapón en kg/m³

μ_s : Viscosidad del fluido en la región del tapón en Pa.s

D : Diámetro de la tubería en m

Se debe hacer uso de la rugosidad relativa k_s/D , donde k_s es la rugosidad de la tubería en m. Una vez ahí se ingresa al diagrama de Mody.

b. Debe utilizarse el diagrama de Moody que traiga consigo los valores de factor de fricción f de Fanning y no los valores convencionales de f .

c. No hay componente de aceleración en este caso.

Separadores de Vapor

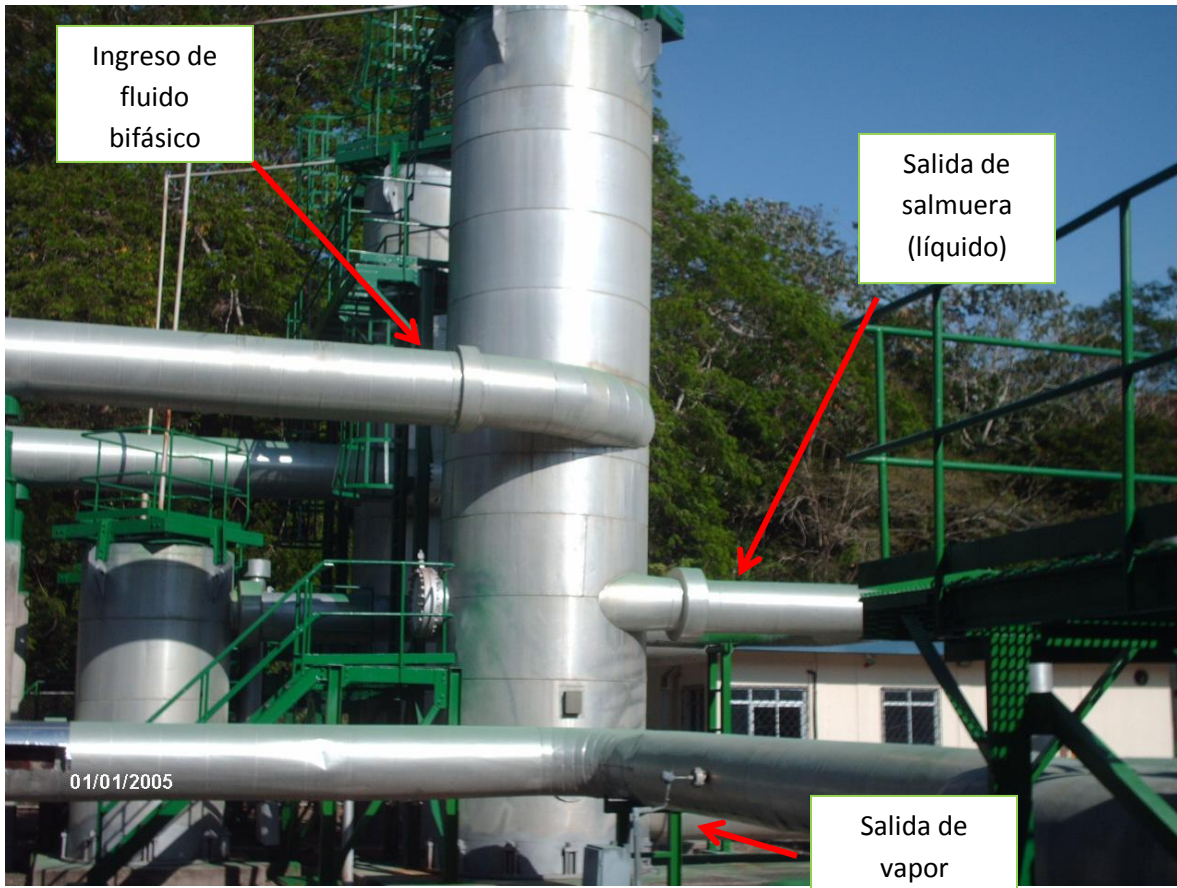
Cuando se selecciona un separador se debe tomar en cuenta varios parámetros de diseño, tales como:

- Calidad del vapor separado.
- Caída de presión del vapor.
- Facilidad de operación y limpieza.
- Requerimientos de espacio (secadores).

Las principales razones de su selección son:

Son extremadamente simples: No tienen partes en movimiento que puedan ser corroídas o desgastadas. La mezcla de agua-vapor entra en la parte media. El vapor se mueve hacia la parte superior, cambia de dirección (180°) y es removido hacia la parte inferior del separador. Entonces ambos, agua y vapor, son descargados por la parte inferior del ciclón (separador), mediante un arreglo de tuberías muy simple.

Figura 18. Ciclón unidad separadora 17 Campo Geotérmico Miravalles



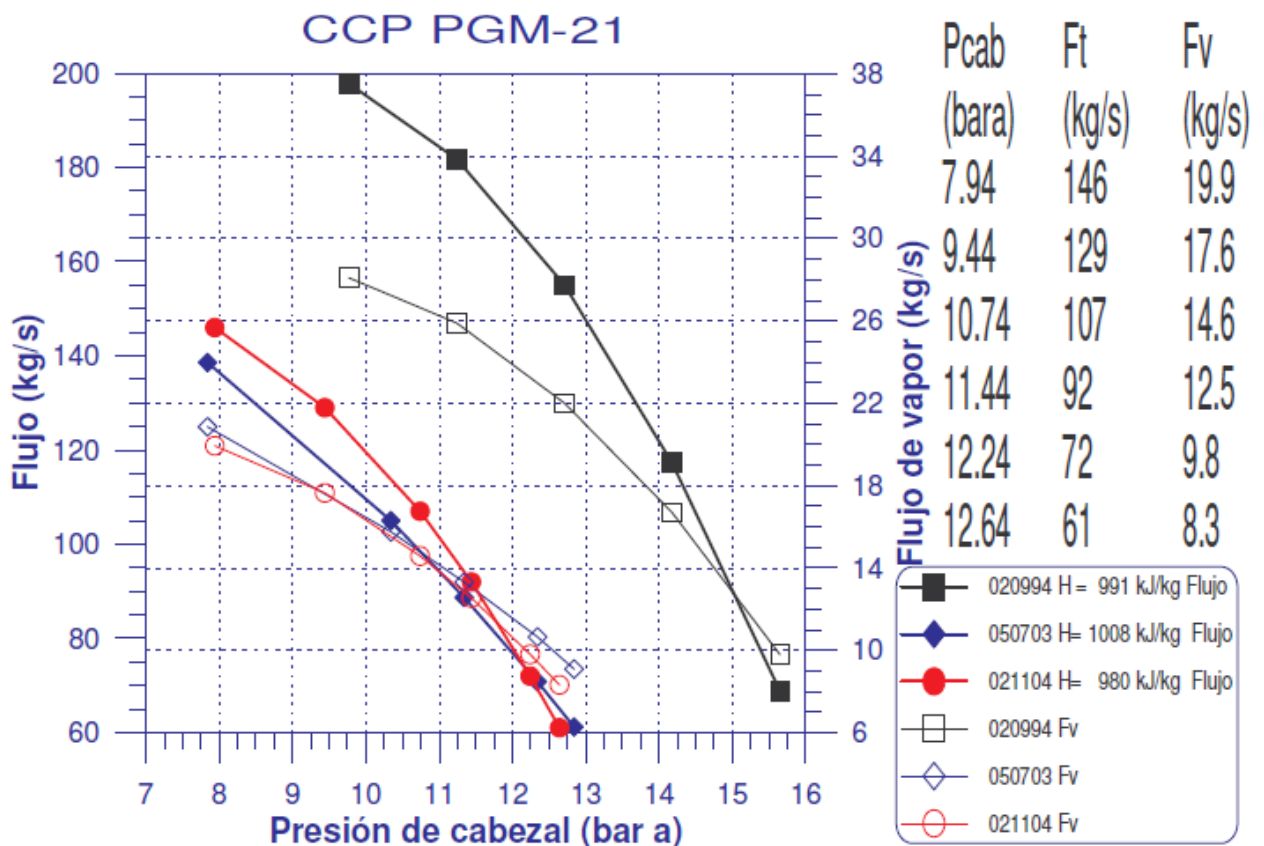
Fuente: Propia

1. *Son fáciles de operar:* Su simplicidad de operación ha sido probada en muchos campos geotérmicos de líquido dominante.
2. *Son de fácil limpieza:* Éste es un detalle fundamental porque la mayoría de la salmuera geotérmica contiene sílice, entre otros productos químicos, la cual es el constituyente en mayor escala. Se debe realizar al menos un mantenimiento general anual para separadores que se encuentren a boca de pozo.
3. *La calidad de la descarga de vapor y la eficiencia son muy altos:* La calidad de descarga de vapor que ha sido reportada en otros pozos tiene un promedio del 99,95% y hasta 99,99%.

El funcionamiento de los ciclones agua-vapor se rige por dos tipos de variables:

a. *Variables de operación:* Éstas relacionan las propiedades, los rangos y los estados de las fases. Generalmente, la presión y temperatura del separador es fijada por la presión de entrada de la turbina, por lo tanto, el pozo más alejado tiene la presión de separación más grande. La mezcla en el interior del separador puede ser considerada en equilibrio, entonces todas las propiedades (presión, temperatura, densidad, viscosidad, etc.) son fijas. Cada pozo tiene diferente curva de flujo-presión, consecuentemente, cada pozo tiene diferente flujo para la misma presión de operación, con un diferente flujo másico de la entrada agua-vapor.

