

CAPÍTULO 2 CAÍDAS DE PRESIÓN EN DUCTOS

2.1 Fundamentos

Entender las causas de las caídas de presión y el por qué se presentan es un factor clave en el diseño de ductos. El objetivo es conseguir que los fluidos puedan ser transportados de manera eficiente por todo el sistema, lo que implica tomar en cuenta las propiedades del fluido que se está manejando, las fases involucradas y el equipo de proceso, ya que el flujo debe pasar a través de tuberías de diferentes diámetros, válvulas, estranguladores, separadores y compresores o bombas.

2.1.1 Propiedades de los fluidos

Las propiedades de los fluidos que son transportados en los ductos juegan un papel muy importante en el cálculo de las caídas de presión, ya que intervienen como parámetros en todas las ecuaciones de flujo y de variación de presión. Aunque el valor de estas propiedades en la mayoría de los casos puede ser medido directamente, mediante un sistema de muestreo y análisis, esto puede resultar tardado y costoso, porque se necesita conocer el resultado en diversos puntos y a las condiciones dadas; es por eso que se utilizan correlaciones para poder calcular los valores de una manera más sencilla.

A continuación se presenta una descripción de las propiedades más importantes de acuerdo al tipo de fluido:

Propiedades del Gas

Densidad relativa del gas (γ_g)

Se distinguen tres tipos de densidades relativas del gas, la densidad relativa del gas producido, la del gas disuelto y, por último, la del gas libre.

La densidad relativa del gas producido se puede calcular utilizando la siguiente ecuación:

$$\gamma_g = \frac{\sum_{i=1}^n \gamma_{gi} q_{gi}}{q_g}$$

Donde n = número de etapas de separación.

γ_{gi} = densidad relativa del gas a la salida del separador.

q_{gi} = gasto de gas a la salida del separador.

Mientras que para calcular la densidad relativa del gas disuelto puede utilizarse la correlación de Katz:

$$\gamma_{gd} = 0.25 + 0.2^{\circ}API + R_S \times 10^{-6}(0.6874 - 3.5864^{\circ}API)$$

Donde R_S es la relación de solubilidad gas-aceite.

Para el gas libre, el cálculo se hace con la siguiente ecuación:

$$\gamma_{gf} = \frac{R \gamma_g - R_S \gamma_{gd}}{R - R_S}$$

Donde R es la relación gas/líquido.

Factor de Volumen del gas (B_g)

Si partimos de la ecuación de los gases reales obtenemos la siguiente expresión para calcular el factor de volumen del gas:

$$B_g = \frac{0.02825 Z (T + 460)}{P}$$

Donde T es la temperatura del fluido en [°R]

Z es el factor de compresibilidad del gas.

P es la presión en [$\frac{lb}{pg^2}$]

Densidad del gas libre (ρ_g)

Ya conociendo el factor de volumen del gas podemos calcular la densidad del gas libre de la siguiente manera:

$$\rho_g = \frac{0.0764 \gamma_{gf}}{B_g}$$

Factor de Compresibilidad del gas (Z)

Para calcular el factor Z o factor de compresibilidad del gas hay que calcular primero las propiedades pseudocríticas del mismo. El procedimiento se hace utilizando las curvas correspondientes y tomando en cuenta el tipo de gas del que se trata.

Así, para gas húmedo:

$$T_{pc} = 238 + 210\gamma_{gf}$$

$$P_{pc} = 740 - 100\gamma_{gf}$$

Para gas superficial:

$$T_{pc} = 167 + 316.67\gamma_{gf}$$

$$P_{pc} = 702.5 - 50\gamma_{gf}$$

También es necesario obtener el valor de las propiedades pseudoreducidas del gas, lo que se logra con las siguientes expresiones:

$$T_{pr} = \frac{T + 460}{T_{pc}}$$

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}}$$

Ahora, suponiendo un valor de Z, calculamos $\rho_r = \frac{0.27 P_{pr}}{Z T_{pr}}$ y después calculamos Z con la siguiente ecuación:

$$Z = 1 + \left(A1 + \frac{A2}{T_{pr}} + \frac{A3}{T_{pr}^3} \right) \rho_r + \left(A4 + \frac{A5}{T_{pr}} \right) \rho_r^2 + A5A6 \left(\frac{\rho_r^5}{T_{pr}} \right) + \left(\frac{A7 \rho_r^2}{T_{pr}^3} \right) (1 + A8 \rho_r^2) (\exp(-A8 \rho_r^2))$$

Donde

$$A1= 0.31506 \quad A4= 0.5355 \quad A7= 0.68157$$

$$A2= -1.0467 \quad A5= -0.6123 \quad A8= 0.68446$$

$$A3= -0.5783 \quad A6= -0.10489$$

Se trata de un método iterativo en el que con un valor supuesto de Z se calcula ρ_r y con ese valor, más las propiedades pseudocríticas y pseudoreducidas, utilizamos la ecuación de Z. Comparamos el valor calculado con el supuesto y seguimos iterando hasta que sean iguales o se cumpla la tolerancia establecida.

