

26
26/

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA



TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE;
INGENIERO PETROLERO
P R E S E N T A :
OSCAR LOPEZ ORTIZ

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



CIUDAD UNIVERSITARIA, MEXICO, D.F.

1990



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

CAPITULO I

1. PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS

1.1. INTRODUCCION

1.2. PROPIEDADES DEL GAS NATURAL.

1.2.1 Densidad relativa del gas.

1.2.2 Factor de volumen del gas.

1.2.3 Densidad del gas libre.

1.2.4 Factor de compresibilidad del gas.

1.2.5 Correcciones para el factor de compresibilidad por presencia de gases amaros (CO_2 y H_2S)

1.2.6 Viscosidad del gas.

1.2.7 Corrección de la viscosidad del gas por presencia de gases contaminados.

1.3. PROPIEDADES DEL ACEITE SATURADO.

1.3.1 Correlación de M.B. Standing.

1.3.2 Correlación de Vázquez.

1.3.3 Correlación de Øinstein.

1.3.4 Correlación de J. A. Lasater.

1.3.5 Densidad del aceite saturado.

1.3.6 Viscosidad del aceite saturado.

1.3.7 Tensión superficial del aceite saturado.

1.4. PROPIEDADES DEL ACEITE BAJOSATURADO.

1.4.1 Compresibilidad del aceite bajosaturado.

1.4.2 Densidad del aceite bajosaturado.

1.4.3 Viscosidad del aceite bajosaturado.

1.4.4 Factor de volumen del aceite bajosaturado.

1.4.5 Correlaciones para obtener la presión en el punto de burbujeo.

1.5. PROPIEDADES DEL AGUA SATURADA.

1.5.1 Factor de volumen del agua saturada.

1.5.2 Densidad del agua saturada.

1.5.3 Viscosidad del agua saturada.

1.5.4 Tensión superficial agua-gas.

1.5.5 Solubilidad del gas en el agua.

1.6. PROPIEDADES DEL AGUA BAJOSATURADA.

1.6.1 Compresibilidad del agua

1.7. AJUSTES pVT RELACIONADOS CON LAS CONDICIONES DE SEPARACION.

1.8. EJEMPLOS DE APLICACION

1. PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS

1.1 INTRODUCCION

Antes de comenzar de manera concreta el tema de las propiedades de los fluidos, se indicarán las principales definiciones empleadas en relación con dichas propiedades.

Aceite Estabilizado.- Aceite que ha sido sometido a un proceso de separación con el objeto de ajustar su presión de vapor y reducir su vaporización al quedar expuesto, posteriormente, a las condiciones atmosféricas.

Aceite Residual.- Es el líquido que permanece en la celda pVT al terminar un proceso de separación en el laboratorio. Generalmente el aceite residual se determina a 60°F y 14.7 lb/pg² abs.

Aceite en el Tanque de Almacenamiento.- Es el líquido que resulta de la producción de los hidrocarburos de un yacimiento a través del equipo superficial empleado para separar los componentes gaseosos. Las propiedades y la composición del aceite dependen de las condiciones de separación empleadas, como son número de etapas de separación, presiones y temperatura. El aceite en el tanque se acostumbra reportar a condiciones estándar.

Condiciones Estándar.- Las condiciones estándar son definidas por los reglamentos de los estados o países. Por ejemplo en el estado de Texas las condiciones base son: $p=14.65 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y $T=60^\circ\text{F}$, mientras que en Colorado son: $p=15.025 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y $T=60^\circ\text{F}$. Aquí en México se consideraran de $p=14.69 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y $T=60^\circ\text{F}$.

Densidad Relativa de un Gas.- Es el peso molecular de un gas entre el peso molecular del aire. El metano, con un peso molecular de 16.04 lb, tiene una densidad relativa de $16.04/28.97 = 0.55$.

Encogimiento.- Es la disminución de volumen que experimenta una fase líquida por efecto de la liberación del gas disuelto y por su contracción térmica. El factor de encogimiento es el recíproco del factor de volumen o de formación.

Factor de Compresibilidad.- Se denomina también factor de desviación o factor de supercompresibilidad. Es un factor que se introduce a la ley de los gases ideales para tomar en cuenta la desviación que experimenta un gas real con respecto a un gas ideal; es decir, $pV=ZnR(T+460)$, donde Z es el factor de compresibilidad.

Factor de Volumen del Gas.- Se define como el volumen de una masa de gas medido a presión y temperatura del yacimiento o de escurrimiento, dividido por el volumen de la misma masa de gas medido a condiciones estándar.

Factor de Volumen de un Líquido.- Es la relación del volumen de un líquido, medido a condiciones de yacimiento o de escurrimiento, con el volumen de dicho líquido medido en el tanque de almacenamiento a condiciones estándar después de pasar por los separadores.

Fase.- Es la parte de un sistema que difiere, en sus propiedades intensivas, de la otra parte del sistema. Los sistemas de hidrocarburos generalmente se presentan en dos fases: gaseosa y líquida.

Gas Disuelto.- Es el conjunto de hidrocarburos que a condiciones atmosféricas constituyen un gas, pero que forman parte de la fase líquida a condiciones de yacimiento o de flujo.

Liberación de Gas Diferencial.- Es el proceso de remoción de una fase gaseosa, de un sistema de hidrocarburos, a medida que se forma a condiciones de burbujeo. Por lo tanto, durante un proceso diferencial la composición del sistema varía continuamente.

Liberación de Gas Instantáneo.- El gas se forma del líquido, al reducirse la presión, manteniéndose constante la composición total del sistema.

Mole.- Es el peso molecular de cualquier sustancia. Por ejemplo, 16.04 lb de metano es una mole-lb. En igual forma un mol-gramo de metano son 16.04 gramos del mismo gas. Una mol-lb de un gas ocupa 379 pies³ a condiciones estándar.

Presión de Vapor.- Es la presión que ejerce el vapor de una sustancia cuando ésta y su vapor están en equilibrio. El equilibrio se establece cuando el ritmo de evaporación de una sustancia es igual al ritmo de condensación de su vapor.

Presión de Vapor Reid.- Presión que ejerce el vapor en una celda especial, a 100°F, al seguir la norma de evaluación así denominada.

Relación Gas-Aceite.- Son los pies cúbicos de gas producidos por cada barril de aceite producido, medidos ambos volúmenes a condiciones estándar. Las condiciones de separación como presión, temperatura y etapas, afectan el valor de dicha relación.

Relación de Solubilidad.- Son los pies cúbicos de gas disuelto en el aceite a ciertas condiciones de presión y temperatura, por cada barril de aceite en el tanque, medidos ambos volúmenes a condiciones estándar.

El primer problema que surge en relación con la determinación de las propiedades de los fluidos, es la carencia de análisis pVT apropiados de laboratorio. El análisis con que se cuenta generalmente es una separación diferencial, realizada a la temperatura del yacimiento, bajo condiciones de equilibrio; sin embargo, al pasar los fluidos a través de la tubería de producción y escurrir por la línea de descarga, su

temperatura disminuye y el gas liberado no es el que correspondería a condiciones de equilibrio, lo que acarrea un margen de error. Para conocer a diferentes presiones y temperaturas las propiedades de los fluidos, se utilizan generalmente correlaciones cuando se trata de aceites negros, o bien, análisis composicionales cuando se trata de aceites volátiles y condensados¹. Aquí se presentan algunas correlaciones para determinar las propiedades de los fluidos indicando si existe alguna adaptación para aceites volátiles. Al usar correlaciones se sobreentiende que se obtendrán valores aproximados de las propiedades mencionadas, lo que en sí acarrea otro margen de error.

Para facilitar la aplicación de los resultados de las correlaciones, en calculadoras programables, dichos resultados se expresan en forma de ecuaciones en lugar de presentar las figuras que aparecen generalmente en los trabajos originales.

Las unidades en que están expresadas las ecuaciones son las que aparecen en la nomenclatura, a menos que se indiquen en el texto otras unidades.

1.2 PROPIEDADES DEL GAS NATURAL

1.2.1 Densidad Relativa del Gas

En los cálculos de las propiedades de los fluidos se utilizan tres tipos de densidades relativas del gas, por lo que es conveniente distinguirlas. La densidad relativa que generalmente se tiene como dato es la del gas producido (γ_g). Cuando no se tiene como dato se puede calcular de la siguiente manera:

$$\gamma_g = \frac{\sum_{i=1}^n \gamma_{gi} q_{gi}}{q_g} \quad (1.1)$$

donde:

- n es el número de etapas de separación
- γ_{gi} es la densidad relativa del gas en la salida del separador i
- q_{gi} es el gasto de gas a la salida del separador i (pies³ a c.s./día)

La densidad relativa del gas disuelto puede obtenerse con la correlación de Katz²:

$$\gamma_{gd} = 0.25 + 0.02^\circ \text{ API} + R_s \times 10^{-6} (0.6874 - 3.5864^\circ \text{ API}) \quad (1.2)$$

El gas que primero se libera es principalmente el metano ($\gamma_g = 0.55$). Al declinar la presión se vaporizan hidrocarburos con mayor peso molecular, aumentando tanto γ_{gf} como γ_{gd} . Por tanto: $\gamma_{gd} - \gamma_{gf} > 0.55$.