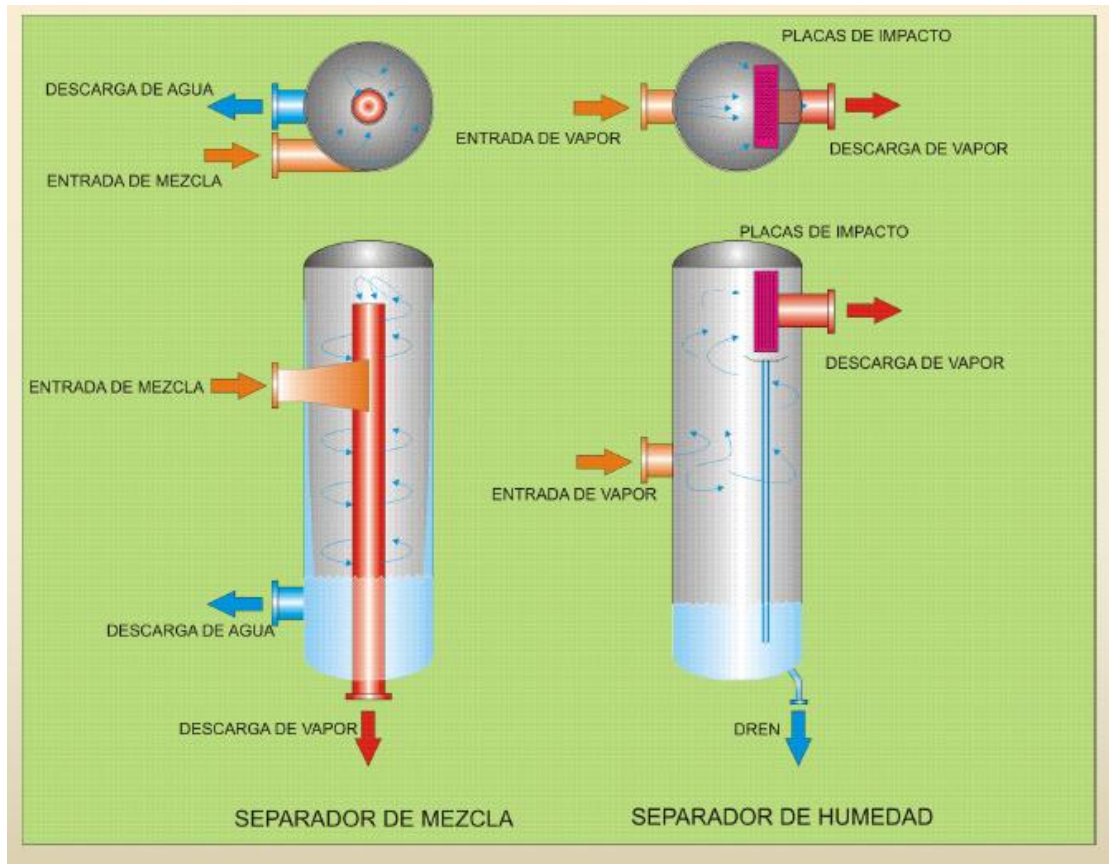
Figura 19. Curva de flujo-presión para el pozo 21



Fuente: Área de Geociencias. Centro de Servicio de Recursos Geotérmicos. Instituto Costarricense de Electricidad. Proyecto Geotérmico Miravalles

b. *Variables de diseño*: Éstas relacionan al tipo y las dimensiones de los ciclones. En un campo geotérmico simple se puede encontrar pozos de alta producción con muy altos flujos másicos del agua-vapor y pozos de baja producción, con bajo flujo másico, por lo que el diseñador debe investigar el uso de un separador a boca de pozo de dimensiones estándar o diseñados dos o tres de diferentes dimensiones que promedien las producciones variadas. Desde el punto de vista del diseño, funcionamientos y costos, se recomienda el uso de dos o tres dimensiones haciendo que los gastos de mantenimiento puedan mantenerse bajos. La calidad y la caída de presión de la descarga del vapor son los principales criterios usados para el diseño de separadores. Desde 1961 la base para el diseño de ciclones geotérmicos ha sido el método de Bangma, sin embargo, este método es empírico y no proporciona la forma de predecir la calidad de la descarga de vapor que producirá un separador particular, bajo diferentes condiciones de producción. Pollak y Work sugieren una ecuación para la predicción del arrastre del líquido en los separadores tipo Webre, pero ha sido de poca utilidad debido a la falta de confiabilidad. Se concluye que no existe un método disponible para el diseño de equipo de separación, el cual sea también capaz de predecir su comportamiento bajo un rango de condiciones de operación.

Figura 20. Separadores y secadores tipo Webre



Fuente: Cárdenas Tovar, R. Cómo hacer proyectos geotérmicos. Comisión Federal de Electricidad, México D.F., 2010

Método y parámetros de diseño

1. Determinación de la eficiencia de separación

Se deben definir los siguientes términos:

W_A : kilogramos de agua por segundo que salen del efluente de vapor. En este caso se trata del líquido residual que se lleva el vapor en su trayecto a la salida del ciclón.

W_V : kilogramos por segundo de vapor de entrada

W_L : kilogramos por segundo de agua de entrada

W_M : kilogramos de vapor más agua (o mezcla) a la entrada

Por lo tanto la mezcla de agua-vapor que entra al separador es:

$$W_M = W_V + W_L$$

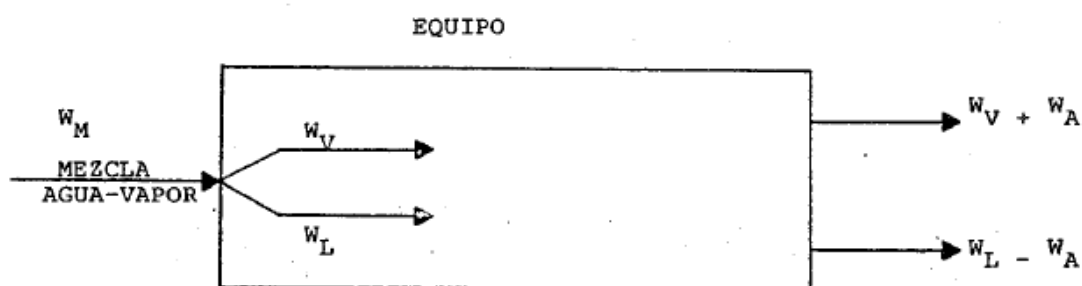
El efluente de vapor puro conteniendo agua residual es:

$$W_V + W_A$$

El efluente del agua es:

$$W_L - W_A$$

Figura 21. Diagrama de flujo de la etapa de separación



Fuente: Instituto de Investigaciones Eléctricas. Capacitación en el Área de Geotermia Planta Geotérmica de Miravalles. Guanacaste, Costa Rica

El arrastre en el ciclón puede ser definido de varias maneras. Vista como una impureza en el vapor, el arrastre puede ser considerado como el flujo de (W_A/W_V) o, vista como una pérdida de agua puede ser (W_A/W_L) .

El arrastre es definido como para efectos de un separador, como W_A , a los kilogramos de agua que salen por segundo con el efluente de vapor.

La eficiencia de separación (η_{ef}): Es definida como el flujo másico del efluente de agua separada $(W_L - W_A)$ respecto al agua de entrada al ciclón (W_A) .

La calidad del vapor de descarga (X_0): Se define como el volumen de sequedad de la descarga de vapor; el volumen de vapor descargado dividido entre el flujo másico de vapor de descarga más el flujo másico de

entrada de líquido. Para ello se asume que existe un sello de agua a un nivel arriba de la descarga del agua para prevenir el escape de vapor.

Por definición

$$\eta_{ef} = \frac{W_L - W_A}{W_L} \quad (\text{ecuación 1})$$

$$x_o = \frac{W_V}{W_V + W_A} \quad (\text{ecuación 2})$$

La eficiencia de separación puede ser estimada mediante una aproximación semiteórica, pero la calidad del vapor descargado es el criterio contra el cual el procedimiento de separación es medido, por lo tanto, debe ser establecida la relación entre ellos.

Sustituyendo la ecuación 1 en la ecuación 2, la calidad de descarga de vapor es relacionada con la eficiencia de separación como:

$$x_o = \frac{W_V/W_L}{1 - \eta_{ef} + W_V/W_L} \quad (\text{ecuación 3})$$

- i. Si $\eta_{ef} = 0$, entonces X_o tendrá el mismo valor de la calidad de la mezcla de entrada (X_i), entonces no hay separación.
- ii. Si $\eta_{ef} = 1$, entonces $X_o = \eta_{ef} = 1$ (esto es sólo el caso donde $X_o = \eta_{ef}$).