Cuando hay presencia de otros gases, como CO_2 y H_2S , es necesario corregir las propiedades pseudocríticas del gas para poder calcular el factor de compresibilidad Z de manera adecuada. Esto se hace mediante las siguientes ecuaciones:

$$T'_{pc} = T_{pc} - \varepsilon_3$$

$$P'_{pc} = P_{pc} T'_{pc} / [T_{pc} + Y_{H_2S}(1 - Y_{H_2S})\varepsilon_3]$$

ε_3 es un factor de corrección que se obtiene a través de las fracciones molares de dióxido de carbono y de ácido sulfhídrico.

$$\varepsilon_3(^{\circ}R) = 120(Y_{CO_2, H_2S}^{0.9} - Y_{CO_2, H_2S}^{1.6}) + 15(Y_{H_2S}^{0.5} - Y_{H_2S}^4)$$

Donde: Y_{CO_2, H_2S} es la suma de las fracciones molares de CO_2 y H_2S

Y_{H_2S} es la fracción molar de H_2S

Viscosidad del gas (μ_g)

Con la correlación de Lee podemos calcular la viscosidad del gas.

$$\mu_g = K \times 10^{-4} \exp \left[X \left(\frac{\rho_g}{62.428} \right)^Y \right]$$

Donde
$$K = \frac{(9.4 + 0.5794\gamma_{gf})(T + 460)^{1.5}}{209 + 550.4\gamma_{gf} + (T + 460)}$$

$$Y = 2.4 - 0.2X$$

$$X = 3.5 + \frac{986}{(T + 460)} + 0.2987\gamma_{gf}$$

Propiedades del Aceite Saturado

Para calcular las propiedades del aceite saturado se utilizan diversas correlaciones empíricas que varían de acuerdo al tipo de fluido utilizado durante las pruebas y la forma de realizarlas.

Correlación de Standing

Se desarrolló para crudo de bajo encogimiento y simulando una separación en 2 etapas a T=cte.

$$R_S = \gamma_{gd} \left(\left(\frac{P}{18} \right) 10^{(0.00091T - 0.0125^\circ API)} \right)^{\frac{1}{0.83}}$$

$$B_o = 0.972 + 0.000147(F)^{1.175}$$

Donde $F = R_S \left(\frac{\gamma_{gd}}{\gamma_o} \right)^{0.5} + 1.25T$

Correlación de Vázquez

Es el resultado de un exhaustivo proceso en el que se utilizaron datos de más de 6000 pruebas a varias presiones y temperaturas. Para la densidad relativa se utilizó un valor normalizado a una presión de 100 $\left[\frac{lb}{pg^2} \right]$. Por eso lo primero es obtener el valor de la densidad relativa del gas a esa presión.

$$\gamma_{gs} = \gamma_{gp} \left(1 + 5.912 \times 10^{-5} \text{ } ^\circ API T_s \log \left(\frac{P_s}{114.7} \right) \right)$$

Para obtener mejores resultados, los coeficientes que se utilizan en el cálculo de R_S y B_o son diferentes de acuerdo a la densidad del aceite.

$$R_S = C_1 \gamma_{gs} P^{C_2} \exp \left(C_3 \left(\frac{^\circ API}{T + 460} \right) \right)$$

Donde

Coeficientes	°API ≤ 30	°API > 30
C_1	0.0362	0.0178
C_2	1.0937	1.1870
C_3	25.724	23.931

$$B_o = 1 + C_1 R_s + (T - 60) \left(\frac{°API}{\gamma_{gs}} \right) (C_2 + C_3 R_s)$$

Donde

Coeficientes	°API ≤ 30	°API > 30
C_1	4.677×10^{-4}	4.67×10^{-4}
C_2	1.751×10^{-5}	1.1×10^{-5}
C_3	-1.811×10^{-8}	1.337×10^{-9}

Correlación de Oistein

La correlación de Oistein fue desarrollada a través de muchas pruebas realizadas a aceites volátiles producidos en el Mar del Norte.

Para calcular R_s y B_o se debe seguir este procedimiento:

Calcular P^*

$$\log P^* = -2.35764 + 2.35772 \log P - 0.703988 \log^2 p + 0.098479 \log^3 p$$

Calcular R_s

$$R_s = \gamma_{gd} \left(\frac{P^* \cdot \text{°API}^{0.989}}{T_a} \right)^{\frac{1}{0.815}}$$

Donde $a = 0.130$ para aceites volátiles.

$a = 0.172$ para aceites negros.