El valor de la densidad relativa del gas libre puede obtenerse de un balance másico:

$$W_g = W_{gd} + W_{gf} \quad (1.3)$$

donde:

W_g es el gasto másico total de gas producido en $lb_m/día$

W_{gd} es el gasto másico del gas disuelto en $lb_m/día$

W_{gf} es el gasto másico del gas libre en $lb_m/día$

$$W_g = R \left(\frac{pie^3_g \text{ a c.s.}}{bl_o \text{ a c.s.}} \right) q_o \left(\frac{bl_o \text{ a c.s.}}{día} \right) 0.0764 \left(\frac{lb_{aire} \text{ a c.s.}}{pie^3_{aire} \text{ a c.s.}} \right) \gamma_g \left(\frac{lb_g}{\frac{pie^3_g \text{ a c.s.}}{lb_{aire}}} \right) \left(\frac{lb_{aire} \text{ a c.s.}}{pie^3_{aire} \text{ a c.s.}} \right)$$

$$W_g = 0.0764 R q_o \gamma_g \quad (1.4)$$

$$W_{gd} = R_s \left(\frac{pie^3_{gd} \text{ a c.s.}}{bl_o \text{ a c.s.}} \right) q_o \left(\frac{bl_o \text{ a c.s.}}{día} \right) \gamma_{gd} \left(\frac{lb_{gd}}{\frac{pie^3_{gd} \text{ a c.s.}}{lb_{aire}}} \right) 0.0764 \left(\frac{lb_{aire} \text{ a c.s.}}{pie^3_{aire} \text{ a c.s.}} \right)$$

$$W_{gd} = 0.0764 R_s q_o \gamma_{gd} \quad (1.5)$$

$$W_{gf} = (R - R_s) \left(\frac{pie^3_{gf} \text{ a c.s.}}{bl_o \text{ a c.s.}} \right) q_o \left(\frac{bl_o \text{ a c.s.}}{día} \right) \gamma_{gf} \left(\frac{lb_{gf}}{\frac{pie^3_{gf} \text{ a c.s.}}{lb_{aire}}} \right) 0.0764 \left(\frac{lb_{aire} \text{ a c.s.}}{pie^3_{aire} \text{ a c.s.}} \right)$$

$$W_{gf} = 0.0764 (R - R_s) q_o \gamma_{gf} \quad (1.6)$$

sustituyendo las Ecs. (1.6), (1.5) y (1.4) en la Ec. (1.3), se tiene:

$$0.0764 R_o Y_g = 0.0764 R_s q_o Y_{gd} + 0.0764 (R - R_s) q_o Y_{gf} \quad (1.7)$$

Resolviendo para Y_{gf} :

$$Y_{gf} = \frac{R Y_g - R_s Y_{gd}}{R - R_s} \quad (1.8)$$

El numerador de esta ecuación debe ser positivo, dado que $R > R_s$. Por lo tanto el valor de Y_g que se use como dato, debe ser mayor o igual que el de Y_{gd} obtenido con la Ec. (1.2), usando R en vez de R_s .

Al elaborar el diagrama de flujo es necesario considerar esta situación; o sea, calcular primero Y_g como se indicó, comparar su valor con el Y_g y sustituir Y_{gd} por Y_g si $Y_g < Y_{gd}$.

1.2.2 Factor de Volumen del Gas

De la ecuación de los gases reales se obtiene:

$$B_g = \frac{0.02825 Z (T + 460)}{p} \quad (1.9)$$

1.2.3 Densidad del Gas Libre

La densidad del gas está dada por la siguiente expresión:

$$\rho_g = \frac{0.0764 Y_{gf}}{B_g} \quad (1.10)$$

Sustituyendo la Ec. (1.9) en la Ec. (1.10):

$$\rho_g = \frac{2.7044 p Y_{gf}}{Z (T + 460)} \quad (1.11)$$

1.2.4 Factor de Compresibilidad del Gas³

Existen diferentes correlaciones para calcular las propiedades pseudo críticas del gas. Las curvas correspondientes a los gases han sido establecidas utilizando gases de los separadores y vapores obtenidos en los tanques de almacenamiento. Estos gases contienen altas proporciones de metano y etano. Las curvas correspondientes a los "condensados" pertenecen a gases que contienen cantidades relativamente grandes de los componentes intermedios ($C_2 - C_6$). Standing⁴ sugiere el uso de las curvas de "condensados" en los cálculos que involucran gases

en equilibrio con el aceite y el uso de las curvas correspondientes al gas para gases superficiales.

La ecuación para gases superficiales es:

$$T_{pc} (^{\circ}R) = 167 + 316.67 Y_{gf} \quad (1.12)$$

$$p_{pc} = 702.5 - 50 Y_{gf} \quad (1.13)$$

La ecuación para gases húmedos es:

$$T_{pc} (^{\circ}R) = 238 + 210 Y_{gf} \quad (1.14)$$

$$p_{pc} = 740 - 100 Y_{gf} \quad (1.15)$$

Las ecuaciones siguientes permiten calcular, por ensaye y error, el valor de Z:

$$T_{pr} = \frac{T + 460}{T_{pc}} \quad (1.16)$$

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} \quad (1.17)$$

$$\rho_r = 0.27 p_{pr} / Z T_{pr} \quad (1.18)$$

$$Z = 1 + (A_1 + A_2 / T_{pr} + A_3 / T_{pr}^3) \rho_r + (A_4 + A_5 / T_{pr}) \rho_r^2 + A_5 A_6 \rho_r^5 / T_{pr} + (A_7 \rho_r^2 / T_{pr}^3) (1 + A_8 \rho_r^2) \exp(-A_8 \rho_r^2) \quad (1.19)$$

donde:

$A_1 = 0.31506$	$A_5 = -0.6123$
$A_2 = -1.0467$	$A_6 = -0.10489$
$A_3 = -0.5783$	$A_7 = 0.68157$
$A_4 = 0.5353$	$A_8 = 0.68446$

El procedimiento consiste en suponer un valor de Z y obtener p_r para ese valor supuesto. Se calcula Z con la Ec. (1.19) y se compara con

el supuesto. Si no coinciden estos valores, se hace para la siguiente iteración el valor de Z supuesto igual al valor de Z calculado. El procedimiento se repite hasta caer dentro de una tolerancia preestablecida (menor o igual a 0.001).

1.2.5 Correcciones para el Factor de Compresibilidad, por Presencia de Gases Amargos (CO_2 y H_2S).

Las propiedades pseudocríticas de gases que contienen cantidades apreciables de CO_2 y H_2S , pueden calcularse por el método de Standing Katz, modificado por Wichert y Aziz⁵.

La modificación de este método consiste en usar un factor de ajuste (ϵ_3) para calcular la presión y temperatura pseudocríticas:

$$T'_{pc} = T_{pc} - \epsilon_3 \quad (1.20)$$

$$p'_{pc} = p_{pc} T'_{pc} / (T_{pc} + y_{\text{H}_2\text{S}}(1 - y_{\text{H}_2\text{S}}) \epsilon_3) \quad (1.21)$$

ϵ_3 se determina en base a las fracciones molares de CO_2 y H_2S de la siguiente manera:

$$\epsilon_3(^{\circ}\text{R}) = 120 \left(\frac{y_{\text{CO}_2}^{0.9}}{\text{H}_2\text{S}} - \frac{y_{\text{CO}_2}^{1.6}}{\text{H}_2\text{S}} \right) + 15 \left(\frac{y_{\text{H}_2\text{S}}^{0.5}}{\text{H}_2\text{S}} - \frac{y_{\text{H}_2\text{S}}^4}{\text{H}_2\text{S}} \right) \quad (1.22)$$

donde:

$\frac{y_{\text{CO}_2}}{\text{H}_2\text{S}}$ es la suma de las fracciones molares de CO_2 y H_2S ,

$y_{\text{H}_2\text{S}}$ es la fracción molar de H_2S .

Los valores de T'_{pc} y p'_{pc} así obtenidos, se usan en vez de T_{pc} y p_{pc} a partir de la Ec. (1.16) para el cálculo del factor de compresibilidad Z.

1.2.6 Viscosidad del Gas

La viscosidad del gas se obtiene con la correlación de Lee⁶

$$\mu_g = K \times 10^{-4} \exp(X(p_g/62.428)^Y) \quad (1.23)$$

$$K = \frac{(9.4 + 0.579 \gamma_{gf})(T+460)^{1.5}}{209 + 550.4 \gamma_{gf} + (T+460)} \quad (1.24)$$

$$Y = 2.4 - 0.2X \quad (1.25)$$

$$X = 3.5 + \frac{960}{(T+460)} + 0.2897 \gamma_{gf} \quad (1.26)$$

1.2.7 Corrección de la Viscosidad del Gas por Presencia de Gases contaminados

La viscosidad del gas natural corregida, se obtiene con las siguientes expresiones:

$$\mu_g = \mu_{gc} + C_{N_2} + C_{CO_2} + C_{H_2S} \quad (1.27)$$

$$C_{N_2} = y_{N_2} (8.48 \times 10^{-3} \log \gamma_g + 9.59 \times 10^{-3}) \quad (1.28)$$

$$C_{CO_2} = y_{CO_2} (9.08 \times 10^{-3} \log \gamma_g + 6.24 \times 10^{-3}) \quad (1.29)$$

$$C_{H_2S} = y_{H_2S} (8.49 \times 10^{-3} \log \gamma_g + 3.73 \times 10^{-3}) \quad (1.30)$$

donde:

μ_{gc} es la viscosidad del gas natural calculada con la Ec. (1.23)

C_{N_2} es la corrección por presencia de N_2

C_{CO_2} es la corrección por presencia de CO_2

C_{H_2S} es la corrección por presencia de H_2S .

1.3 PROPIEDADES DEL ACEITE SATURADO

1.3.1 Correlación de M.B. Standing⁸

Esta correlación establece las relaciones empíricas observadas entre la presión de saturación y el factor de volumen del aceite, en función de la razón gas disuelto - aceite, las densidades del gas y del aceite producidos, la presión y la temperatura. La correlación se estableció para aceites y gases producidos en California y para otros sistemas de crudo de bajo encogimiento, simulando una separación instantánea en dos etapas a 100°F. La primera se realizó a una presión de 250 a 450 lb/pg² abs, y la segunda etapa a la presión atmosférica.

Debe entenderse que la densidad del aceite producido en el tanque de almacenamiento dependerá de las condiciones de separación (etapas, presiones y temperaturas). Mientras más etapas de separación sean, el aceite será más ligero (mayor densidad API).