La calidad de descarga de vapor es baja cuando la velocidad de entrada del vapor y la velocidad del vapor ascendente (velocidad del vapor anular en el interior del separador) son bajas. Cuando ambas velocidades se incrementan, la calidad de la descarga de vapor se eleva a un punto (punto de ruptura) donde se rompe drásticamente. Para modelado, se asume que hay dos fenómenos independientes que influyen en la eficiencia de separación como sigue:

$$\eta_{ef} = \eta_m * \eta_A \text{ (ecuación 4)}$$

η_m : eficiencia mecánica

η_A : eficiencia de arrastre

La eficiencia mecánica se incrementa cuando la velocidad de entrada del vapor sube ($\eta_m \rightarrow 1$ como $V_T \rightarrow \infty$), y la eficiencia de arrastre, sube cuando la velocidad anular del vapor ascendente baja ($\eta_A \rightarrow 1$ como $V_{AN} \rightarrow 0$).

a) Eficiencia mecánica (η_m): Utilizando la misma aproximación de Leitch y Licht, la eficiencia mecánica se da por la siguiente ecuación:

$$\eta_m = 1 - e^{[-2*(\psi*C)]^{\frac{1}{2*n+2}}} \text{ (ecuación 5)}$$

donde,

ψ : Parámetro adimensional en el cálculo de eficiencia de arrastre

C : Número adimensional en el cálculo de la eficiencia de separación mecánica

n : Exponente de vórtice o eficiencia centrífuga, adimensional

$$n_1 = 0,6689 * D^{0,14} \text{ (ecuación 6)}$$

donde,

n_1 : Parámetro adimensional

D : Diámetro del equipo en m

$$\frac{1 - n_1}{1 - n} = \left(\frac{294,3}{T + 273,2} \right)^{0,3} \text{ (ecuación 7)}$$

donde,

T : Temperatura de saturación en °C

n_1 : Parámetro adimensional

n : Exponente de vórtice o eficiencia centrífuga, adimensional

$$\psi = \frac{\rho_W * d_W^2 * (n + 1) * u}{18 * \mu_V * D} \quad (\text{ecuación 8})$$

donde,

ψ : Parámetro adimensional en el cálculo de eficiencia de arrastre

ρ_W : Densidad del líquido en kg/m³

d_W : Diámetro de gota en μm

μ_V : Viscosidad dinámica del vapor en kg/m-s (Pa-s)

n : Exponente de vórtice o eficiencia centrífuga, adimensional

D : Diámetro del equipo en m

u : velocidad tangencial de las gotas en la pared del ciclón m/s

$$u = \frac{Q_{VS}}{A_0} \quad (\text{ecuación 9})$$

donde,

A_0 : Área de la sección transversal en m²

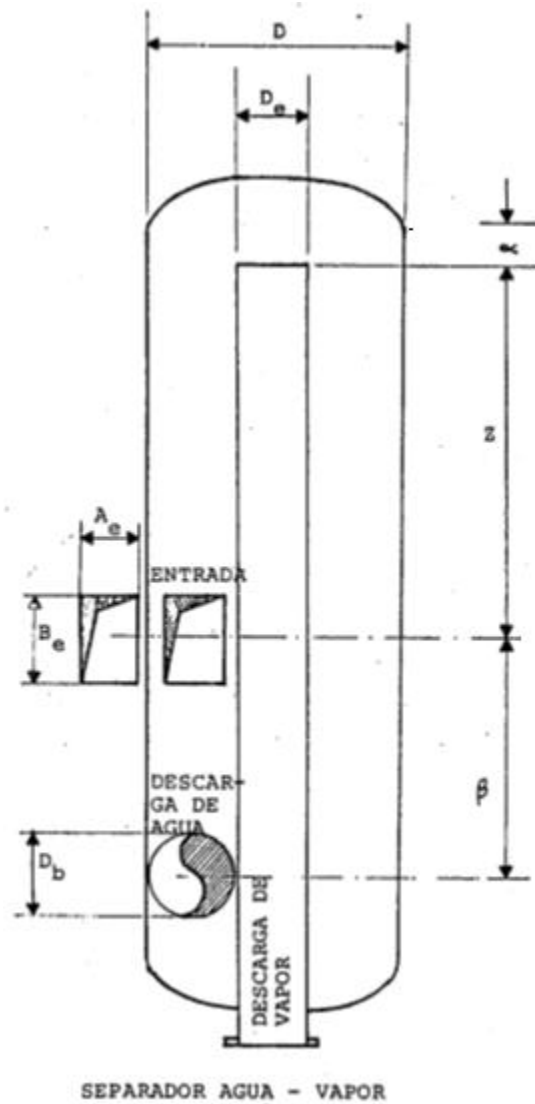
Q_{VS} : Flujo volumétrico de vapor en m³/s

u : velocidad tangencial de las gotas en la pared del ciclón m/s

El parámetro ψ es uno de impactación inercial centrífuga, reflejando las condiciones de operación dentro del ciclón. Este valor es muy sensible al diámetro de la gota d_W por lo tanto, la confiabilidad estimada del d_W es necesaria para obtener resultados exactos de ψ .

El separador puede tener una entrada espiral o tangencial, circular o con un cambio de sección transversal de forma cilíndrica a rectangular o cuadrada y una descarga de agua tipo tangencial.

Figura 22. Entradas y descarga de un separador tipo Webre



Fuente: Instituto de Investigaciones Eléctricas. Capacitación en el Área de Geotermia Planta Geotérmica de Miravalles, Guanacaste, Costa Rica

$$C = \frac{8 * K_C * D^2}{A_o} \text{ (ecuación 10)}$$

donde,

A_0 : Área de la sección transversal en m^2

D : Diámetro del equipo en m

K_C : Número adimensional en el cálculo de la eficiencia de separación mecánica

El parámetro C es un número de diseño del ciclón reflejando la forma física del mismo.

Separador de entrada rectangular

$$A_0 = A_e * B_e \text{ (ecuación 11a)}$$

donde,

A_0 : Área de la sección transversal en m^2

A_e : Lado de entrada de mezcla al separador en m

B_e : Lado de entrada de mezcla al separador en m

Separador de entrada circular

$$A_0 = \frac{\pi * (D_T)^2}{4} \text{ (ecuación 11b)}$$

donde,

A_0 : Área de la sección transversal en m^2

D_T : Diámetro de la tubería de entrada al equipo en m

Separador de entrada cuadrada

$$A_0 = (D_T)^2 \text{ (ecuación 11c)}$$

donde,

A_0 : Área de la sección transversal en m^2

D_T : Diámetro de la tubería de entrada al equipo en m

$$K_C = \frac{t_r * Q_{VS}}{D^3} \text{ (ecuación 12)}$$

donde,

Q_{VS} : Flujo volumétrico de vapor en m^3/s

D : Diámetro del equipo en m

t_r : tiempo de residencia del vapor en el equipo en s

$$t_r = t_{mi} + \frac{t_{ma}}{2} \text{ (ecuación 13)}$$

donde,

t_{ma} : tiempo máximo adicional del vapor en el equipo en s

t_{mi} : tiempo mínimo de permanencia del vapor en el equipo en s

t_r : tiempo de residencia del vapor en el equipo en s

$$t_{mi} = \frac{VO_S}{Q_{VS}} \text{ (ecuación 14)}$$

donde,

Q_{VS} : Flujo volumétrico de vapor en m^3/s

t_{mi} : tiempo mínimo de permanencia del vapor en el equipo en s

VO_S : Volumen originado en el faldón en m^3/s

$$VO_S = \frac{\pi}{4} * (D^2 - D_e^2) * Z \text{ (ecuación 15)}$$

donde,

D : Diámetro del equipo en m

D_e : Diámetro de la tubería de salida del vapor en m

VO_S : Volumen originado en el faldón en m³/s

Z : Distancia del centro de entrada de mezcla a soldadura de salida de vapor en m

$$t_{ma} = \frac{VO_H}{Q_{VS}} \text{ (ecuación 16)}$$

donde,

VO_H : Volumen aproximado comprendido entre la entrada del vapor húmedo y la salida del agua del separador.

Q_{VS} : Flujo volumétrico de vapor en m³/s

$$VO_H \cong VO_1 + VO_2 - VO_3 \text{ (ecuación 17)}$$

donde,

VO_H : Volumen aproximado comprendido entre la entrada del vapor húmedo y la salida del agua del separador.

VO_1 : Volumen originado por α en m³

VO_2 : Volumen de la cabeza en m³

VO_3 : Volumen originado por la proyección del tubo central hacia la cabeza superior en m³

$$VO_1 = \frac{\pi * D^2}{4} * \alpha \text{ (ecuación 18)}$$

donde,

VO_1 : Volumen originado por α en m^3

D : Diámetro del equipo en m

α : Distancia del tope del tubo de salida de vapor a la soldadura del equipo-faldón superior en m

Asumiendo la sección bridas y placas de ASME:

$$VO_2 = 0,081 * D^3 \text{ (ecuación 19)}$$

donde,

VO_2 : Volumen de la cabeza en m^3

D : Diámetro del equipo en m

D_e : Diámetro de la tubería de salida del vapor en m

$$VO_3 = \frac{\pi * (D_e)^2}{4} * (\alpha + 0,169 * D) \text{ (ecuación 20)}$$

donde,

VO_3 : Volumen originado por la proyección del tubo central hacia la cabeza superior en m^3

D : Diámetro del equipo en m

α : Distancia del tope del tubo de salida de vapor a la soldadura del equipo-faldón superior en m

Diámetro de gota (d_w)

El parámetro ψ es dado en la ecuación 8, donde el diámetro de gota (d_w) y la velocidad tangencial de las gotas en la pared del ciclón (u) son los

parámetros más importantes. Por simplicidad se asume que u puede ser tomada satisfactoriamente al igual que la velocidad promedio del vapor de entrada, pero para la estimación de d_w , no existe una solución simple. El diámetro d_w debe ser tomado con el promedio efectivo del diámetro de la gota en la parte interior del ciclón.