Calcular B_o^*

$$B_o^* = R_s \left(\frac{\gamma_{gd}}{\gamma_o} \right)^{0.526} + 0.968T$$

Calcular B_o

$$B_o = 1 + 10^a$$

Donde $a = -6.58511 - 2.91329 \log B_o^* - 0.27683 \log^2 B_o^*$

Correlación de Lasater

Su desarrollo se basó en 158 mediciones experimentales de la presión en el punto de burbujeo de 137 sistemas independientes.

$$P = \frac{P_f(T + 460)}{\gamma_{gd}}$$

Donde P_f es el factor de la presión en el punto de burbujeo.

$$P_f = 504.3 \times 10^{-2} \gamma_g^3 + 310.526 \times 10^{-2} \gamma_g^2 + 136.226 \times 10^{-2} \gamma_g + 119.118^{-3}$$

$$\gamma_g = \frac{\frac{R_s}{379.3}}{\frac{R_s}{379.3} + \frac{350\gamma_o}{M_o}}$$

Para calcular el valor de M_o se separó de acuerdo a los °API del fluido en:

$$15 \leq \text{°API} < 40, \quad M_o = \frac{(63.506 - \text{°API})}{0.0996}$$

$$40 \leq \text{°API} < 55, \quad M_o = (1048.33 - \text{°API})^{1.6736}$$

Entonces, R_s se calcula con la siguiente expresión:

$$R_s = 132755 \frac{\gamma_g \gamma_o}{(1 - \gamma_g) M_o}$$

Densidad del aceite saturado

$$\rho_o = \frac{62.4 \gamma_o + 0.01362 R_s \gamma_{gd}}{B_o}$$

Viscosidad del aceite Saturado

$$\mu_o = a \mu_{om}^b$$

Donde

$$a = 10.715(R_s + 100)^{-0.515}$$

$$b = 5.44(R_s + 150)^{-0.338}$$

$$\mu_{om} = 10^{x-1}$$

$$X = Y T^{-1.63}$$

$$Y = 10^Z$$

$$Z = 3.0324 - 0.02023^\circ API$$

Tensión superficial del aceite saturado

$$\sigma_o = (42.4 - 0.047T - 0.267^\circ API) \exp(-0.0007p)$$

Propiedades del aceite bajosaturado

Compresibilidad del aceite bajosaturado

$$C_o = \frac{(C_1 + C_2 R_s + C_3 T + C_4 \gamma_{gs} + C_5^\circ API)}{C_6 p}$$

Donde:

$$C_1 = -1433$$

$$C_2 = 5$$

$$C_3 = 17.2$$

$$C_4 = -1180$$

$$C_5 = 12.61$$

$$C_6 = 10^5$$

Densidad del aceite bajosaturado

$$\rho_o = \rho_{ob} \exp(C_o(P - P_b))$$

Viscosidad del aceite bajosaturado

$$\mu_o = \mu_{ob} \left(\frac{P}{P_b}\right)^m$$

Donde $m = C_1 P^{C_2} \exp(C_3 + C_4 P)$

$$C_1 = 2.6$$

$$C_2 = 1.187$$

$$C_3 = 11.513$$

$$C_4 = -8.98 \times 10^{-6}$$

Factor de volumen del aceite bajosaturado

$$B_o = B_{ob} \exp(-C_o(P - P_b))$$

Donde C_o es la compresibilidad del aceite saturado.

B_{ob} es el factor de volumen del aceite en el punto de burbujeo.

2.1.2 Número de Reynolds

Surgió de la necesidad de relacionar las fuerzas inerciales del flujo con las fuerzas viscosas de una manera adimensional. La ecuación general es la siguiente:

$$N_{RE} = \frac{\rho d v}{\mu'}$$

Donde ρ es la densidad en $[\frac{lb}{pie^3}]$

d es el diámetro interno de la tubería en [pies]

v es la velocidad del flujo en $[\frac{pies}{seg}]$

μ' es la viscosidad en $[\frac{lb}{pies-seg}]$

El valor del número adimensional de Reynolds nos sirve como un indicativo del tipo de flujo. Si $N_{RE} < 2300$ se trata de flujo laminar, tenemos flujo crítico si $2300 < N_{RE} < 3100$, y si $N_{RE} > 3100$ el flujo es turbulento.

Para facilitar el cálculo del número de Reynolds, se hizo el desarrollo para obtener la ecuación en unidades prácticas, por lo que para líquido queda así:

$$N_{RE} = 92.2 \frac{\gamma_l q_l}{d \mu}$$

Donde γ_l es la densidad relativa del líquido.

d es el diámetro interno de la tubería en [pies]

q_l es el gasto de líquido en [bpd]

μ es la viscosidad en [cp]

Y para flujo de gas:

$$N_{RE} = 20100 \frac{\gamma_g q_g}{d \mu}$$

Donde γ_g es la densidad relativa del gas a condiciones estándar.

d es el diámetro interno de la tubería en [pies]

q_g es el gasto de gas en [MMpies³]

μ es la viscosidad en [cp]

2.1.3 Factor de fricción

Es un parámetro necesario para calcular las caídas de presión debidas a la fricción que se presentan durante el flujo a través de tuberías.