La presión del aceite saturado se correlacionó en la siguiente forma:

$$p = 18 \left(\frac{R_s}{\gamma_{gd}} \right)^{0.83} 10^{(0.00091T - 0.0125^\circ \text{API})} \quad (1.31)$$

Por lo que despejando la relación gas disuelto - aceite (R_s) de la ecuación anterior se tiene:

$$R_s = \gamma_{gd} \left(\frac{p}{18} \right)^{\frac{1}{0.83}} 10^{(0.0125^\circ \text{API} - 0.00091T)} \quad (1.32)$$

El factor de volumen del aceite fue correlacionado con la relación gas disuelto-aceite, la temperatura, la densidad relativa del gas y la densidad del aceite. Se obtuvo la siguiente expresión:

$$B_0 = 0.972 + 0.000147 (F)^{1.175} \quad (1.33)$$

donde:

$$F = R_s \left(\frac{\gamma_{gd}}{\gamma_g} \right)^{0.5} + 1.25 T \quad (1.34)$$

1.3.2 Correlación de Vázquez⁹

Para establecer estas correlaciones se usaron más de 6,000 datos de R_s , B_0 y μ_0 , a varias presiones y temperaturas. Como el valor de la densidad relativa del gas es un parámetro de correlación importante, se decidió usar un valor de dicha densidad relativa normalizado a una presión de separación de 100 lb/pg² manométrica. Por lo tanto, el primer paso para usar estas correlaciones consiste en obtener el valor de la densidad relativa del gas a dicha presión. Para esto se propone la siguiente ecuación:

$$Y_{gs} = Y_{gp} (1 + 5.912 \times 10^{-4} \text{API } T_s \log(p/114.7)) \quad (1.35)$$

La correlación para determinar R_s se afinó dividiendo los datos en dos grupos, de acuerdo con la densidad del aceite. Se obtuvo la siguiente ecuación:

$$R_s = C_1 \gamma_{gs} p^{C_2} \exp(C_3 \text{API}/(T+460)) \quad (1.36)$$

Los valores de los coeficientes son:

Coefficientes	$\text{API} < 30^\circ$	$\text{API} > 30^\circ$
C_1	0.0362	0.0178
C_2	1.0937	1.1870
C_3	25.724	23.931

La expresión que se obtuvo para determinar el factor de volumen es:

$$B_D = 1 + C_1 R_s + (T-60) (\text{API}/\gamma_{gs}) (C_2 + C_3 R_s) \quad (1.37)$$

Los valores de los coeficientes son:

Coefficientes	$\text{API} < 30^\circ$	$\text{API} > 30^\circ$
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^{-8}

1.3.3 Correlación de Øistein¹⁰

Esta correlación fue establecida utilizando muestras de aceite producido en el Mar del Norte, donde predominan los aceites de tipo volátil.

Los valores de R_s y B_D se obtienen mediante los pasos siguientes:

1.- Calcule p^* con:

$$\log p^* = -2.57364 + 2.35772 \log p - 0.703988 \log^2 p + 0.098479 \log^3 p \quad (1.38)$$

2.- Calcule R_s con:

$$R_s = \gamma_{gd} \left(\frac{p^* \cdot \text{API}^{0.989}}{\gamma^a} \right)^{\frac{1}{0.816}} \quad (1.39)$$

donde:

$a = 0.130$, para aceites volátiles

$a = 0.172$, para aceites negros.

Para lograr un mejor ajuste, se puede variar el valor del exponente a .

3.- Calcular B_o^* con:

$$B_o^* = R_s (\gamma_{gd}/\gamma_o)^{0.526} + 0.968 T \quad (1.40)$$

4.- Determinar B_o con:

$$B_o = 1 + 10^a \quad (1.41)$$

donde:

$$a = -6.58511 + 2.91329 \log B_o^* - 0.27683 \log^2 B_o^* \quad (1.42)$$

1.3.4 Correlaciones de J.A. Lasater¹¹

La correlación de Lasater se basa en 158 mediciones experimentales de la presión en el punto de burbujeo de 137 sistemas independientes, producidos en Canadá, en el Centro y Oeste de los Estados Unidos y Sur América. El error promedio en la representación algebraica es del 3.8% y el máximo error encontrado es del 14.7%.

Las ecuaciones siguientes corresponden a la correlación de Lasater para un aceite saturado:

$$p = \frac{P_f (T + 460)}{\gamma_{gd}} \quad (1.43)$$

donde P_f es el factor de la presión en el punto de burbujeo, el cual fue relacionado con la fracción molar del gas (y_g), a cuya curva resultante le fue ajustada la siguiente ecuación:

$$P_f = 504.3 \times 10^{-2} y_g^3 + 310.526 \times 10^{-2} y_g^2 + 136.226 \times 10^{-2} y_g + 119.118 \times 10^{-3} \quad (1.44)$$

La fracción molar del gas se calcula con la siguiente expresión:

$$y_g = \frac{R_s / 379.3}{R_s / 379.3 + \frac{350 \gamma_o}{M_o}} \quad (1.45)$$

El peso molecular del aceite en el tanque (M_o) se correlacionó con la densidad relativa del aceite ($^{\circ}\text{API}$) en el tanque de almacenamiento, a cuya curva se le ajustaron las siguientes expresiones:

$$\text{si } 15 \leq ^{\circ}\text{API} < 40, M_o = (63.506 - ^{\circ}\text{API}) / 0.0996 \quad (1.46)$$

$$\text{si } 40 \leq ^{\circ}\text{API} \leq 55, M_o = (1048.33 / ^{\circ}\text{API})^{1.6736} \quad (1.47)$$

La expresión para determinar R_s se obtuvo a partir de la ecuación (1.45):

$$R_s = 132755 \frac{y_g \gamma_o}{(1 - y_g) M_o} \quad (1.48)$$

A la fracción molar del gas en función de P_f , se le ajustó la siguiente ecuación:

$$y_g = 419.545 \times 10^{-5} P_f^3 - 591.428 \times 10^{-4} P_f^2 + 334.519 \times 10^{-3} P_f + 169.879 \times 10^{-4} \quad (1.49)$$

1.3.5 Densidad del Aceite Saturado

La densidad del aceite saturado, se calcula con la siguiente expresión:

$$\rho_o = \frac{62.4 \gamma_o + 0.01362 R_s \gamma_{gd}}{B_o} \quad (1.50)$$

1.3.6 Viscosidad del Aceite Saturado¹²

La viscosidad del aceite saturado se puede calcular de la manera siguiente:

$$\mu_o = a \nu_{om}^b \quad (1.51)$$

$$a = 10.715 (R_s + 100)^{-0.515} \quad (1.52)$$

$$b = 5.44 (R_s + 150)^{-0.338} \quad (1.53)$$

$$\nu_{om} = 10^X - 1 \quad (1.54)$$

$$X = Y T^{-1.163} \quad (1.55)$$

$$Y = 10^Z \quad (1.56)$$

$$Z = 3.0324 - 0.02023 \text{ } ^\circ\text{API} \quad (1.57)$$

1.3.7 Tensión Superficial del Aceite Saturado¹³

La tensión superficial del aceite saturado, se puede determinar con la siguiente expresión:

$$\sigma_o = (42.4 - 0.047 T - 0.267 \text{ } ^\circ\text{API}) \exp(-0.0007 p) \quad (1.58)$$

1.4 PROPIEDADES DEL ACEITE BAJOSATURADO

1.4.1 Compresibilidad del Aceite Bajosaturado⁹

La ecuación siguiente sirve para determinar la compresibilidad del aceite bajosaturado:

$$C_o = (C_1 + C_2 R_s + C_3 T + C_4 Y_{gs} + C_5 \text{ } ^\circ\text{API}) / C_6 p \quad (1.59)$$

donde:

$$C_1 = -1433, C_2 = 5, C_3 = 17.2, C_4 = -1180, C_5 = 12.61, C_6 = 10^5$$

1.4.2 Densidad del Aceite Bajosaturado

La densidad del aceite bajosaturado está dada por la siguiente expresión:

$$\rho_o = \rho_{ob} \exp (C_o (p - p_b)) \quad (1.60)$$

1.4.3 Viscosidad del Aceite Bajosaturado⁹

La viscosidad del aceite bajosaturado se obtiene de la manera siguiente:

$$\mu_o = \mu_{ob} (p/p_b)^m \quad (1.61)$$

$$m = C_1 p^{C_2} \exp (C_3 + C_4 p) \quad (1.62)$$

donde:

$$C_1 = 2.6 \quad C_3 = -11.513$$

$$C_2 = 1.187 \quad C_4 = -8.98 \times 10^{-5}$$

1.4.4 Factor de Volumen del Aceite Bajosaturado⁹

Para el aceite bajosaturado se tiene la ecuación:

$$B_o = B_{ob} / \exp (C_o (p - p_b)) \quad (1.63)$$

1.4.5 Correlaciones para Obtener la Presión en el Punto de Burbujeo

El primer paso para obtener las propiedades del aceite bajosaturado es la determinación de la presión de saturación del aceite. Las expresiones a aplicar se obtienen de las ecuaciones previamente establecidas en este capítulo:

$$\text{Standing: } p_b = 18 \left(\frac{R}{\gamma_{gd}} \right)^{0.83} 10^{(0.00091 T - 0.0125^\circ \text{API})} \quad (1.64)$$

$$\text{Vázquez: } p_b = \left(\frac{R \exp(-C_3 \text{ } ^\circ \text{API}/(T+460))}{C_1 \gamma_{gs}} \right)^{1/C_2} \quad (1.65)$$

$$\text{Oistein: } p_b = 10^{(1.7669 + 1.7447/\log p_b^* - 0.30218 \log^2 p_b^*)} \quad (1.66)$$

$$\text{donde: } p_b = \left(\frac{R}{r_{gd}}\right)^{0.816} \frac{T^{0.130}}{=API^{0.989}} \quad (1.67)$$

$$\text{Lasater: } p_b = \frac{P_f(T+460)}{r_{gd}} \quad (1.68)$$

donde: P_f se obtiene con la Ec. (1.44).

Por lo general, la presión de saturación del agua se considera igual a la presión de saturación del aceite.

También se puede usar la relación de solubilidad del aceite como parámetro para saber si el aceite está saturado o bajosaturado, tomando en cuenta que $R_s \leq R$.