Es bien conocido que la eficiencia de un ciclón se reduce cuando el diámetro de la gota disminuye, por lo tanto, se debe entender las causas y razones para un incremento o una reducción del diámetro de la gota. Se cree que el tamaño del rocío en el interior del ciclón se rige por el diámetro de la gota en la tubería aguas arriba del ciclón y ésta última es determinada por el balance entre la inercia y las fuerzas superficiales también como por el equilibrio entre el rocío que deja y se adhiere a la pared, la caída de presión, el tipo de patrón de flujo bifásico, configuración de la tubería, etc. la mayoría de correlaciones existentes que han sido probadas, dan resultados desfavorables. La ecuación de Nukiyama-Tanasawa da la tendencia de resultados, los cuales pueden probablemente ser atribuidos al hecho de que el mecanismo de fragmentar las gotas en las gargantas del vénturi, es similar al mecanismo de fragmentación en un tubo.

Tomando la relación Nukiyama-Tanasawa como básica para la relación del tamaño del rocío, se modifica y se le agrega lo siguiente: Haciendo uso de datos obtenidos para la operación actual del separador a boca de pozo, con el dato 100% ó 99,999% de calidad de vapor en la descarga ($\eta_A - 1$) y todas las ecuaciones expuestas anteriormente (ecuaciones a la ecuación 20), conociendo todos los datos, excepto d_w , se tiene:

$$d_w = \frac{A}{V_T} * \sqrt[3]{\frac{\sigma_L}{\rho_L}} + BK * \left[\frac{\mu_L^2}{\sigma_L * \rho_L} \right]^b * \left(\frac{Q_L}{Q_{VS}} \right)^c * V_T^e \quad (\text{ecuación 21})$$

donde:

$$V_T = \frac{4 * Q_{VS}}{\pi * D_T^2} \quad (\text{ecuación 22})$$

$A = 66,2898$, constante utilizada para el cálculo del diámetro de gota

$K = 1357,35$, constante utilizada para el cálculo del diámetro de gota

$b = 0,2250$, constante utilizada para el cálculo del diámetro de gota

$c = 0,5507$, constante utilizada para el cálculo del diámetro de gota

d_W : Diámetro de gota en μm

Q_{VS} : Flujo volumétrico de vapor en m^3/s

D_T : Diámetro de la tubería de entrada al equipo en m

V_T : Velocidad de entrada del vapor en m/s

Q_L : Flujo volumétrico de líquido en m^3/s

μ_L : Viscosidad dinámica del líquido en $\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$ (Pa-s)

σ_L : Tensión superficial del líquido en dinas/cm

ρ_L : Densidad del líquido en g/cm^3

a : Parámetro adimensional utilizado para el cálculo del diámetro de gota

B : Parámetro adimensional utilizado para el cálculo del diámetro de gota

e : Parámetro adimensional utilizado para el cálculo del diámetro de gota

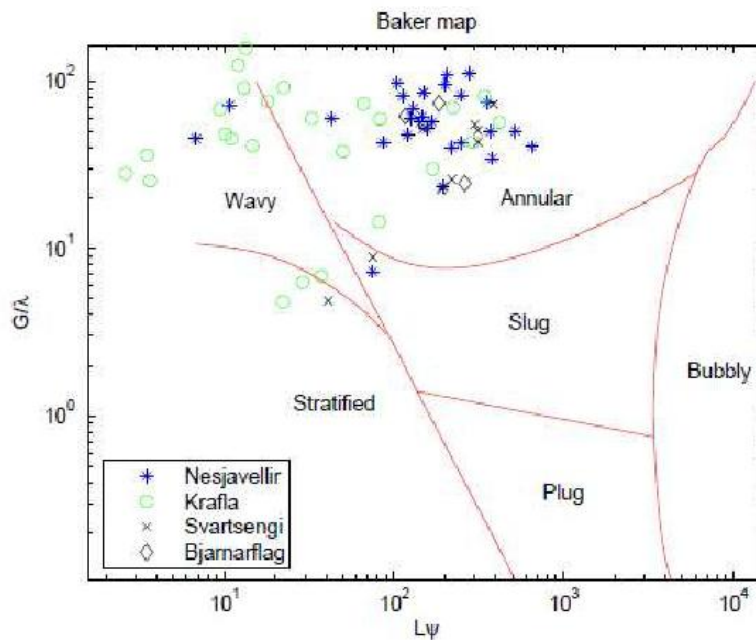
Las variables a , e y B son dependientes del tipo de patrón de flujo bifásico de acuerdo al método de Baker y se dan en la siguiente tabla.

Cuadro 2. Variables a , B y e para la ecuación 21

TIPO DE PATRON DE FLUJO	a	B	e
ESTRATIFICADO Y ONDULADO	0.5436	$94.9042 (XS)^{-0.4538}$	0.0253
ANULAR	0.8069	$198.7749 (XS)^{0.2628}$	-0.2188
DISPERSO Y BURBUJEANTE	0.8069	$140.8346 (XS)^{0.5747}$	-0.2188
PULSANTE	0.5436	$37.3618 (XS)^{-6.88 \times 10^{-5}}$	0.0253

Fuente: Instituto de Investigaciones Eléctricas. Capacitación en el Área de Geotermia Planta Geotérmica de Miravalles, Guanacaste, Costa Rica

Figura 23. Diagrama de Baker

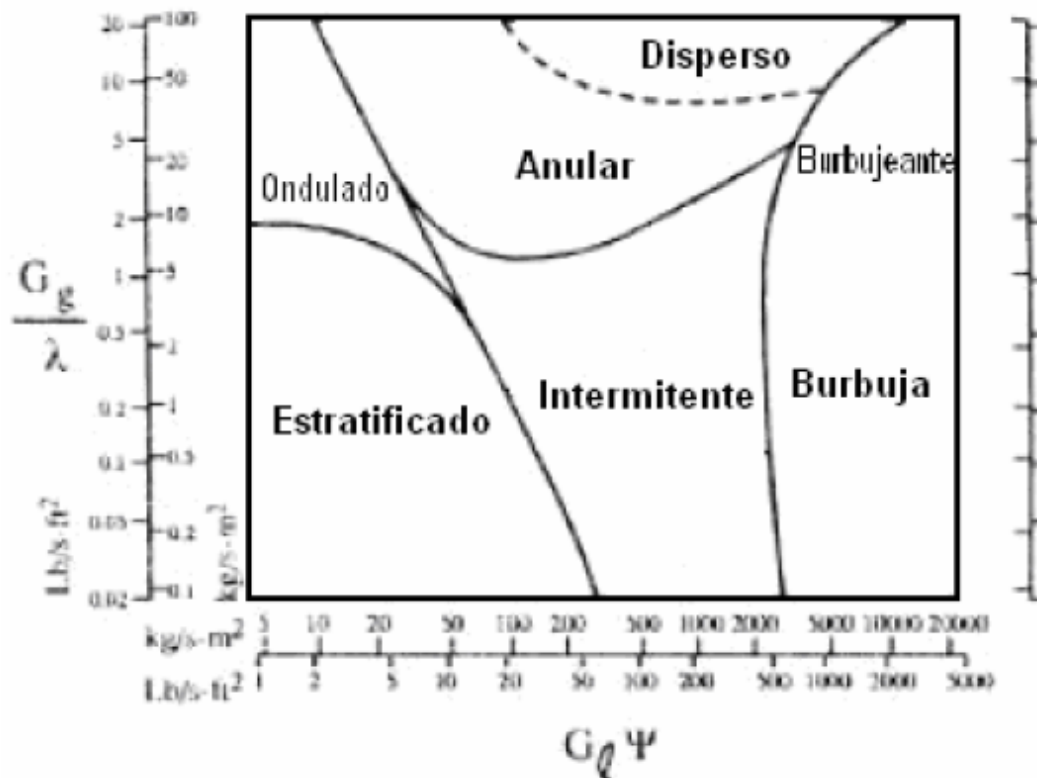


$$\lambda = \sqrt{\frac{\rho_g \rho_L}{1.2 \cdot 1000}}$$

$$\psi = \frac{0.0724}{\sigma_L} \left(\frac{\mu_L}{0.0009} \left(\frac{1000}{\rho_L} \right)^2 \right)^{\frac{1}{3}}$$

Fuente: Valdimarsson, P. Design of the main components of a steam cycle power plant. University of Iceland. Curso corto de perforación geotérmica, San Salvador, 2011

Figura 24. Diagrama de Baker



Fuente: Libreros, D. Análisis dinámico del comportamiento del flujo anular mediante el procesamiento de señales. Instituto Politécnico Nacional. Tesis para optar por el grado de Doctor en Ciencias en Ingeniería Mecánica, México D.F., 2008

En algunas oportunidades el diagrama de Baker puede variar y lo que se debe cuidar, es mantener consistencia en las unidades de los parámetros que se necesitan para entrar a la gráfica.