La forma de calcularlo depende del régimen de flujo, por ejemplo para flujo laminar el factor de fricción está en función únicamente del número de Reynolds y se calcula con la siguiente ecuación:

$$f = \frac{64}{N_{RE}}$$

Cuando se tiene flujo turbulento entra en juego otro factor importante, la rugosidad de la tubería (ϵ), que depende del tipo de material del que están fabricadas. Los valores más comunes de la rugosidad de las tuberías que se utilizan en la industria se muestran en la siguiente tabla:

Tipo de tubería	Rugosidad (ϵ) [μg]
Tubería estriada	0.00006
Tub. de producción o perforación	0.0006
Tuberías de escurrimiento	0.0007
Tuberías Galvanizadas	0.006

Entonces, utilizando la ecuación de Colebrook y White podemos calcular el factor de fricción cuando el régimen de flujo presente es turbulento:

$$f = \left[-2 \log \left(\frac{\epsilon}{3.715d} + \frac{2.514}{N_{Re} \sqrt{f}} \right) \right]^{-2}$$

Ahora que, si el N_{RE} nos indica que estamos en flujo crítico, podemos calcular f con esta expresión:

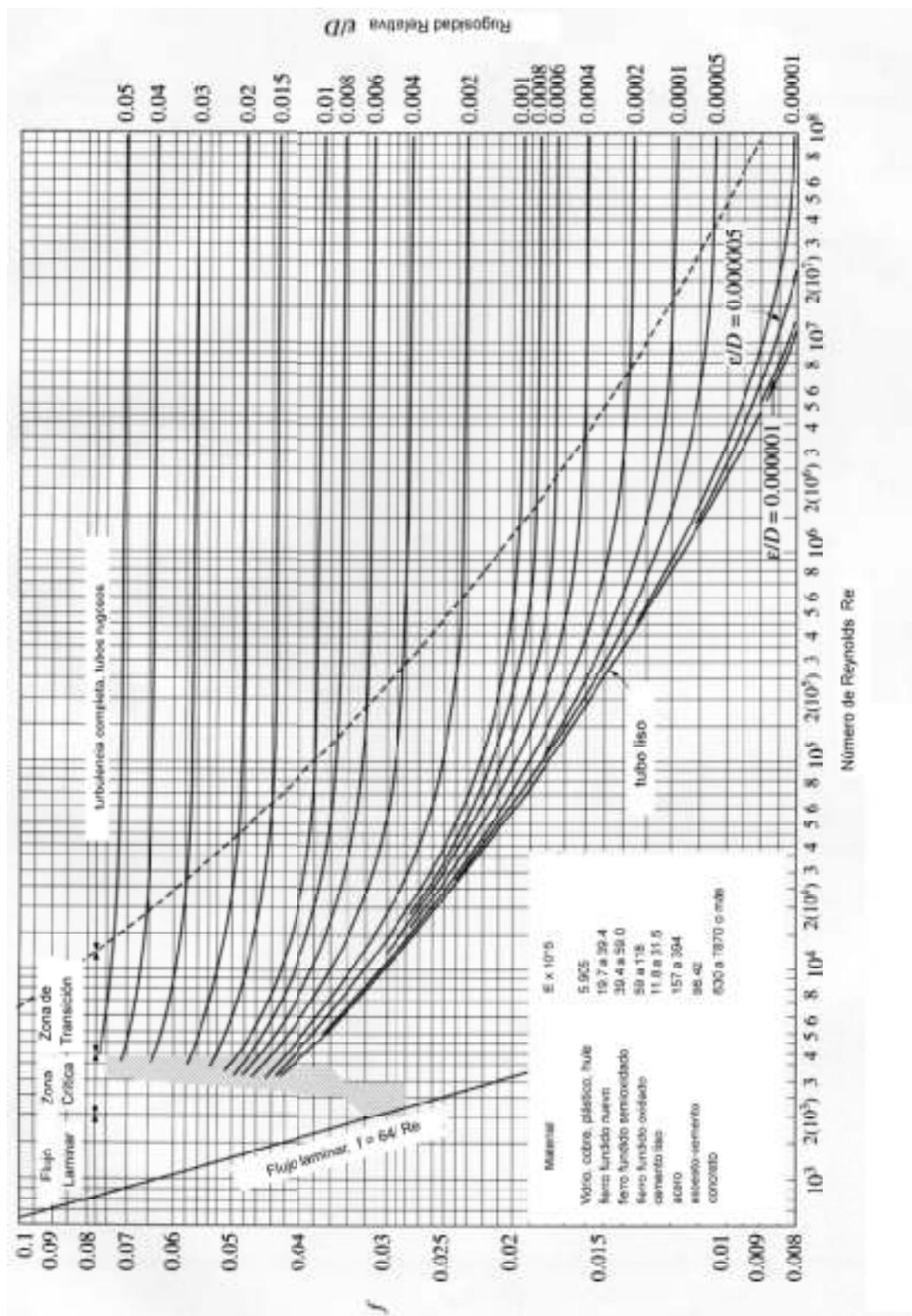
$$f = \frac{N_{Re} - 2300}{2300} \times \left[\frac{1.3521}{\left(2.3026 \log \left(\frac{\varepsilon}{3.715d} + \frac{2.514}{3100\sqrt{f}} \right) \right)^2} \right] + 0.032$$

Para facilitar el cálculo del factor de fricción se creó el diagrama de Moody, en el que intervienen el N_{RE} , la rugosidad relativa $\left(\frac{\varepsilon}{d}\right)$ y el factor de fricción (f).