1.5 PROPIEDADES DEL AGUA SATURADA

1.5.1 Correlación para Determinar el Factor de Volumen del Agua Saturada¹⁴

El factor de volumen del agua saturada se puede calcular con la siguiente ecuación:

$$B_w = 1.0 + 1.2 \times 10^{-4} (T-60) + 1.0 \times 10^{-6} (T-60)^2 - 3.33 \times 10^{-6} p \quad (1.69)$$

1.5.2 Densidad del Agua Saturada

La densidad del agua saturada puede obtenerse de la expresión siguiente:

$$\rho_w = \frac{62.43}{B_w} \quad (1.70)$$

1.5.3 Correlación para Determinar la Viscosidad del Agua Saturada¹⁵

La viscosidad del agua saturada es función del porcentaje de NaCl que contenga, y está dada por:

$$\mu_w = A + B/T \quad (1.71)$$

donde:

$$A = -0.04518 + 0.009313 (\%NaCl) - 0.000393 (\%NaCl)^2 \quad (1.72)$$

$$B = 70.634 + 0.09576 (\%NaCl)^2 \quad (1.73)$$

Si las presiones son elevadas, es necesario corregir el valor de la viscosidad obtenido con la Ec. (1.64), por efecto de la presión. Este factor se obtiene con la expresión:

$$C(p,T) = 1 + 3.5 \times 10^{-12} p^2 (T-40) \quad (1.74)$$

Esta correlación puede aplicarse para el rango de valores siguientes:

$$60^\circ F \leq T \leq 400^\circ F$$

$$P \leq 10\,000 \text{ lb/pg}^2$$

$$\text{Salinidad } \% \text{ NaCl} \leq 26\%$$

1.5.4 Correlación para Calcular la Tensión Superficial Agua-Gas

La tensión superficial agua-gas se calcula con las siguientes expresiones:

$$\sigma_w = \frac{(280 - T)}{206} (\sigma_{w2} - \sigma_{w1}) + \sigma_{w1} \quad (1.75)$$

$$\sigma_{w1} = 52.5 - 0.006 p \quad (1.76)$$

$$\sigma_{w2} = 76 \exp(-0.00025 p) \quad (1.77)$$

donde:

σ_{w1} es la tensión superficial agua-gas a $280^\circ F$

σ_{w2} es la tensión superficial agua-gas a $74^\circ F$

1.5.5 Correlación para Determinar la Solubilidad del Gas en el Agua¹⁴

La R_{sw} se calcula de la siguiente manera:

$$p^1 = 1 - \exp(-p/2276) \quad (1.78)$$

$$T^* = (5/9) (T-32) \quad (1.79)$$

$$T' = \frac{T^* - 90}{10} \quad (1.80)$$

$$S = P' (A+BT' + CT'^2 + DT') \quad (1.81)$$

donde:

$$A = 3.69051$$

$$B = 0.08746$$

$$C = 0.01129$$

$$D = -0.00647$$

$$R_{sw} = 5.6146 S \quad (1.82)$$

El valor de R_{sw} así obtenido, debe corregirse para considerar el efecto de la salinidad del agua. El factor de corrección es:

$$C_{cs} = 1 + (0.0001736T - 0.07703) \% \text{ NaCl} \quad (1.83)$$

1.6 PROPIEDADES DEL AGUA BAJOSATURADA

1.6.1 Compresibilidad del Agua Bajosaturada¹³

La compresibilidad del agua se puede determinar de la siguiente manera:

$$C_w = (A + BT + CT^2) 10^{-6} f^* \quad (1.84)$$

donde:

$$A = 3.8546 - 0.000134 p \quad (1.85)$$

$$B = -0.01052 + 4.77 \times 10^{-7} p \quad (1.86)$$

$$C = 3.9267 \times 10^{-5} - 8.8 \times 10^{-10} p \quad (1.87)$$

$$f^* = 1 + 8.9 \times 10^{-3} R_{sw} \quad (1.88)$$

f^* es el factor de corrección por presencia de gas en solución.

El rango de aplicación de esta correlación es:

$$1000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs} < p < 6000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$$

$$80^{\circ}\text{F} < T < 250^{\circ}\text{F}$$

$$0 \text{ pies}^3/\text{bl} < R_{\text{sw}} < 25 \text{ pies}^3/\text{bl}$$

1.6.2 Densidad del Agua Bajosaturada

La densidad del agua bajosaturada se determina con la ecuación

$$\rho_w = \rho_{wb} \exp(C_w (p - p_b)) \quad (1.89)$$

1.6.3 Factor de Volumen del Agua Bajosaturada

El factor de volumen del agua bajosaturada está dado por la siguiente expresión:

$$B_w = B_{wb}^* \exp(-C_w (p - p_b)) \quad (1.90)$$

1.7 AJUSTES pVT RELACIONADOS CON LAS CONDICIONES DE SEPARACION¹⁶

Durante la producción de un yacimiento se presentan dos procesos de separación: la diferencial y la instantánea.

La liberación diferencial está definida como un proceso en el que a cada nivel de presión se le extrae el gas liberado.

En contraste, en una liberación instantánea, se conserva todo el gas liberado a cada nivel de presión.

Muchas personas creen que la liberación diferencial representa de manera más cercana el proceso de liberación en el yacimiento; pero inmediatamente abajo del punto de burbujeo, mientras no hay permeabilidad a la fase gaseosa o ésta es muy pequeña, el proceso es inicialmente un proceso de liberación instantánea. Cuando la saturación de gas en el yacimiento alcanza la saturación crítica, el gas comienza a fluir y es removido del yacimiento, presentándose una liberación diferencial. Sin embargo, gran parte del gas permanece en el yacimiento cuando la presión baja, lo que corresponde a una liberación instantánea. Entonces se puede observar que en el yacimiento el proceso comienza como una liberación instantánea, llegando a ser una continuación de liberaciones instantánea y diferencial. Conforme la presión declina, más y más gas fluye, convirtiéndose el proceso en una separación diferencial. Cuando el gas y el aceite entran a la tubería, fluyen juntos hasta el separador. Ahí el gas se separa del aceite, donde se considera que se tienen condiciones de equilibrio. Esta es una separación instantánea.

El proceso de liberación en el yacimiento se simula en el laboratorio con una liberación diferencial. La liberación instantánea se simula en el laboratorio con pruebas en separadores. Se requiere, por tanto, una combinación de la vaporización diferencial y pruebas en separadores, para obtener las propiedades de los fluidos en el yacimiento para cálculos posteriores.

En el laboratorio, la liberación diferencial consiste en una serie de 10 a 15 liberaciones instantáneas. Una serie infinita de liberaciones instantáneas es el equivalente de una verdadera liberación diferencial. A cada nivel de presión el gas se libera y se mide, al igual que el volumen de aceite remanente. Se continúa este proceso hasta la presión atmosférica, se mide el aceite residual y se calcula su volumen a 60°F (16°C). Dividiendo los correspondientes volúmenes de gas y aceite, a cada nivel de presión, por el volumen de aceite residual a 60°F, se obtienen las curvas de R_s y B_{od} , (el subíndice d es por el proceso de liberación diferencial), respectivamente. Esta última es muy parecida a una curva de factor de volumen, obtenida con un proceso de liberación instantánea (B_{of}) como se muestra en la Fig. (1.1).

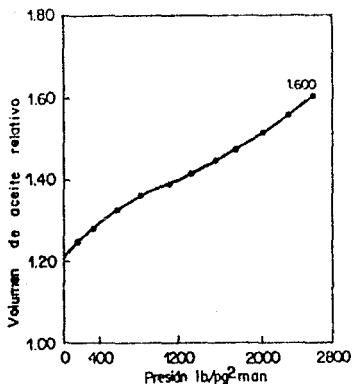


Fig.1.1 Volumen relativo de aceite vs presión

Dado que el aceite residual en el yacimiento nunca está a 60°F, se puede mal interpretar el uso de esta curva para cálculos en el yacimiento. Un mejor método para reportar estos datos consiste en construir una curva de encogimiento, dividiendo los factores de volumen (B_{od}) por el factor de volumen en el punto de burbujeo (B_{odb}). Fig. 1.2.

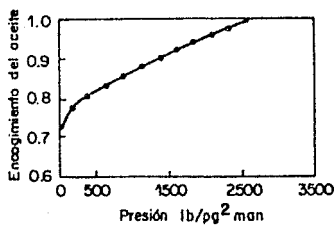


Fig.1.2 Curva de encogimiento del aceite.

La curva de encogimiento tiene un valor de 1.0 en el punto de burbujeo y valores menores para presiones más bajas. Describe el volumen de un barril original de aceite en el yacimiento, cuando la presión declina, y no lo relaciona con el barril a condiciones de tanque. Es decir, se sabrá el comportamiento del aceite en el yacimiento cuando declina la presión. Ahora, es necesario contar con un procedimiento que permita conocer el comportamiento del aceite del yacimiento a condiciones superficiales a través de los separadores y en el tanque de almacenamiento. Este es un proceso de liberación instantánea. La mayoría de los estudios de fluidos en el yacimiento, incluyendo una o más pruebas de separadores para simular el proceso anterior. Durante esta prueba, se mide el volumen de aceite y gas disuelto a la entrada del pozo, a temperatura y presión de yacimiento, y se dividen por el volumen de aceite resultante en el tanque de almacenamiento después de su paso a través de un separador.

En la mayoría de los casos, estas pruebas de separadores son medidas sólo sobre el aceite original en el punto de burbujeo, por lo que el factor de volumen resultante de una separación instantánea es B_0 y en el punto de burbujeo, para diferenciarlo de un proceso diferencial, se adicionan los subíndices fb, B_{0fb} .