Figura 25. Diagrama de Baker

Cañerías horizontales:

$$B_x = \frac{G_l \lambda \psi}{G_g}$$

$$B_y = 0,2046 \frac{G_g}{\lambda}$$

$$\lambda = 0,0288 \sqrt{\rho_g \rho_l}$$

$$\psi = \frac{7290}{\sigma_l} \left(\frac{\mu_l}{\rho_l^2} \right)^{1/3}$$

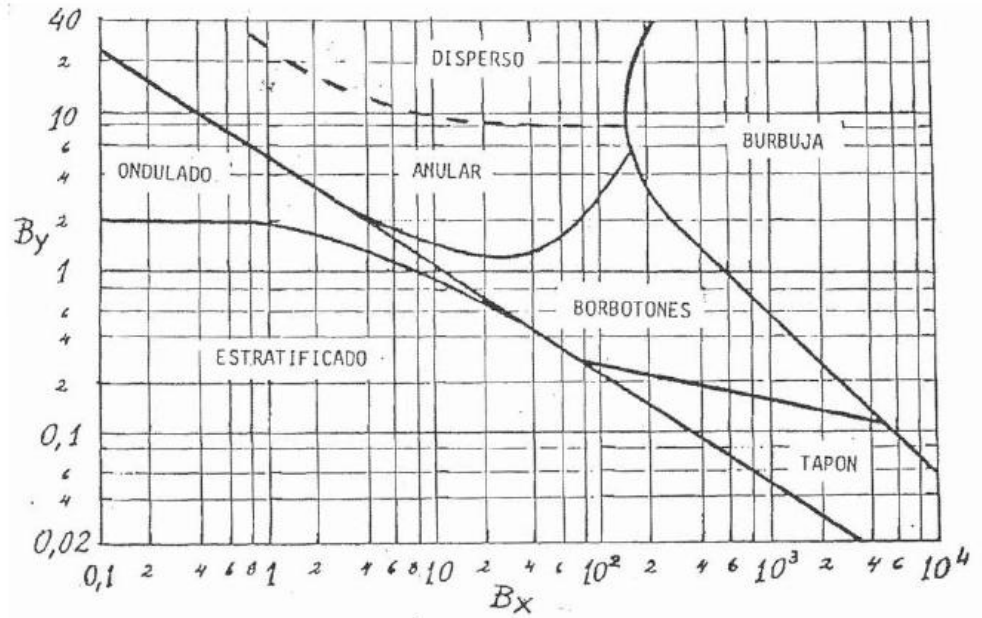


Diagrama de caracterización de Baker para flujo gas-líquido en cañerías horizontales.

Cañerías Verticales:

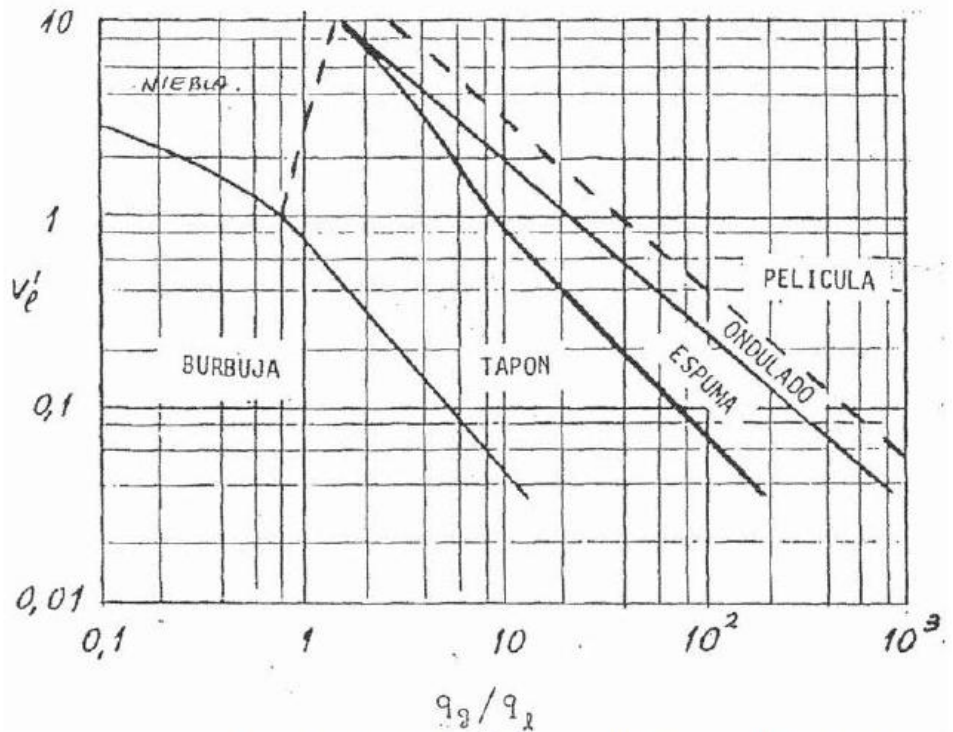


Diagrama de caracterización de Baker para flujo gas-líquido vertical hacia arriba.

Fuente:

http://www.ing.unlp.edu.ar/dquimica/paginas/catedras/iofq809/practicas/IOF1_ECFB_01.pdf.

Accedido el 30/04/2012 a las 8:32 a.m.

Incluso, aunque las ecuaciones de Baker son las mismas, se manejan de distintas formas:

$$B_y = \frac{2,16 * W_V}{A * \sqrt{\rho_L * \rho_V}} \text{ (ecuación de Baker)}$$

$$B_y = 531 * \left(\frac{W_L}{W_V}\right) * \frac{\sqrt{\rho_V}}{\rho_L^{0,166}} * \left(\frac{\mu_L^{\frac{1}{3}}}{\sigma_L}\right) \text{ (ecuación de Baker)}$$

donde,

W_V : kilogramos por segundo de vapor de entrada

W_L : kilogramos por segundo de agua de entrada

μ_L : Viscosidad dinámica del líquido en kg/m-s (Pa-s)

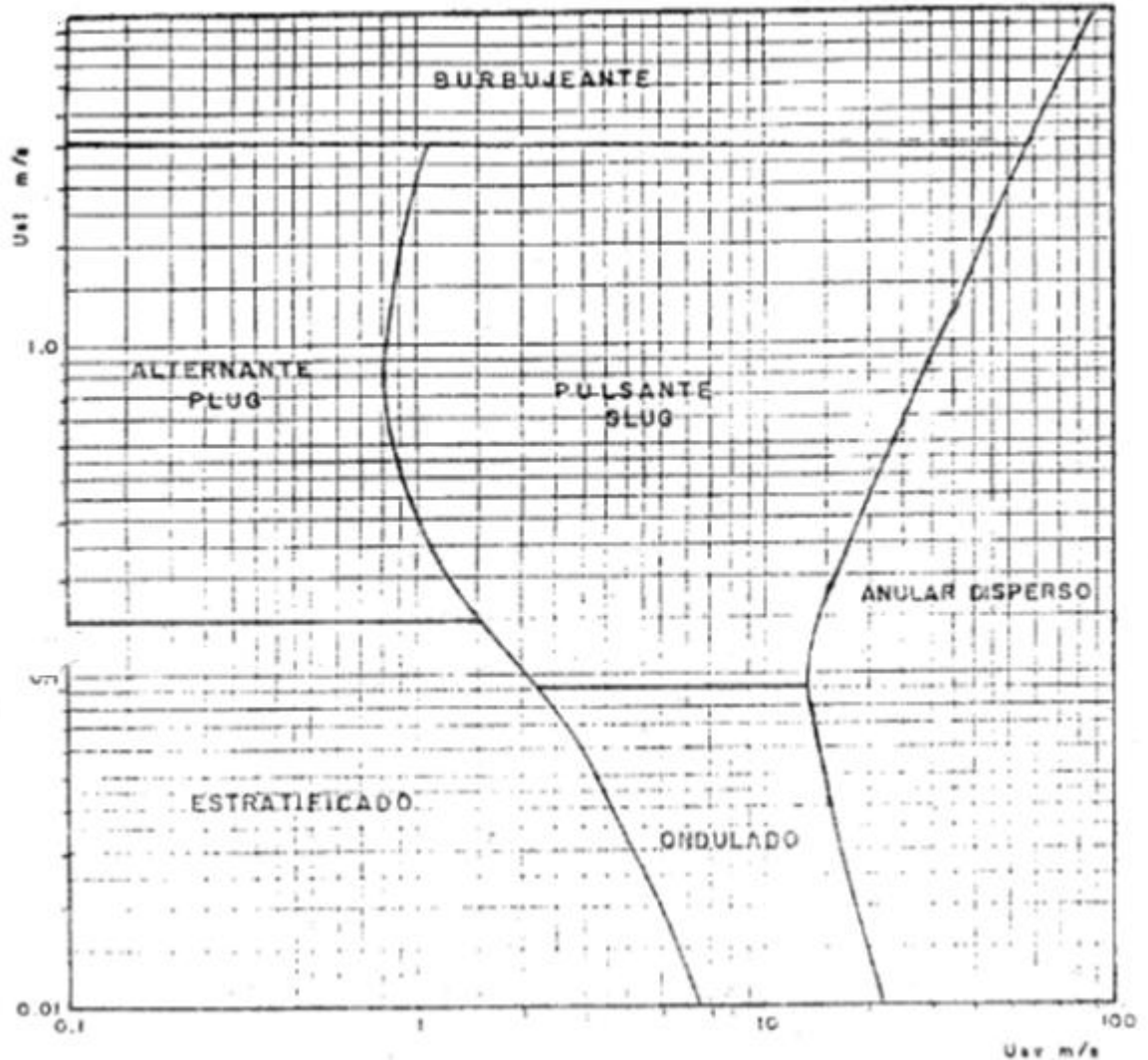
σ_L : Tensión superficial del líquido en N/m

ρ_L : Densidad del líquido en kg/m³

ρ_V : Densidad del vapor en kg/m³

Existen métodos adicionales como es el método de Mandhane.