Utilización del diagrama de Moody

Los pasos para poder calcular el factor de fricción utilizando el diagrama de Moody son los siguientes:

1. Calcular el número de Reynolds.
2. Calcular la rugosidad relativa del tubo.
3. Identificar la curva que corresponde a la rugosidad relativa del tubo.
4. Entrar al diagrama de Moody por la parte inferior, con el valor del número de Reynolds calculado y trazar una línea vertical hasta intersectar la curva indicada de la rugosidad relativa.
5. Trazar una línea horizontal desde el punto de intersección hasta el extremo izquierdo del diagrama de Moody.
6. Leer el valor del factor de fricción en la escala graduada .

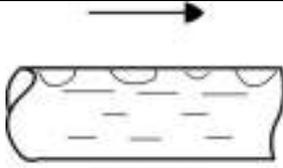
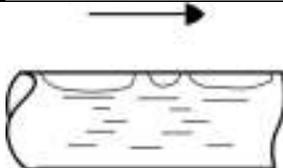
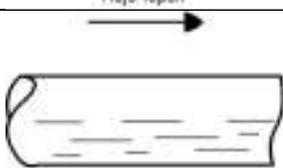
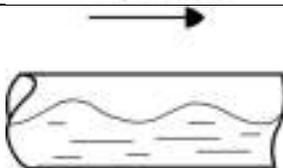
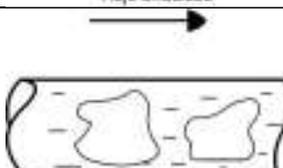
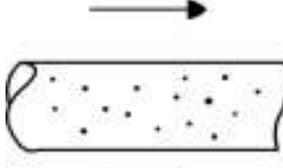


* Diagrama de Moody. (GARAICOCHA Francisco; Transporte de Hidrocarburos por ductos; Colegio de Ingenieros Petroleros de México, 1991. P.34)

2.1.4 Patrones de Flujo

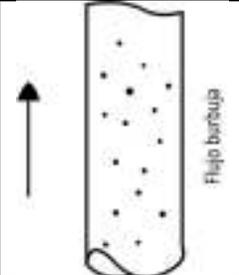
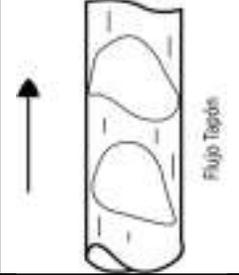
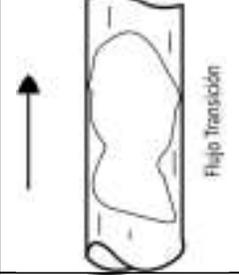
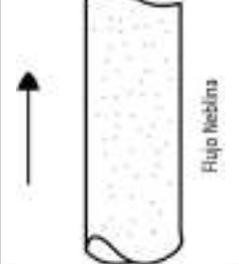
Flujo Horizontal

Si fluye una mezcla de gas y líquido de manera horizontal a través de un ducto, por su densidad tienden a separarse las fases, yéndose el líquido al fondo de la tubería y quedando el gas en la parte superior. De acuerdo a la geometría del sistema, las propiedades de la mezcla y las velocidades superficiales de cada fase se presentan diferentes patrones de flujo.

<p>Por ejemplo, cuando la relación gas-líquido es muy baja, el gas tiende a formar pequeñas burbujas de gas en la parte superior del tubo, lo que se conoce como flujo burbuja.</p>	 <p>Flujo Burbuja</p>
<p>Cuando se incrementa la relación gas-líquido, las burbujas tienden a hacerse más grandes hasta que se combinan para formar tapones.</p>	 <p>Flujo Tapón</p>
<p>Si sigue haciéndose más grande la relación, los tapones se unen hasta formar dos fases estratificadas.</p>	 <p>Flujo Estratificado</p>
<p>Con el incremento del gasto de gas, la interfaz gas-líquido se empieza a volver ondulada.</p>	 <p>Flujo Ondulado</p>
<p>Al seguir en aumento la relación gas-líquido, se empiezan a formar baches de líquido que son empujados por el gas que viene detrás, este patrón de flujo causa muchos problemas operativos.</p>	 <p>Flujo Bache</p>
<p>Para relaciones gas-líquido extremadamente altas, el líquido se encuentra disperso en la fase gaseosa.</p>	 <p>Flujo Niebla</p>

Flujo Vertical

Los patrones de flujo vertical son diferentes a los que se presentan en las tuberías horizontales o ligeramente inclinadas. En la misma tubería pueden existir todos los diferentes patrones de flujo, ya que el gas se va liberando continuamente de la disolución debido a los cambios de presión que experimenta la mezcla.