Para realizar diferentes cálculos, se requieren valores de B_{0f} a presiones bajas. Desde un punto de vista técnico, el método ideal para obtener estos datos es colocar una gran muestra del aceite del yacimiento en una celda, llevarla a la temperatura del yacimiento y abatir la presión con un proceso diferencial para simular el agotamiento del yacimiento. Para algunas presiones, unos cuantos cientos de lb/pg abajo del punto de burbujeo, se remueve una porción del aceite de la celda y se hace pasar a través de un separador para obtener B_{0f} . Lo anterior puede repetirse a presiones más bajas hasta completar una curva de B_{0f} v.s. presión en el yacimiento. Este método, que es el mejor para obtener datos, es llamado método Dodson y requiere más tiempo para aplicarlo, por lo que eleva el costo del estudio. Entonces, para obtener valores de B_{0f} a presiones más bajas de la presión de burbujeo, se ha desarrollado un método, el cual consiste en multiplicar el factor de volumen obtenido de una separación instantánea en el punto de burbujeo, B_{0fb} , por diferentes factores de encogimiento correspondientes a presiones debajo de la presión de burbujeo.

$$B_0 = B_{0d} \frac{B_{0fb}}{B_{0db}} \quad (1.91)$$

También es necesario saber cuanto gas está disuelto en el aceite (R_{sf}), en el tanque de almacenamiento y en el separador, en función de la presión del yacimiento. Como se muestra en la Fig. (1.3), los valores de la relación de solubilidad varía para una presión dada, dependiendo del proceso de separación utilizado. Estos valores están expresados en pies cúbicos a condiciones estándar por barril. Las pruebas en separadores dan esta relación en el punto de burbujeo R_{sfb} . La

separación diferencial indica cuanto gas se liberó en el yacimiento: $(R_{sdb} - R_{sd})$, en donde R_{sdb} es la cantidad de gas en solución en el punto de burbujeo, a presión y temperatura del yacimiento y R_{sd} es el gas en solución a diferentes presiones.

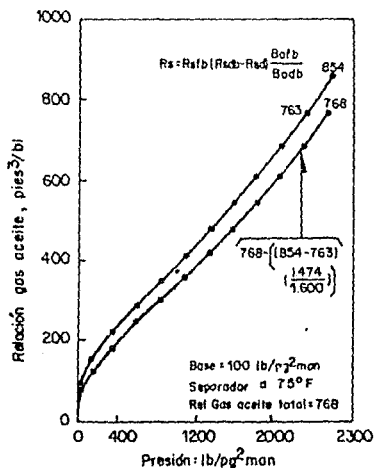


Fig.1.3 Ajuste de la curva de gas disuelto a las condiciones del separador.

Las unidades de R_{sdb} y R_{sd} son pies cúbicos a condiciones estándar por barril de aceite residual. Si $(R_{sdb} - R_{sd})$ divide por B_{odb} , se obtendrá el gas liberado por barril de aceite en el punto de burbujeo. Si ahora se multiplica por B_{ofb} , se obtendrá el gas liberado por cada barril en el tanque. Entonces el gas remanente en solución es:

$$R_s \left(\frac{\text{pies}^3 \text{ a c.s.s.}}{\text{bl}_0 \text{ a c.t.}} \right) = R_{sfb} - (R_{sdb} - R_{sd}) \frac{B_{ofb}}{B_{odb}} \quad (1.92)$$

Para cada presión en estudio, durante la liberación diferencial, R_s puede calcularse con la Ec. (1.89).

En la práctica, es común usar datos de una liberación diferencial para cálculos de balance de materia. Los valores de B_{od} y R_{sd} son casi siempre más altos que los valores correspondientes a los obtenidos de pruebas de separador; consecuentemente, los cálculos de aceite original y aceite recuperable usualmente serán más bajos que los correctos. Los datos de una liberación diferencial pueden convertirse a condiciones instantáneas en el separador, antes de usarse en los cálculos.

1.8 EJEMPLOS DE APLICACION

El ejemplo siguiente corresponde al procedimiento que se tiene que efectuar para seleccionar las correlaciones a emplear en el cálculo de R_s , B_o y P_b , con sus respectivos ajustes y el cálculo de las propiedades del b. aceite, agua y gas a ciertas condiciones de presión y temperatura, para lo cual es necesaria la siguiente información:

- Si hay producción apreciable de agua, se requiere el equivalente de NaCl en porcentaje.
- Densidad relativa del gas producido.
- Si el gas es seco o húmedo.
- Si el gas contiene CO_2 y H_2S , se requieren sus fracciones molares.
- Densidad del aceite ($^{\circ}API$).
- Relación gas-aceite producido ($\text{pies}^3/\text{bl}_0$).
- Presión (lb/pg^2 abs) y temperatura ($^{\circ}F$) de la 1a. etapa de separación.
- Del análisis pVT:
 - factor de volumen del aceite en el punto de burbujeo, resultantes de una separación instantánea (B_{ofb})

- relación de solubilidad en el punto de burbujeo, resultante de una separación instantánea (R_{sfb}), en

$$(\text{pies}^3/\text{bl}_0)$$

- presión y temperatura en el punto de burbujeo en (lb/pg^2 abs) y ($^{\circ}\text{F}$), respectivamente.
- o Condiciones de presión (lb/pg^2 abs) y temperatura ($^{\circ}\text{F}$), de interés.

Ejemplo 1.1

Suponiendo que los datos recopilados son los siguientes:

$$\% \text{ de NaCl en el agua} = 0.18$$

Gas húmedo

$$Y_g = Y_{gp} = 0.85 \text{ (sólo una etapa de separación)}$$

$$y_{H_2} = 0$$

$$y_{CO_2} = 0.0287$$

$$y_{H_2S} = 0.2327$$

$$^{\circ}\text{API} = 30$$

$$R = 750 \text{ (pies}^3/\text{bl}_0)$$

$$P_{sp} = 120 \text{ (lb}/\text{pg}^2 \text{ abs)}$$

$$T_{sp} = 75 \text{ (}^{\circ}\text{F)}$$

$$B_{ofb} = 1.455 \text{ (bl}_0 \text{ a c.b./bl}_0 \text{ a c.s.)}$$

$$R_{sfb} = 750 \text{ (pies}^3/\text{bl}_0)$$

$$p_b = 3300 \text{ (lb}/\text{pg}^2 \text{ abs)}$$

$$T_b = 220 \text{ (}^{\circ}\text{F)}$$

$$\bar{p} = 2000 \text{ (lb}/\text{pg}^2 \text{ abs)}$$

$$\bar{T} = 200 \text{ (}^{\circ}\text{F)}$$

El primer paso, es seleccionar las correlaciones que mejor determinan los valores de p_b , R_s y B_o con sus respectivos factores de corrección.

Para hacer las comparaciones, se tomarón los datos de laboratorio R_{sfb} , B_{ofb} y p_b .

Aplicando las Ecs. (1.64), (1.65), (1.66) y (1.68), se calculan los valores de la p_b , con Standing, Vázquez, Distein y Lasater, respectivamente:

$$p_b = 18 \left(\frac{750}{0.85} \right)^{0.83} 10^{(0.00091 \times 220 - 0.0125 \times 30)} = 3352$$

$$p_b = \left(\frac{750 \exp\{-25.724 \times 30 / (220 + 460)\}}{0.0362 \times 0.8522} \right)^{\frac{1}{1.0937}} = 3626$$

$$p_b = 10^{(1.7669 + 1.7447 \log(17.672) - 0.30218 \log(17.672))} = 2971$$

$$p_b = \frac{4.1234 (220 + 460)}{0.85} = 3299$$

Se observa que con la correlación de Lasater se ajusta, de manera más aproximada, el valor de p_b .

Para la relación de solubilidad, se aplican las Ecs. (1.32), (1.36), (1.39) y (1.48):

$$R_s = 0.85 \left(\frac{3300}{18} \right)^{0.83} 10^{(0.0125 \times 30 - 0.00091 \times 220)} = 736$$

$$R_s = 0.0362 \times 0.85222 \times 3300^{1.0937} \times \exp(25.724 \times 30 / (220 + 460)) = 610$$

$$R_s = 0.85 \left(\frac{19.786 \times 30^{0.989}}{220^{0.172}} \right)^{\frac{1}{0.816}} = 653$$

$$R_s = 132755 \times \frac{0.6850 \times 0.8762}{(1 + 0.6850) 336.41} = 752$$

La correlación de Lasater se ajustó de manera más aproximada al valor de R_s .

Para el factor de volumen de aceite, se aplican las Ecs. (1.33), (1.37) y (1.41):

$$B_o = 0.972 + 0.000147 \times 0.13786^{1.175} = 1.4723$$

$$B_0 = 1 + 4.677 \times 10^{-4} \times 750 + (220-60)(30/0.85222)(1.751 \times 10^{-5} + 1.811 \times 10^{-9} \times 750).$$

$$B_0 = 1.3729$$

$$B_0 = 1 + 10^{-0.36412} = 1.4324$$

Con la correlación de Standing se calcula de manera más aproximada el valor de B_0 .

A continuación se muestra la Tabla 1, donde se comparan los valores obtenidos con cada una de las correlaciones y los valores del laboratorio, sus respectivos factores de corrección, los cuales se calculan de la siguiente manera, aplicado a B_0 :

$$B_{0lab} = C B'_{0c} \quad (1.93)$$

despejando C:

$$C = \frac{B_{0lab}}{B'_{0c}} \quad (1.94)$$

para valores diferentes a B_{0lab} y sustituyendo la Ec. (1.94) en la Ec. (1.93), se tiene:

$$B_{or} = \left(\frac{B_{0lab}}{B'_{0c}} \right) B_{0c} \quad (1.95)$$

donde:

B_{0c} = valor cualquiera de B_0 obtenido con la correlación.

B'_{0c} = valor de B_0 obtenido con la correlación para determinar el factor de corrección.

B_{0lab} = valor de B_0 obtenido del laboratorio.

B_{or} = valor de B_0 corregido.

$\left(\frac{B_{0lab}}{B'_{0c}} \right)$ = factor de corrección.

TABLA 1. RELACION DE RESULTADOS OBTENIDOS CON LAS CORRELACIONES, SUS FACTORES DE CORRECCION Y LOS DATOS DEL LABORATORIO

CORRELACION	R_s	C_{R_s}	B_o	C_{B_o}	P_b	C_{P_b}
STANDING	736	1.0190	1.4723	0.9882	3352	0.9845
VAZQUEZ	610	1.2295	1.3729	1.0598	3626	0.9101
OSTEIN	653	1.1485	1.4324	1.0158	2971	1.1107
LASATER	752	0.9973	--	--	3299	1.0003
LABORATORIO	750	--	1.4550	--	3300	--

Con base en los resultados obtenidos anteriormente, se aplicarán las correlaciones de Lasater y Standing para calcular P_b y R_s con la primera y B_o con la segunda.