Figura 26. Carta de Mandhane para patrones de flujo en tuberías horizontales



Fuente: Instituto de Investigaciones Eléctricas. Curso de geotermia, especialidad en ciencias de la tierra. Morelos, México, 1988

La ecuación de d_w no es una ecuación general y no es dimensionalmente consistente. Todas las variables deben ser evaluadas a la presión del separador.

a) Eficiencia de arrastre (η_A): El término eficiencia mecánica por sí mismo no puede ser usado para predecir la calidad del vapor de descarga debido al hecho de que η_m siempre se incrementa como u (o V_T) se incrementa, sin embargo, es conocido que en un punto dado, que el arrastre sube drásticamente con altas velocidades. El término el cual

toma en cuenta esto es la eficiencia de arrastre (η_A) la cual es obtenida de datos empíricos.

$$\eta_A = 10^j \text{ (ecuación 23)}$$

donde,

η_A : eficiencia de arrastre

j : parámetro adimensional

$$j = -3,384 * (10^{-14}) * (V_{AN})^{13,9241} \text{ (ecuación 24)}$$

donde,

j : parámetro adimensional

V_{AN} : velocidad en el área anular del equipo en m/s

$$V_{AN} = \frac{4 * Q_{VS}}{\pi * (D^2 - D_e^2)} \text{ (ecuación 25)}$$

donde,

V_{AN} : velocidad en el área anular del equipo en m/s

Q_{VS} : Flujo volumétrico de vapor en m³/s

D : Diámetro del equipo en m

D_e : Diámetro de la tubería de salida del vapor en m

$$0 \leq \eta_A \leq 1$$

Este procedimiento experimental debe ser probado con nuevos datos y comparado con mediciones reales en diferentes campos geotérmicos.

2. Parámetros de diseño

2.1 *Recomendaciones generales*

Para separadores, la entrada debe ser del tipo circular tangencial y el piso de la tangencial debe tener una ligera inclinación (cerca de 4°) justo como entra al ciclón para encausar al agua a fluir hacia abajo más rápidamente.

La tubería de descarga de vapor debe ser tan larga como sea posible, aún en el interior de la parte superior del equipo. La única limitación es que el área entre el extremo de este tubo (labio) y la pared de la parte superior debe ser por lo menos igual al área de la sección transversal del tubo. Esta práctica debe ser evaluada, sin embargo ha comprobado dar resultados excepcionales porque el tiempo de residencia es incrementado y la posibilidad de que el agua vaya directamente hacia la tubería de descarga de vapor (cortocircuito) disminuye. Además de que este aspecto cambia el recorrido del agua hacia arriba a lo largo del tubo de descarga de vapor, contaminando el vapor en el borde si éste es muy bajo.

El diámetro del tubo de descarga del vapor (D_e) debe ser igual al diámetro del tubo de entrada de la mezcla (D_T).

El diámetro del tubo de descarga de agua (D_b) debe ser igual al diámetro del tubo de entrada de la mezcla (D_T).

2.2 Generalidades

Los parámetros de diseño más importantes son:

- La velocidad del vapor en la tubería de entrada de la mezcla al equipo. Se asume que el vapor ocupa toda el área interna de la tubería.
- La velocidad del vapor ascendiendo por el área anular formada por el tubo central y el cuerpo del equipo.
- Las relaciones geométricas del separador.

Estos parámetros no son independientes entre sí ya que al seleccionar dos de ellos, el tercero queda automáticamente determinado.

2.3 Criterios de diseño

- La velocidad del vapor en la tubería de entrada de la mezcla no deberá exceder de 45 m/s (150 pie/s) recomendándose el intervalo de 25 m/s a 40 m/s (80 pie/s a 130 pie/s).
- La velocidad de vapor de ascenso dentro del equipo no deberá exceder de 4,5 m/s (14,5 pie/s), recomendándose el intervalo de 2,5 m/s a 4 m/s (8 pie/s a 13 pie/s).
- Las relaciones recomendadas son:

$$R_1 = \frac{D}{D_t} = 3,3 \qquad R_2 = \frac{D_e}{D_t} = 1,0$$

$$R_3 = \frac{D_b}{D_t} = 2,0 \qquad R_4 = \frac{\alpha}{D_t} = 2,0$$

$$R_5 = \frac{\beta}{D_t} = 3,5 \qquad R_6 = \frac{Z}{D_t} = 5,0$$

donde,

D_T : Diámetro de la tubería de entrada al equipo en m

D : Diámetro del equipo en m

D_e : Diámetro de la tubería de salida del vapor en m

D_b : Diámetro de la tubería de salida de agua en m

α : Distancia del tope del tubo de salida de vapor a la soldadura del equipo-faldón superior en m

Z : Distancia del centro de entrada de mezcla a soldadura de salida de vapor en m

β : Distancia del centro de entrada de mezcla a soldadura equipo-faldón superior en m

R_1 a R_6 : Relaciones geométricas del equipo adimensional

- Para el cálculo de la caída de presión del gas, éste se puede determinar como:

$$\Delta P = \frac{(NH)*V^2*\rho_V}{2} \text{ (ecuación 26)}$$

donde,

$$NH = 16 * \frac{A_0}{D_e^2} \text{ (ecuación 27)}$$

ρ_V : Densidad del vapor en kg/m³

V : Velocidad del vapor en m/s

NH : Número de cargas de velocidad de entrada, adimensional

D_e : Diámetro de la tubería de salida del vapor en m

A_0 : Área de la sección transversal de la entrada de la mezcla en m²

ΔP : Caída de presión en Pa

Para iniciar el procedimiento de cálculo total mostrado, es necesario obtener los siguientes parámetros:

$$X_i = \frac{HM - HLS}{HVS - HLS} \text{ (ecuación 28)}$$

donde,

X_i : Calidad de la mezcla en la entrada al equipo, adimensional

HM : Entalpía de la mezcla entrando en kJ/kg

HLS : Entalpía del líquido saturado en kJ/kg

HVS : Entalpía del vapor saturado en kJ/kg

$$Q_{VS} = \frac{W_M * X_i * V_{ev}}{3600} \text{ (ecuación 29)}$$

donde,

Q_{VS} : Flujo volumétrico de vapor kg/m³

X_i : Calidad de la mezcla en la entrada al equipo, adimensional

W_M : kilogramos de vapor más agua (o mezcla) a la entrada

V_{ev} : Volumen específico del vapor en m³/kg

$$Q_L = \frac{W_M * (1 - X_i) * V_{eL}}{3600} \text{ (ecuación 30)}$$

donde,

Q_L : Flujo volumétrico de líquido en m³/s

X_i : Calidad de la mezcla en la entrada al equipo, adimensional

V_{eL} : Volumen específico del agua en m³/kg

W_M : kilogramos de vapor más agua (o mezcla) a la entrada

Secadores de vapor

El diseño de un secador de vapor nace cuando se conoce la entalpía, el flujo de vapor entrando al equipo y la presión de operación.

1. Recomendaciones generales

Las principales características recomendadas del secador son:

- a. La entrada de vapor “húmedo” debe ser tangencial con sección circular.
- b. La salida de agua debe ser localizada en la cabeza inferior del equipo y su diámetro deberá ser encontrado en forma diferente a la utilizada en el separador.

c. El secador no debe considerar un tanque integral.

2. Método y parámetros de diseño

2.1 Parámetros de diseño

Los parámetros de diseño más importantes para este equipo son los mismos que los del separador.

La velocidad del vapor en la tubería de entrada no deberá exceder 60 m/s. El intervalo recomendado es de 35 m/s a 50 m/s.

La velocidad de ascenso del vapor dentro del equipo no deberá exceder de 6 m/s, recomendándose el intervalo de 1,25 m/s a 4 m/s.

Las relaciones geométricas recomendadas para el secador son:

$$R_1 = \frac{D}{D_t} = 3,5 \qquad R_2 = \frac{D_e}{D_t} = 1,0$$

$$R_3^* = \frac{D_b}{D_t} = 2,0 \qquad R_4^x = \frac{\alpha}{D_t} = 2,0$$

$$R_5 = \frac{\beta}{D_t} = 3 \qquad R_6 = \frac{Z}{D_t} = 5,0$$

*La salida de agua debe ser colocada en la cabeza inferior y su diámetro debe tener como mínimo 0,08 m (3").

X La relación R_4 es negativa por la nomenclatura usada en el modelo.

donde,

D_T : Diámetro de la tubería de entrada al equipo en m

D : Diámetro del equipo en m

D_e : Diámetro de la tubería de salida del vapor en m

D_b : Diámetro de la tubería de salida de agua en m

α : Distancia del tope del tubo de salida de vapor a la soldadura del equipo-faldón superior en m

Z : Distancia del centro de entrada de mezcla a soldadura de salida de vapor en m

β : Distancia del centro de entrada de mezcla a soldadura equipo-faldón superior en m

R_1 a R_6 : Relaciones geométricas del equipo adimensional

El secador no tiene tubería de descarga de agua, sólo un dren.