<p>El flujo Burbuja se da a bajas relaciones gas-líquido, se caracteriza por burbujas de gas de diferentes tamaños distribuidas al azar en la fase líquida.</p>	
<p>En el flujo tapón la fase gaseosa es más pronunciada, pero de cualquier forma la fase líquida sigue siendo continua. Las burbujas de gas se juntan y forman burbujas estables del mismo tamaño y forma; Vienen separadas por baches de líquido. La velocidad de las burbujas es mayor que la velocidad del líquido.</p>	
<p>Se tiene flujo de transición cuando se pasa de tener una fase continua de líquido a tener una fase continua de gas porque se juntan los tapones que venían.</p>	
<p>Cuando la fase continua es gas y la dispersa es el líquido se tiene flujo neblina, en el que gotas dispersas de líquido son acarreadas en la fase gaseosa.</p>	

2.2 Flujo de líquido

Al diseñar tuberías para el flujo de líquido es necesario tomar en cuenta varios parámetros que tienen un impacto directo en el desempeño de nuestras líneas de conducción.

Los factores más determinantes son el diámetro del ducto, la longitud de la línea y las caídas de presión que se darán durante el trayecto del fluido desde su origen hasta su destino. Es por eso que se desarrolló la siguiente ecuación para determinar el diferencial de presión que se tendrá en la línea a un gasto, diámetro y longitud determinados:

$$\Delta P = (11.5 \times 10^{-6}) \frac{f L q_l^2 S_l}{d^5}$$

Donde: ΔP es la caída de presión en $[\frac{lb}{pg^2}]$

f es el factor de fricción de la tubería.

L es la longitud de la tubería en [pies]

S_l es la gravedad específica del líquido.

d es el diámetro interno de la tubería en [pg]

Pero vemos que si queremos utilizarla para calcular el diámetro óptimo de la tubería se crea un conflicto, ya que no se puede utilizar directamente debido a que para calcular el factor de fricción es necesario conocer el número de Reynolds, que está en función del diámetro; esto nos lleva a tener que realizar un proceso iterativo en el cual se supone un valor del factor de fricción, y resolver la ecuación, para después obtener el número de Reynolds y comparar los valores obtenidos.

Para evitar la utilización del método iterativo es posible recurrir a alguna ecuación empírica de las que se han desarrollado, como la de Hazen-Williams:

$$H_L = 0.015 \frac{q_l^{1.85} L}{d^{4.87} C^{1.85}}$$

Donde H_L es la pérdida en la cabeza debida a la fricción en [pies]

L es la longitud de la tubería en [pies]

d es el diámetro interno de la tubería en [pg]

C es la constante de factor de fricción.

140 para una tubería nueva de acero.

130 para una tubería nueva de hierro.

100 para una tubería ribeteada.

2.3 Flujo de gas

La densidad de los gases cambia drásticamente de acuerdo a la presión a la que estén sometidos y a la temperatura. Conforme avanza el gas dentro de la tubería se va expandiendo debido a las caídas de presión y por lo tanto va bajando la densidad. También, si el gas se enfría aumenta su densidad. Cuando la temperatura del gas es muy diferente a la temperatura ambiente no se puede considerar una expansión adiabática, por lo que es mejor partir el estudio de la tubería en segmentos donde los cambios de temperatura son pequeños.

Tomando esto en cuenta, la ecuación para calcular las caídas de presión en la tubería cuando fluye solamente gas es la siguiente:

$$\Delta P = 12.6 \left[\frac{S_g q_g^2 Z T_1 f L}{P_1 d^5} \right]$$

Donde ΔP es la caída de presión en el tramo de tubería en $\left[\frac{lb}{pg^2 abs} \right]$

S_g es la gravedad específica del gas a condiciones estándar.

L es la longitud de la tubería en [pies]

f es el factor de fricción.

T_1 es la temperatura de flujo en [°R]

P_1 es la presión corriente arriba en $\left[\frac{lb}{pg^2 abs} \right]$

d es el diámetro interno de la tubería en [pg]

q_g es el gasto de gas en $[MMpies^3 d]$

Al igual que en el flujo de líquido, para calcular un diámetro óptimo es necesario primero suponer un factor de fricción, calcular un diámetro con este valor de f , obtener un valor

del número de Reynolds y comparar. Hay que iterar hasta que los valores converjan o estén dentro de la tolerancia estipulada de antemano.

Han surgido una gran cantidad de ecuaciones empíricas que toman en cuenta diferentes factores en el flujo. Todas están basadas en la ecuación general de flujo, pero hacen algunas consideraciones para evitar tener que utilizar el método iterativo para el factor de fricción.