La expresión para la densidad relativa del gas disuelto, Ec. (1.2), también se debe ajustar para el valor proporcionado como dato:

$$Y'_{gd} = 0.25 + 0.02(30 + 750 \times 10^{-6} (0.6874 - 3.5864 (30))$$

$$Y'_{gd} = 0.7698$$

En el punto de burbujeo $Y_{gd} = Y_g$, por lo que:

$$Y_{gd} = 1.1042 Y'_{gd}, \text{ donde } 1.1042 \text{ es su respectivo factor de corrección.}$$

Se determinan los valores de Y_{gd} y R_s , a las condiciones de interés, por ensayo y error. Estos valores son $R_s = 456$ y $Y_{gd} = 0.8847$, y se obtuvieron de la siguiente manera:

1. Se supone un valor de Y_{gd} .
2. Se resuelve la Ec. (1.43) para P_f .

3. Se determina el valor de y_g con la Ec. (1.49).
4. Se sustituyen valores en la Ec. (1.48), obteniendo R_s^*
5. Se calcula el valor de γ_{gd} con la Ec. (1.2).
6. Se comparan los valores de γ_{gd}^* , si:

◦ $|\gamma_{gdc} - \gamma_{gds}| < 0.001$, los valores de γ_{gds} y R_s son los correctos.

◦ En caso contrario, se hace $\gamma_{gds} = \gamma_{gdc}$ y se continua a partir del punto 2.

Cálculo de las propiedades del gas

Como $\bar{p} < p_b$ ó R_s a condiciones de interés, es menor que R , el aceite está saturado.

Aplicando la Ec. (1.8) y las Ecs. (1.12), (1.13), (1.16)-(1.22) por existir gases amargos:

$$\gamma'_{gf} = (750 \times 0.85 - 456 \times 0.8847) / (750 - 456) = 0.7962$$

$$T_{pc} = 167 + 316.67 \times 0.7962 = 419.13$$

$$p_{pc} = 702.5 - 50 \times 0.7962 = 662.69$$

$$\epsilon_s = 120 (0.2614^{0.9} - 0.2614^{1.6}) + 15(0.2327^{0.5} - 0.2327^4) = 29.04$$

$$T'_{pc} = 419.13 - 29.04 = 390.09$$

$$p'_{pc} = 662.69 \times 390.09 / (419.13 + 0.2327 (1 - 0.2327) 29.04) = 609.24$$

$$T_{pr} = \frac{200 + 460}{390.09} = 1.6919$$

$$p_{pr} = \frac{2000}{609.24} = 3.2828$$

Suponiendo un valor de $Z_s = 0.8$, con las Ecs. (1.16) y (1.19) por ensaye y error se obtiene $Z = 0.86067$.

Con las Ecs. (1.9) y (1.10), se obtiene B_g y ρ_g :

* Afectado por su correspondiente factor de corrección.

$$B_g = \frac{0.02825 \times 0.86067 (200+460)}{2000} = 0.0080236$$

$$\rho_g = \frac{0.0764 \times 0.7962}{0.0080236} = 7.5813$$

La viscosidad del gas se obtiene con las Ecs. (1.23) - (1.30):

$$X = 3.5 + \frac{960}{(200+460)} + 0.2897 \times 0.7962 = 5.1852$$

$$Y = 2.4 - 0.2 \times 5.1852 = 1.3630$$

$$K = \frac{(9.4 + 0.5794 \times 0.7962)(200+460)^{1.5}}{209 + 550.4 \times 0.7962 + 200 + 460} = 127.9085$$

$$\mu_g = 127.91 \times 10^{-4} \exp(5.1852 (7.5813/62.428)^{1.363}) = 0.017145$$

Corrección por presencia de CO₂ y H₂S

$$C_{H_2} = 0$$

$$C_{CO_2} = 0.0287 (9.08 \times 10^{-3} \times \log 0.85 + 6.24 \times 10^{-3}) = 1.6069 \times 10^{-4}$$

$$C_{H_2S} = 0.2327 (8.49 \times 10^{-3} \times \log 0.85 + 3.73 \times 10^{-3}) = 7.2853 \times 10^{-4}$$

$$\mu_g = 0.018034$$

Cálculo de las propiedades del aceite

El factor de volumen del aceite se obtiene con las Ecs. (1.40)-(1.42)

$$B_o^* = 456 \left(\frac{0.8847}{0.8762} \right)^{0.526} + 0.968 (200) = 651.9215$$

$$B_o = (1 + 10^{-0.57895}) C_{B_o} = 1.28363$$

La viscosidad del aceite saturado se obtiene con las Ecs. (1.51)-(1.57):

$$Z = 3.0324 - 0.02023 (30) = 2.4255$$

$$Y = 10^{2.4255} = 266.38$$

$$X = 266.38 (200)^{-1.163} = 0.56157$$

$$\mu_{om} = 10^{0.56157 - 1} = 2.6439$$

$$b = 5.44 (456 + 150)^{-0.338} = 0.6239$$

$$a = 10.715 (456 + 100)^{-0.515} = 0.4133$$

$$\mu_o = 0.4133 (2.6439)^{0.6239} = 0.7581$$

Aplicando la Ec. (1.58), se obtiene la tensión superficial del aceite:

$$\sigma_o = (42.4 - 0.047 \times 200 - 0.267 \times 30) \exp(-0.0007 \times 2000)$$

$$\sigma_o = 6.1625$$

Cálculo de las propiedades del agua

La densidad del agua bajosaturada, se obtiene con la Ec. (1.69).

$$B_w = 1 + 1.2 \times 10^{-7} (200-60) + (200-60) \times 10^{-7} - 3.33 \times 2000 \times 10^{-7}$$

$$B_w = 1.0103$$

La densidad del agua, con la Ec. (1.70):

$$\rho_w = \frac{62.43}{1.0103} = 61.795$$

La viscosidad del agua, con las Ecs. (1.71) - (1.73):

$$B = 70.634 + 0.09576 (0.18) = 70.637$$

$$A = -0.04518 + 0.009313 (0.18) - 0.000393 (0.18) = 0.0435$$

$$\mu_w = -0.0435 + \frac{70.637}{200} = 0.30967$$

Con las Ecs. (1.75) - (1.77), se determina el valor de la tensión superficial agua-gas:

$$\sigma_{w1} = 52.5 - 0.006 (2000) = 40.5$$

$$\sigma_{w2} = 76 \exp (-0.00025 \times 2000) = 46.096$$

$$\sigma_w = \frac{(280 - 200)}{206} (46.096 - 40.5) + 40.5 = 42.67$$

La solubilidad del gas en el agua, se determina con las Ecs. (1.78)-(1.88):

$$p' = 1 - \exp (-2000/2276) = 0.5847$$

$$T^* = \frac{5}{9} (200 - 32) = 93.333$$

$$T' = \frac{93.33 - 90}{10} = 0.333$$

$$S = 0.5847 (A - B \times 0.333 + C \times 0.333^2 + D \times 0.333^3) = 2.175$$

$$R_{sw} = 5.6146 (2.175) = 12.21$$

Considerando el efecto de salinidad:

$$C_{cs} = 0.9924$$

$$R_{sw} = 12.12$$

Ejemplo 1.2

Anotar en una tabla las variaciones numéricas de R_s , Y_{gd} , Y_{gf} y B_o con el abatimiento de la presión, utilizando las ecuaciones seleccionadas anteriormente y los datos del ejemplo anterior.

p	R_s^*	γ_{gd}	γ_{gf}	B_o
3300	750.26	0.8500	---	---
3000	701.58	0.8558	0.7660	1.4149
2500	580.19	0.8701	0.7813	1.3504
2000	456.24	0.8847	0.7961	1.2851
1500	331.02	0.8995	0.8109	1.2199
1000	209.60	0.9138	0.8253	1.1579
500	99.65	0.9268	0.8382	1.1034
250	50.60	0.9326	0.8440	1.0798
100	23.28	0.9358	0.8473	1.0669
50	14.53	0.9369	0.8483	1.0627
25	10.22	0.9374	0.8488	1.0607
15	8.51	0.9376	0.8490	1.0599

* Afectados por su correspondiente factor de corrección.

Cabe señalar que para presiones menores a la de saturación, se supuso una temperatura media igual a 200°C.

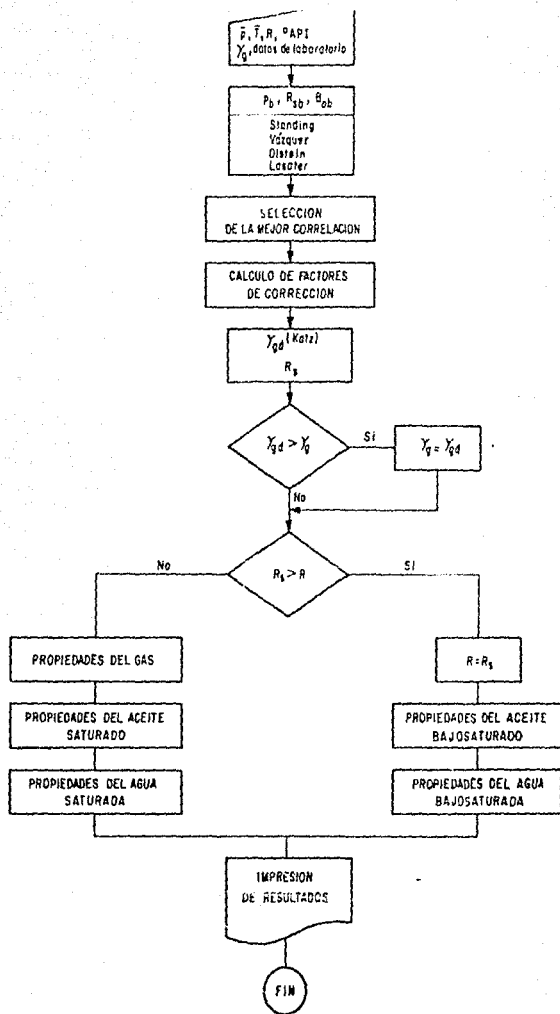


Fig 1.4. Diagrama de flujo simplificado para calcular las propiedades de los fluidos