3. Método de cálculo

Es el mismo que en el separador con los siguientes cambios o adiciones:

- El área de entrada del secador se da por la siguiente ecuación:

$$A_0 = \frac{\pi * (D_T)^2}{4} \quad (\text{ecuación 31})$$

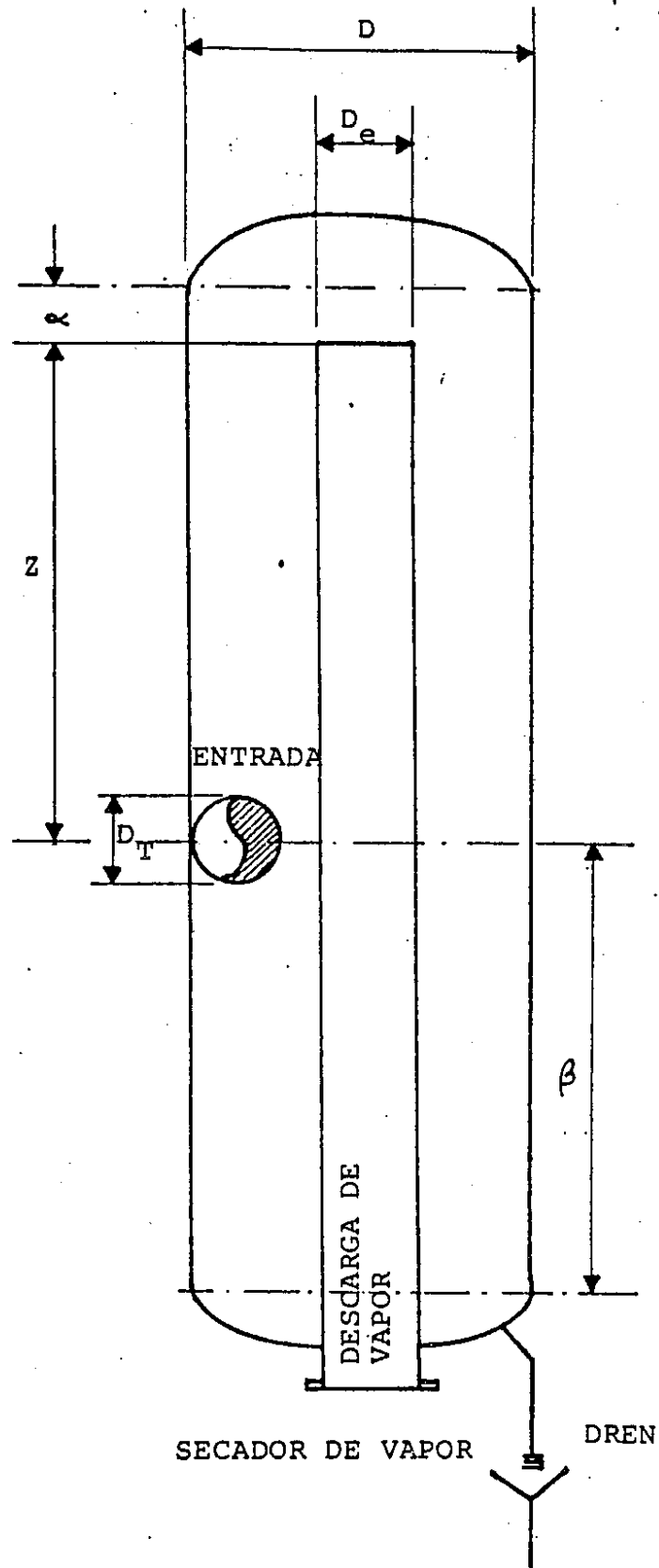
donde,

A_0 : Área de la sección transversal en m^2

D_T : Diámetro de la tubería de entrada al equipo en m

- Cálculo de DB : El secador cuenta con dos salidas de agua. Estas líneas son de igual diámetro pero tienen diferente uso. Una de ellas es utilizada con un orificio en su extremo, el cual actúa como purga en lugar de trampas de vapor, ya que estas últimas se incrustan. La otra línea tiene una válvula motorizada la cual actúa al existir un alto nivel en el secador.

Figura 27. Caracterización geométrica de un secador



Fuente: Instituto de Investigaciones Eléctricas. Capacitación en el Área de Geotermia Planta Geotérmica de Miravalles. Guanacaste, Costa Rica

a) Determinación del diámetro de la tubería

El dimensionamiento de esta línea se obtiene al suponer la condición más crítica que es cuando el agua de un pozo para al vaporducto y llega al secador. Los datos iniciales para entrar a solucionar el problema son:

WL1: Flujo de agua separada de un pozo en kg/s

PS: Presión de operación del secador en Pa

Se calcula la calidad de la mezcla en la descarga de la línea:

$$X_i = \frac{HLS(PS) - HLS(P_{atm})}{HVS(P_{atm}) - HLS(P_{atm})} \text{ (ecuación 32)}$$

donde,

X_i : Calidad de la mezcla en la entrada al equipo, adimensional

HLS: Entalpía del líquido saturado, en kJ/kg

HVS: Entalpía del vapor saturado, en kJ/kg

PS: Presión de operación del secador en Pa

P_{atm}: Presión atmosférica en Pa

Nota: Los datos entre paréntesis en la ecuación, únicamente indican la presión a la que se debe encontrar los datos de entalpía en las tablas termodinámicas.

Se calcula el flujo de mezcla vapor-agua que puede pasar por un orificio de acuerdo al método de Benjamín y Miller.

$$W_{tp} = 0,176752 \sqrt{\frac{PS - 101356,5}{X_i^\omega * (VVS - VLS) + VLS}} \text{ (ecuación 33)}$$

$$\omega = 1,413707 - 3,534576 \times 10^{-7} (PS - 101356,5) \text{ (ecuación 34)}$$

donde,

PS: Presión de operación del secador en Pa

X_i : Calidad de la mezcla en la entrada al equipo, adimensional

VVS : Volumen específico del vapor en m^3/kg

VLS : Volumen específico del líquido en m^3/kg

W_{tp} : Flujo en $kg/(m^2.s)$

ω : Parámetro adimensional que se utiliza para el cálculo del flujo de la mezcla agua-vapor que pasa por un orificio

Nota: VVS y VLS se evalúan a PS

El diámetro del orificio necesario para drenar toda esa cantidad de agua es:

$$d_o = \sqrt{\frac{4 * WL1}{\pi W_{tp}}} \text{ (ecuación 35)}$$

donde,

W_{tp} : Flujo en $kg/(m^2.s)$

$WL1$: Flujo de agua separada de un pozo en kg/s

d_o : Diámetro del orificio de la purga del secador en m

Para determinar el diámetro de la tubería, se propone considerar una relación entre el diámetro del orificio y el de la tubería de 0,8.

$$DB = \frac{d_o}{0,8} \text{ (ecuación 36)}$$

donde,

d_o : Diámetro del orificio de la purga del secador en m

DB : Tubería de salida de agua en m

Nota: Este DB calculado debe ser ajustado a un diámetro comercial. El diámetro mínimo debe ser 0,08 m (3") para evitar problemas de incrustación de la línea.

- b) Determinación del diámetro del orificio en la línea de purga: Se debe estimar la cantidad de agua que debe ser drenada en forma continua y normal fuera del secador. Para esto se debe suponer que el agua proviene de la humedad que no pudo ser separada en los separadores y del condensado formado en el vaporducto.

El agua no separada en los separadores es:

$$W_A = WTLH * (1 - X_{sep}) \text{ (ecuación 37)}$$

donde,

$WTLH$: Flujo de vapor que llega al secador en kg/h

X_{sep} : Calidad del vapor separado en las etapas de separación anteriores al secador, adimensional. Se sugiere $X_{sep} = 0,98$

W_A : Flujo de agua no separada en los separadores en kg/h

- c) Condensado formado por el vapor ducto: Se requiere obtener un estimado del condensado que se forma en el vapor ducto.

$$W_{COND} = W_I * (1 - e_o) * L \text{ (ecuación 38)}$$

donde,

W_{COND} : Condensado formado en una tubería con aislamiento en kg/h

W_I : Condensado formado en una tubería sin aislamiento en kg/(h.m)

e_o : Eficiencia del aislante. Si se desconoce el valor se recomienda usar $e_o = 0,65$

L : Longitud del vapor ducto en m

$$W_I = 0,4085 * \frac{D_d * (h_r + h_c) * (T_1 - T_2)}{(HVS - HLS)} \text{ (ecuación 39)}$$

donde,

W_I : Condensado formado en una tubería sin aislamiento en kg/(h.m)

D_d : Diámetro externo del vapor ducto en m

h_r : Coeficiente de transferencia de calor por radiación en kJ/(h.m².K)

h_c : Coeficiente de transferencia de calor por convección en kJ/(h.m².K)

HLS : Entalpía del líquido saturado, en kJ/kg

HVS : Entalpía del vapor saturado, en kJ/kg

T_1 : Temperatura absoluta en la pared exterior de la tubería. Se asume la temperatura de saturación del vapor en K

T_2 : Temperatura ambiente en K

$HVS - HLS$: Calor latente de evaporación en kJ/kg

$$h_r = 1,9581x10^{-7} * \left(\frac{1}{T_1 - T_2}\right) * (T_1^4 - T_2^4) \text{ (ecuación 40)}$$

$$h_c = 0,0418 * \left(\frac{1}{D_d}\right)^{0,2} * (Pa)^{0,533} \left(\frac{1}{T_1 + T_2}\right)^{0,181} * (T_1 - T_2)^{0,2} \text{ (ecuación 41)}$$

donde,

Pa : Presión atmosférica en Pa

En ausencia de información, se sugieren los siguientes valores:

$$Pa = 101323,2 \text{ Pa}$$

$$D_d = 1,17 \text{ m}$$

$$L = 3000 \text{ m}$$

$$T_2 = 287 \text{ K}$$

$$e_o = 0,65$$

Una vez calculados W_{COND} y W_A se procede a encontrar el diámetro del orificio.

$$WL2 = W_{COND} + W_A \text{ (ecuación 42)}$$

donde,

W_{COND} : Condensado formado en una tubería con aislamiento en kg/h

$WL2$: Flujo de agua no separada en los separadores más el flujo de condensado formado en una tubería con aislamiento en kg/h