Las que se utilizan más comúnmente son:

Ecuación de Weymouth

Está basada en mediciones donde el número de Reynolds es muy alto y por lo tanto el factor de fricción es independiente de él y depende nada más de la rugosidad. Es apropiada para segmentos cortos de tubería donde se presenten grandes caídas de presión y por lo tanto, haya flujo turbulento. Se expresa de la siguiente manera:

$$q_g = 1.11 d^{2.67} \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{L S_g Z T_1} \right]^{\frac{1}{2}}$$

Donde S_g es la gravedad específica del gas a condiciones estándar.

L es la longitud de la tubería en [pie]

T_1 es la temperatura de flujo a la entrada en [°R]

P_1 y P_2 es la presión en el punto 1 y 2 respectivamente en $\left[\frac{lb}{pg^2 abs} \right]$

d es el diámetro interno de la tubería en [pg]

q_g es el gasto de gas en $[MMpies^3 d]$

Ecuación de Panhandle

Fue diseñada para tuberías relativamente lisas y es una aproximación adecuada para flujo parcialmente turbulento.

Se distinguen dos ecuaciones, para las cuales se toma en cuenta que el factor de fricción se comporta como una línea recta con pendiente negativa constante (n) y que son las siguientes:

Panhandle A

Aplica para valores del número de Reynolds entre 5×10^6 y 11×10^6 y asume que $n = 0.146$. Asumiendo una viscosidad constante del gas, tenemos que:

$$q_g = 0.020 E \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{S_g^{0.853} Z T_1 L_m} \right]^{0.059} d^{2.62}$$

Panhandle B

Aplica para valores del número de Reynolds más grandes (un flujo turbulento más desarrollado) y asume una pendiente menor, que es de $n = 0.039$. Asumiendo una viscosidad constante del gas, tenemos que:

$$q_g = 0.028 E \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{S_g^{0.961} Z T_1 L_m} \right]^{0.51} d^{2.53}$$

Donde E es el factor de eficiencia que tiene los siguientes valores:

E = 1.0 para una tubería nueva.

E = 0.95 para una tubería con buenas condiciones operativas.

E = 0.92 para una tubería con condiciones operativas promedio.

E = 0.85 para condiciones operativas desfavorables.

En la práctica, las ecuaciones de Panhandle son utilizadas para tuberías largas y de gran diámetro en las cuales el número de Reynolds se encuentra en la parte de la línea recta del diagrama de Moody.

Ecuación de Spitzglass

Se utiliza para líneas que están casi a la presión atmosférica, se deriva de la ecuación general de flujo, pero haciendo las siguientes consideraciones:

$$T = 520 [^{\circ}\text{R}]$$

$$f = \left(1 + \frac{3.6}{d} + 0.03d\right) \left(\frac{1}{100}\right)$$

$$P_1 = 15 \left[\frac{lb}{pg^2}\right]$$

$$z = 1$$

$$\Delta P < 10\%P_1$$

Tomando esto en cuenta y expresando la caída de presión Δh_w en pulgadas de agua, tenemos:

$$q_g = 0.09 \left[\frac{\Delta h_w d^5}{S_g L \left(1 + \frac{3.6}{d} + 0.03d\right)} \right]^{\frac{1}{2}}$$

Debido a que estas ecuaciones empíricas sólo representan las condiciones para las que fueron desarrolladas, es importante considerar las condiciones en que se encuentra el sistema que estamos analizando.

2.4 Flujo Multifásico

La utilización de ductos para el flujo de más de una fase simultáneamente ha ido en aumento a medida que las condiciones de explotación y transporte se han hecho más difíciles y es imposible por cuestiones tanto operativas como económicas mantener líneas separadas.

Las caídas de presión en un flujo de dos fases es la suma de las caídas de presión debidas a la aceleración, la fricción y los cambios de elevación. En este tipo de flujo es común que las pérdidas por aceleración sean pequeñas, pero las pérdidas por fricción son mucho mayores en el flujo simultáneo de las dos fases que la suma de cada fase por separado; esto se debe a la transmisión de energía irreversible que se da entre las fases durante el flujo.

Las caídas de presión debidas a los cambios de elevación también son significativas, sobre todo a bajos gastos, cuando se acumula líquido y se presenta de una manera más fuerte el fenómeno de colgamiento.