REFERENCIAS

1. Kermit & Brown: "Fluid Property Options", Technology of Artificial Lift Methods.
2. Katz, D.L.: "Prediction of the Shrinkage of Crude Oils", Drilling and Prod. Prac. API, 1942.
3. Benedict, M., et al, "An Empirical Equation for Thermodynamic Properties of Light Hydrocarbons and Their Mixtures", J. Chem. Phys., Vol. 8, 1940.
4. Standing, M.B. y Katz, D.L.: "Density of Natural Gases", Trans. AIME (1942), 140-149.
5. Wichert, E. y Aziz, K.: "Calculate Z's for Sour Gases" Hydrocarbon Processing, mayo 1972.
6. Lee, A.L., et al.: "The Viscosity of Natural Gases", Trans. AIME (1942), 197.
7. Carr, N.L., et al.: "Viscosity of Hydrocarbon Gases Under Pressure", J.P.T., oct. 1954.
8. Standing, M.B.: "A Pressure-Volume-Temperature Correlation for Mixtures of California Oil and Gases", Drill. and Prod. Prac., API (1947), 275-286.
9. Vázquez, M. y Beggs, H.D.: "Correlations for Fluid Physical Property Prediction", J.P.T., junio 1980.
10. Oistein, Glaso: "Generalized Pressure-Volume-Temperature Correlations", J.P.T., mayo 1980.
11. Lasater, J.A.: "Bubble Point Pressure Correlation", Transactions AIME, Vol. 13, 1958.
12. Beggs, H.D. y Robinson, J.R.: "Estimating the Viscosity of Crude Oil Systems", J.P.T., sep. 1975.
13. Baker, O.: "Designing Pipelines for Simultaneous Flow of Oil and Gas", Pipeline Engineer, February 1960.
14. Dodson, C.R. y Standing, M.B.: "Pressure-Volume-Temperature and Solubility Relations for Natural-Gas-Water-Mixtures", Drill. and Prod. Prac., API (1944) 173-179.
15. Mathew, C.S. y Russell, D.G.: "Pressure Buildup and Flow Test in Well", Monograph Series SPE (1967).
16. Phillip L. Moses, "Engineering Applications of Phase Behavior of Crude Oil and Condensate Systems", Journal of Petroleum Technology, July 1986.

CAPITULO II

2. FUNDAMENTOS DE FLUJO A TRAVES DE TUBERIAS.

2.1. ECUACION GENERAL DE ENERGIA.

2.2. PERDIDAS DE PRESION POR FRICCION.

2.2.1 Ecuación de Darcy.

2.2.2 Ecuación de Fanning.

2.2.3 Factor de fricción.

2. FUNDAMENTOS DE FLUJO A TRAVÉS DE TUBERIAS

2.1 ECUACION GENERAL DE ENERGIA

La ecuación general que gobierna el flujo de fluidos a través de una tubería, se obtiene a partir de un balance macroscópico de la energía asociada a la unidad de masa de un fluido, que pasa a través de un elemento aislado del sistema. (Fig. 2.1)

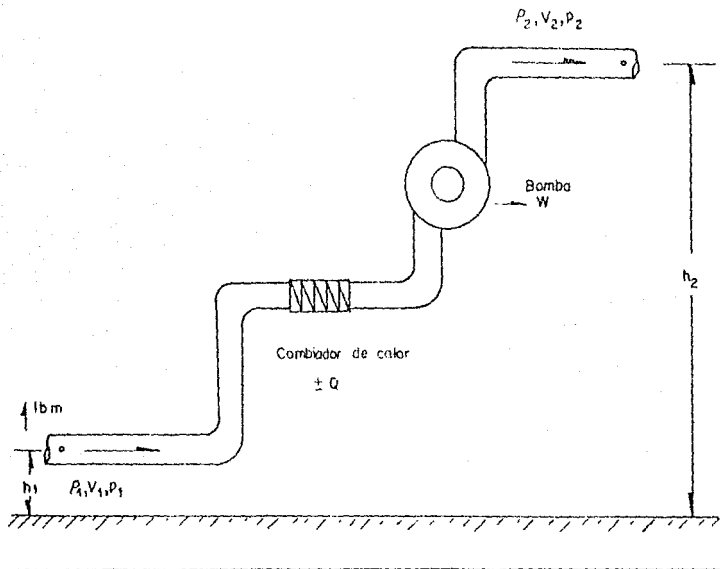


Fig. 2.1 Diagrama de flujo en un conducto aislado.

De acuerdo con la ley de la conservación de la energía:

$$E_1 + \Delta W_f + \Delta W_s = E_2 \quad (2.1)$$

donde:

ΔW_f = pérdidas de energía por fricción. Estas pérdidas corresponden a la fricción interna del fluido (viscosidad) y a la fricción del fluido con las paredes rugosas de la tubería.

ΔW_s = pérdidas de energía por trabajo externo.

E_1 = energía por unidad de masa, en la posición uno $\left(\frac{lb_f - pie}{lb_m}\right)$

E_2 = energía por unidad de masa, en la posición dos $\left(\frac{lb_f - pie}{lb_m}\right)$

Energía de expansión (E_e)

La energía de expansión está dada por:

$$E_e \left(\frac{lb_f - pie}{lb_m}\right) = p \left(\frac{lb_f}{pie^2}\right) v \left(\frac{pie^3}{lb_m}\right) = pv \quad (2.2)$$

donde:

v = volumen específico $\left(\frac{pie}{lb_m}\right)$

Energía potencial (E_p)

La energía potencial está dada por la expresión siguiente:

$$E_p \left(\frac{lb_f - pie}{lb_m}\right) = g \left(\frac{pie}{seg^2}\right) \frac{1}{g_c} \left(\frac{lb_f - seg^2}{lb_m - pie}\right) h (pie) = \frac{g}{g_c} h \quad (2.3)$$

Energía cinética (E_c)

La energía cinética se expresa como sigue:

$$E_c \left(\frac{lb_f - pie}{lb_m}\right) = \frac{v^2}{2} \left(\frac{pie^2}{seg^2}\right) \frac{1}{g_c} \left(\frac{lb_f - seg^2}{lb_m - pie}\right) = \frac{v^2}{2g_c} \quad (2.4)$$

donde:

v = velocidad $\left(\frac{pie}{seg}\right)$

Al sustituir las energías correspondientes a las posiciones 1 y 2 en la ecuación (2.1) se obtiene:

$$p_1 v_1 + \frac{g}{g_c} h_1 + \frac{v_1^2}{2g_c} + \Delta W_f + \Delta W_s = p_2 v_2 + \frac{g}{g_c} h_2 + \frac{v_2^2}{2g_c} \quad (2.5)$$

$$v \Delta p + \frac{g}{g_c} \Delta h + \frac{\Delta v^2}{2g_c} + \Delta W_f + \Delta W_s = 0 \quad (2.6)$$

donde:

$V =$ volumen específico medio del fluido ($V = \frac{1}{\rho}$)

Multiplicando la Ec. (2.6) por $\rho \Delta L$ y considerando despreciables las pérdidas de energía por trabajo externo, se tiene:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} + \rho \frac{g \Delta h}{g_c \Delta L} + \rho \frac{V^2}{2g_c \Delta L} + \rho \frac{\Delta W_f}{\Delta L} = 0 \quad (2.7)$$

Considerando positiva la caída de presión en la dirección del flujo, se tiene:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \rho \frac{g \Delta h}{g_c \Delta L} + \frac{\rho V^2}{2g_c \Delta L} + \frac{\Delta W_f}{\Delta L} \quad (2.8)$$

A esta ecuación se le acostumbra escribir en la forma siguiente:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_T = \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{ac} + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f \quad (2.9)$$

donde:

$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_T$ = gradiente de presión total

$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e$ = gradiente de presión debido a la elevación

$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{ac}$ = gradiente de presión debido a la aceleración

$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f$ = gradiente de presión debido a la fricción.

2.2 PERDIDAS DE PRESION POR FRICCION

Las pérdidas de presión por fricción, en conductos circulares de diámetro constante, han sido determinadas experimentalmente por varios investigadores. Los resultados de esta experimentación, utilizando tuberías de diversos materiales, constituyen la base de las fórmulas que actualmente se usan.

2.2.1 Ecuación de Darcy

Darcy, Weisbach y otros, en 1857, dedujeron experimentalmente la siguiente ecuación, expresada en unidades consistentes:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_f = \frac{f \rho v^2}{2g_c d} \quad (2.10)$$

Una ecuación similar fue establecida posteriormente por Fanning, quien obtuvo valores de f cuatro veces menores que los de Darcy. Esta diferencia se debe al uso del radio hidráulico en lugar del diámetro de la tubería al formular su correlación.

La ecuación de Darcy se usará generalmente, en estos apuntes, para calcular las pérdidas de presión por fricción.

2.2.2 Ecuación de Fanning

La ecuación establecida por Fanning es:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_f = \frac{f v^2 \rho}{2g_c R_h} \quad (2.11)$$

donde:

$$R_h = \text{radio hidráulico} = \frac{\text{área de la sección transversal}}{\text{perímetro mojado}}$$

$$R_h = (\pi d^2/4)/\pi d = d/4$$

$$\therefore \left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_f = \frac{2 f v^2 \rho}{g_c d} \quad (2.12)$$

2.2.3 Factor de Fricción

El valor del factor de fricción (f) es función de la rugosidad de la tubería (ϵ) y del número de Reynolds (N_{Re}), esto es:

$$f = f(\epsilon, N_{Re})$$

El número de Reynolds (adimensional) se define, en unidades consistentes como:

$$N_{Re} = \frac{d v \rho}{\mu} \quad (2.13)$$

Rugosidad

La rugosidad (ϵ) de una tubería, es una característica de su superficie, la cual está constituida por pliegues o crestas unidas, formando una superficie homogéneamente distribuida y depende del tipo de material que se emplee en su construcción.