W_A : Flujo de agua no separada en los separadores en kg/h

$$X_o = \frac{HLS(PS) - HLS(Patm)}{HVS(Patm) - HLS(Patm)} \text{ (ecuación 43)}$$

donde,

X_o : Calidad de la mezcla en la descarga de la línea, adimensional

HLS : Entalpía del líquido saturado, en kJ/kg

HVS : Entalpía del vapor saturado, en kJ/kg

PS : Presión de operación del secador en Pa

$Patm$: Presión atmosférica en Pa

Nota: Los datos entre paréntesis en la ecuación, únicamente indican la presión a la que se debe encontrar los datos de entalpía en las tablas termodinámicas.

$$W_{tp} = 0,176752 \sqrt{\frac{PS - 101356,5}{X_0^\omega * (VVS - VLS) + VLS}} \quad (\text{ecuación 44})$$

Recordando,

$$\omega = 1,413707 - 3,534576 \times 10^{-7} (PS - 101356,5)$$

donde,

PS: Presión de operación del secador en Pa

X_0 : Calidad de la mezcla en la descarga de la línea, adimensional

VVS: Volumen específico del vapor en m³/kg

VLS: Volumen específico del líquido en m³/kg

W_{tp} : Flujo en kg/(m².s)

ω : Parámetro adimensional que se utiliza para el cálculo del flujo de la mezcla agua-vapor que pasa por un orificio

Nota: VVS y VLS se evalúan a PS

Por tanto el diámetro será:

$$d_o = \sqrt{\frac{4 * WL2}{\pi W_{tp}}} \quad (\text{ecuación 45})$$

donde,

W_{tp} : Flujo en kg/(m².s)

WL2: Flujo de agua no separada en los separadores más el flujo de condensado formado en una tubería con aislamiento en kg/h

d_o : Diámetro del orificio de la purga del secador en m

- Determinación de los niveles alto y alto-alto: Dado que no se conocen las características del sistema de válvulas e instrumentación, el siguiente método de determinación de los niveles alto y alto-alto debe ser tomado como una guía preliminar.

$$W_{m\acute{a}x} = WL1 * 3600 + WL2 \quad (\text{ecuación 46})$$

donde,

WL2: Flujo de agua no separada en los separadores más el flujo de condensado formado en una tubería con aislamiento en kg/h

WL1: Flujo de agua separada de un pozo en kg/s

$W_{m\acute{a}x}$: Flujo máximo posible de agua entrando al secador en kg/h

$$QL_{m\acute{a}x} = V_{et} * W_{m\acute{a}x} \text{ (ecuaci3n 47)}$$

donde,

$W_{m\acute{a}x}$: Flujo máximo posible de agua entrando al secador en kg/h

V_{et} : Volumen específico de líquido entrando en m³/kg

$QL_{m\acute{a}x}$: Flujo volumétrico de líquido máximo en m³/h

$$AANUL = \frac{\pi}{4} * (D^2 - D_e^2) \text{ (ecuaci3n 48)}$$

donde,

D : Diámetro del equipo en m

D_e : Diámetro de la tubería de salida del vapor en m

$AANUL$: rea anular del secador en m²

$$V_{AN} = \frac{QL_{m\acute{a}x}}{AANUL * 3600} \text{ (ecuaci3n 49)}$$

donde,

$QL_{m\acute{a}x}$: Flujo volumétrico de líquido máximo en m³/h

$AANUL$: rea anular del secador en m²

V_{AN} : Velocidad en el área anular del equipo en m/s

$$VOLAPR = \left(\beta - \frac{D_T}{2} \right) * AANUL \text{ (ecuaci3n 50)}$$

donde,

$AANUL$: rea anular del secador en m²

D_T : Diámetro de la tubería de entrada al equipo en m

β : Distancia del centro de la tubería de entrada de la mezcla a la soldadura del equipo en el fald3n inferior en m.

$VOLAPR$: Volumen anular del equipo por debajo de la tubería de entrada llegando hasta la soldadura del equipo en el fald3n inferior en m³

$$t = \frac{VOLPR}{QLMAX} \text{ (ecuaci3n 51)}$$

donde,

$QL_{m\acute{a}x}$: Flujo volumétrico de líquido máximo en m³/h

$VOLAPR$: Volumen anular del equipo por debajo de la tubería de entrada llegando hasta la soldadura del equipo en el faldón inferior en m³

t : Tiempo que el agua tarda en llegar hasta la entrada de vapor húmedo partiendo de la cabeza inferior del secador, asumiendo que las dos purgas están fuera de servicio en h

Si se divide este tiempo en tres partes iguales se tiene:

$$t_1 = \frac{t}{3} \text{ (ecuación 52)}$$

$$t_2 = \frac{2 * t}{3} \text{ (ecuación 53)}$$

donde,

t : Tiempo que el agua tarda en llegar hasta la entrada de vapor húmedo partiendo de la cabeza inferior del secador, asumiendo que las dos purgas están fuera de servicio en h

t_1 : Tiempo en que el agua alcanza el nivel alto en h

t_2 : Tiempo en que el agua alcanza el nivel alto-alto en h

Entonces:

$$NALT = V_{AN} * t_1 * 3600 \text{ (ecuación 54)}$$

$$NALAL = V_{AN} * t_2 * 3600 \text{ (ecuación 55)}$$

donde,

V_{AN} : Velocidad en el área anular del equipo en m/s

t_1 : Tiempo en que el agua alcanza el nivel alto en h

t_2 : Tiempo en que el agua alcanza el nivel alto-alto en h

$NALT$: Nivel del agua por arriba de la cabeza inferior llamado nivel alto en m. Al llegar el agua a este nivel, deberá iniciarse la apertura de la válvula motorizada colocada en la línea de purga.

NALAL: Nivel del agua por arriba de la cabeza inferior llamado nivel alto-alto en m. Al llegar el agua a este nivel, deberá iniciarse el cierre de la válvula de admisión de vapor a la turbina con el consecuente disparo y salida de la unidad.

- Para el cálculo de la caída de presión se tiene:

$$\Delta P_T = \frac{NH * (VELV1)^2}{2 * VVS} \text{ (ecuación 56)}$$

$$NH = 12,566 \left[\frac{D_t}{D_e} \right]^2 \text{ (ecuación 57)}$$

donde,

D_t : Diámetro de la tubería de entrada al equipo en m

D_e : Diámetro de la tubería de salida de vapor en m

NH : Número de cargas de velocidad de entrada, adimensional

VVS : Volumen específico del vapor en m³/kg

$VELV1$: Velocidad del vapor en la entrada (sección rectangular o circular) del equipo en m/s

ΔP_T : Caída de presión total en Pa

Figura 28. Secador del PGM-29



Fuente: Propia

CONCLUSIÓN

Al realizarse los cálculos de flujo bifásico mediante varios modelos matemáticos, se aprecia claramente la necesidad de hacer uso de sistemas computarizados, ya que a pesar de ser cálculos simples, el proceso iterativo podría demandar mucho tiempo para dar una solución óptima del problema.

Se debe tener claro además, que el cálculo en sí no trata de encontrar directamente un diámetro de tubería, sino que a partir de un régimen de flujo y una caída de presión, considerando pequeños tramos de tubería y en especial la topografía del sitio, se logra optimizar el diámetro de la tubería, bajo la medición práctica inicial de los datos del pozo.

BIBLIOGRAFÍA

- ❖ Schulumberger. Glosario de términos técnicos.
<http://www.glossary.oilfield.slb.com/Display.cfm?Term=Taylor%20bubbles>.
Accedido el 04/05/2012 a las 13:05 p.m.
- ❖ Crowe, C. T. Multiphase Flow Handbook. CRC Press, Florida, 2006.
- ❖ Gayón, J. et al. Uso de imágenes de vídeos digitales para estimar el hold-up de líquido en tuberías verticales y reconocer los patrones de flujo.
Miniproyecto de ingeniería química. Departamento de Termodinámica y Fenómenos de Transferencia
- ❖ PDVSA. Manual de Ingeniería y Diseño. Volumen 13-III. Cálculo Hidráulico de Tuberías. 1994
- ❖ <http://www.uclm.es/area/amf/gonzalo/IngFluidosFiles/Multimedia/Graphs/ModyPeg.pdf>. Accedido el 30-04-2012 a las 20:16 p.m.
- ❖ School of Chemical and Biomolecular Engineering. Computational Fluid Dynamics.
http://sydney.edu.au/engineering/chemical/cecps/fluid_dynamics.shtml.
Accedido el 04/05/2012 a las 13:19 p.m.
- ❖ Cárdenas Tovar, R. Cómo hacer proyectos geotérmicos. Comisión Federal de Electricidad, México D.F., 2010
- ❖ Instituto de Investigaciones Eléctricas. Capacitación en el Área de Geotermia Planta Geotérmica de Miravalles. Guanacaste, Costa Rica
- ❖ Valdimarsson, P. Design of the main components of a steam cycle power plant. University of Iceland. Curso corto de perforación geotérmica, San Salvador, 2011
- ❖ Libreros, D. Análisis dinámico del comportamiento del flujo anular mediante el procesamiento de señales. Instituto Politécnico Nacional. Tesis para optar por el grado de Doctor en Ciencias en Ingeniería Mecánica, México D.F., 2008
- ❖ http://www.ing.unlp.edu.ar/dquimica/paginas/catedras/iofq809/practicas/IOF1_ECFB_01.pdf. Accedido el 30/04/2012 a las 8:32 a.m.
- ❖ Instituto de Investigaciones Eléctricas. Curso de geotermia, especialidad en ciencias de la tierra. Morelos, México, 1988