La siguiente ecuación es recomendada por el Instituto Americano del Petróleo para hacer los cálculos de las caídas de presión en tuberías para flujo multifásico:

$$\Delta P = \left[\frac{3.4 \times 10^{-6} f L W^2}{\rho_m d^5} \right]$$

Donde L es la longitud en [pies]

d es el diámetro interno de la tubería en [pg]

ρ_m es la densidad de la mezcla en $\left[\frac{lb}{pies^3} \right]$

W es el ritmo de flujo de líquido y vapor en $\left[\frac{lb}{hr} \right]$

Para calcular el ritmo de flujo, usaremos la siguiente ecuación:

$$W = 3180 q_g S_g + 14.6 q_l \gamma_l$$

Donde S_g es la gravedad específica del gas a condiciones estándar.

q_g es el gasto de gas en $[MMpies^3d]$

γ_l es la densidad relativa del líquido.

q_l es el gasto de líquido en $[bpd]$

Y la densidad de la mezcla se calcula mediante la siguiente expresión:

$$\rho_m = \frac{12409 S_g P + 2.7 R S_g P}{198.7 P + RTZ}$$

De acuerdo al tipo de flujo que se esté manejando y a la inclinación de las tuberías, se pueden manejar también diversas correlaciones empíricas para calcular las caídas de

presión cuando existe flujo multifásico en las tuberías, pero están sujetas a las consideraciones y suposiciones hechas durante su desarrollo y a las condiciones establecidas por lo autores.

2.5 Flujo a través de válvulas y accesorios

Hay tres formas diferentes para estudiar el flujo a través de válvulas y accesorios. Puede hacerse por medio de coeficientes de resistencia, coeficientes de flujo o por medio de longitudes equivalentes.

Coefficientes de Resistencia

Se puede introducir a la ecuación de Darcy un nuevo término, llamado coeficiente de resistencia (K_r) que depende del número de Reynolds y de la rugosidad del material además de que varía de acuerdo al tipo de restricción, accesorio o válvula y a la apertura de la misma.

La ecuación de Darcy es: $V = \left(\frac{-K}{\mu}\right) \left(\frac{\Delta P}{L}\right)$

Así, tenemos que la ley de Darcy se reescribe de la siguiente manera:

$$H_l = \sum K_r \frac{V^2}{2g}$$

Donde $K_r = \frac{fL}{d}$

Y los valores usuales de K_r se muestran en la siguiente tabla:

Válvula o accesorio	K_r
Válvula de globo, completamente abierta	10.0
Válvula de aguja, completamente abierta	5.0
Válvula de compuerta, completamente abierta	0.2
Válvula de compuerta, abierta a la mitad	5.6
"T"	1.8
Codo a 90°	0.9
Codo a 45°	0.4

Con esta expresión es posible calcular la pérdida en la cabeza del sistema completo.

Coefficientes de flujo

Los coeficientes de flujo (C_v) son medidos experimentalmente para cada válvula o accesorio y se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$C_v = \frac{29.9d^2}{\left(\frac{fL}{D}\right)^2}$$

Donde D es el diámetro equivalente de la válvula o accesorio en [pies]

d es el diámetro equivalente de la válvula o accesorio en [pg]

L es la longitud equivalente de la válvula o accesorio en [pies]

C_v es el flujo de agua a 60°F para una caída de presión de 1 $\left[\frac{lb}{pg^2}\right]$

Conociendo el valor de C_v para la válvula o accesorio en cuestión, la caída de presión generada por el flujo a través de ésta se calcula con la siguiente ecuación:

$$\Delta P = 8.5 \times 10^{-4} \left(\frac{q_l}{C_v}\right)^2 S_l$$

Donde ΔP es la caída de presión en $\left[\frac{lb}{pg^2}\right]$

q_l es el gasto de líquido en [bpd]

S_l es la gravedad específica del líquido.

Longitud Equivalente

Muchas veces, para facilitar los cálculos, se manejan las válvulas y accesorios en términos de sus longitudes equivalentes. Las longitudes equivalentes representan secciones de tubería equivalentes a las válvulas o accesorios que producen las mismas pérdidas. Para calcular la caída total de presión en el sistema, se suman todas las longitudes equivalentes a la longitud normal de la tubería.

De acuerdo a la información disponible, la longitud equivalente se puede calcular indistintamente con alguna de las siguientes expresiones:

$$L_e = \frac{K_r D}{f}$$

$$L_e = \frac{K_r d}{12f}$$

$$L_e = \frac{64.5d^5}{fC_v^2}$$

Estas ecuaciones son utilizadas cuando se trata de flujo turbulento, pero cuando hay flujo laminar, la longitud equivalente se puede calcular de la siguiente forma:

$$(L_e)_{Laminar} = \frac{Re}{1000} L_e$$

REFERENCIAS

ARNOLD KEN; "Surface Production Operations", Vol.1; Butterworth-Heinemann.

GARAICOCHA Francisco; Transporte de Hidrocarburos por ductos; Colegio de Ingenieros Petroleros de México, 1991.

KENNEDY John L; Oil and Gas Pipeline Fundamentals; Pennwell nontechnical Series, Tulsa Oklahoma, 366 pp.

BEGGS Dale, BRILL James; Two phase Multiphase Flow.

KERMIT E. BROWN; The technology of artificial lift methods; PennWell Books, Tulsa. Vol. 1

BEGGS Dale; Production Optimization Using Nodal Analysis; OGCI Publications; Tulsa.