En laboratorio, la determinación de la rugosidad se lleva a cabo a partir de la relación del área con respecto a la longitud de superficie de contacto con el fluido Fig. (2.2), bajo las siguientes condiciones de prueba:

- Suponer constantes las propiedades del fluido.
- Mantener constante el gasto.
- p y T constantes a la entrada y salida del ducto de prueba.
- Se relacionará en forma directa la variación de la longitud con la rugosidad por medio de la siguiente expresión:

$$\epsilon = \frac{\sum_{i=1}^n p_i}{\sum_{i=1}^n (p_i/A_i)L_i} \quad (2.14)$$

donde:

$$\sum_{i=1}^n p_i = p_e - p_s \quad (2.15)$$

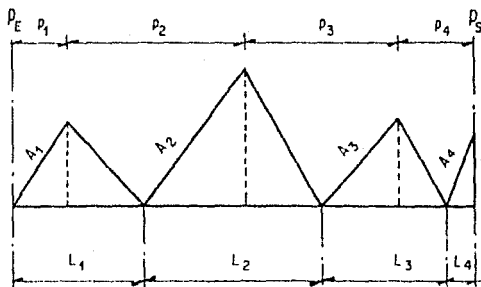


Fig. 2.2— Esquema de rugosidades.

Actualmente, se admite que la rugosidad puede expresarse por la altura media (ϵ) de dichos pliegues, al considerar las características de flujo

Los valores más comúnmente empleados en la industria son:

	$\epsilon \times 10^{-5}$ (pg)
TUBERIA ESTRIADA	6
TUBERIAS DE PRODUCCION O PERFORACION	60
TUBERIAS DE ESCURRIMIENTO	70
TUBERIAS GALVANIZADAS	600

Para calcular el valor de f , es necesario determinar el régimen de flujo. En conductos, los fluidos se mueven de acuerdo a cualquiera de los siguientes regímenes de flujo: laminar o turbulento. El flujo laminar ocurre cuando las partículas de fluido se mueven en líneas rectas paralelas al eje del conducto. A velocidades mayores, las partículas se mueven de una manera caótica, formando vórtices y remolinos; en este caso el flujo es turbulento. Osborne Reynolds estableció experimentalmente un parámetro para determinar el régimen de flujo en tuberías. A este parámetro (ecuación 2.13), se le conoce como número de Reynolds. El flujo laminar se presenta cuando $N_{Re} < 2300$ y el flujo turbulento cuando $N_{Re} > 3100$.

Para flujo laminar de una sola fase, el factor de fricción depende exclusivamente del número de Reynolds y está dado por:

$$f = \frac{64}{N_{Re}} \quad (2.16)$$

Para flujo turbulento ($N_{Re} > 3100$), el factor de fricción está dado por la ecuación de Colebrook y White:

$$f = \left[-2 \log \left(\frac{\epsilon}{3.715 d} + \frac{2.514}{\sqrt{f} N_{Re}} \right) \right]^{-2} \quad (2.17)$$

Se observa que para calcular f , en este caso, se requiere de un proceso iterativo.

Basándose en la ecuación (2.17) Moody preparó un diagrama para determinar el factor de fricción en tuberías de rugosidad comercial (Fig. 2.3). En éste se nota lo siguiente:

- a) Para $N_{Re} < 2300$ (flujo laminar) f depende exclusivamente del número de Reynolds.

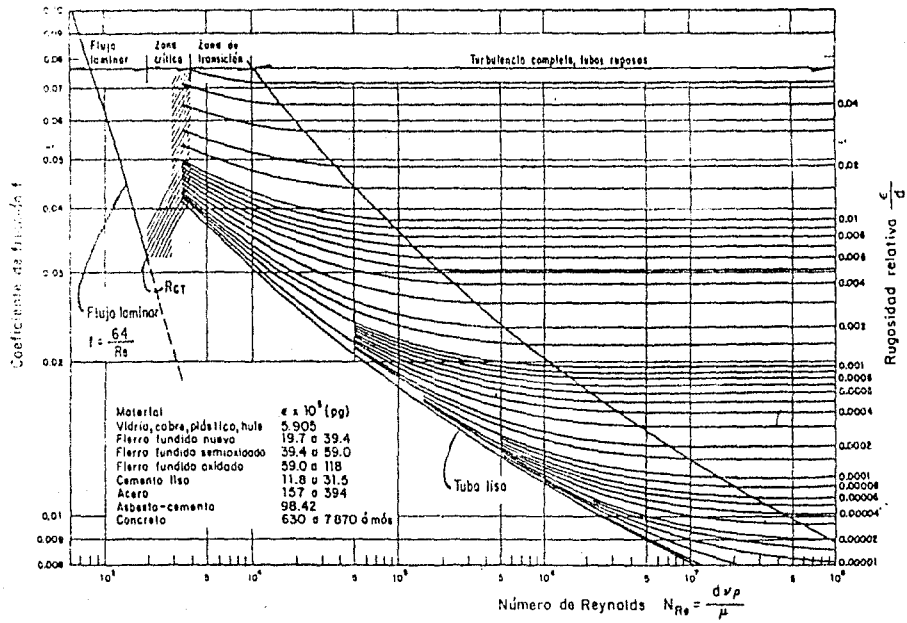


Fig 2.3 Diagrama de Moody

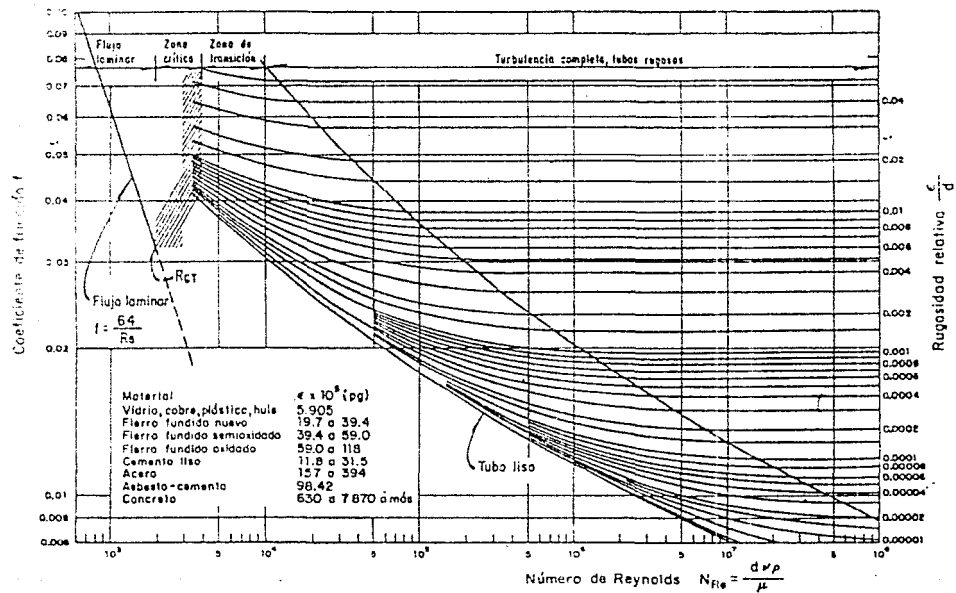


Fig 2.3 Diagrama de Moody

- b) A partir de $N_{Re} = 3100$, se inicia la zona de transición. Dentro de ésta, f depende tanto de N_{Re} como de ϵ/d (rugosidad relativa).
- c) La zona francamente turbulenta se inicia a diferentes valores de N_{Re} , dependiendo del valor de ϵ/d . En esta zona f es independiente de N_{Re} y varía únicamente con la rugosidad relativa. El valor de f puede obtenerse, para flujo turbulento, con:

$$f = (-2 \log (\epsilon / 3.715 d))^{-2} \quad (2.18)$$

- d) Cuando el flujo es crítico ($2300 < N_{Re} < 3100$) el factor de fricción se puede aproximar con la siguiente expresión:

$$f = \frac{N_{Re} - 2300}{2300} \left[\frac{1.3521}{(2.3026 \log (\frac{\epsilon}{3.715 d} + \frac{2.514}{3100 \sqrt{f}}))^{-2}} \right] + 0.032 \quad (2.19)$$

Los valores de f , expresados en estas últimas cuatro ecuaciones (2.16 a 2.19) se utilizarán, junto con la ecuación de Darcy (2.10), en el cálculo de las pérdidas de presión por fricción.

Como se indicó, el valor de f , para flujo turbulento, es función también de la rugosidad ϵ . Para tuberías comerciales ϵ varía de 0.0006 a 0.0008 pg. Para tuberías de producción comúnmente se emplea un valor de $\epsilon = 0.0006$ y para líneas superficiales de 0.0006 a 0.00075 pg.

La siguiente ecuación permite obtener un valor de f bastante aproximado, cuando el régimen de flujo es turbulento ($N_{Re} > 3100$)

$$f = \left[1.14 - 2 \log \left(\frac{\epsilon}{d} + \frac{21.25}{N_{Re} 0.9} \right) \right] \quad (2.20)$$

REFERENCIAS

- 1.- Mataix, C.: "Mecánica de Fluidos y Maquinas Hidráulicas", Harper & Row Publisher Inc. 1970.
- 2.- Shames, H.I.: "Mechanics of Fluids", McGraw-Hill, 1962
- 3.- Streeter, W.: "Mecánica de los Fluidos", McGraw-Hill. Sexta Edición.
- 4.- UNAM.: "Apuntes de Mecánica de Fluidos", División: Ciencias de la Tierra, Depto. de Explotación del Petróleo, 1985.
- 5.- Kermit, B y otros.: "The Technology of Artificial Lift Methods", Petroleum Publishing Co. Vol 2b. Tulsa, Oklahoma 1980.
- 6.- Ronald, V.G.: "Mecánica de los Fluidos e Hidráulica", McGraw Hill, Segunda Edición.

CAPITULO III

- 3. FLUJO DE LIQUIDOS POR TUBERIAS
 - 3.1 ECUACION GENERAL EN UNIDADES PRACTICAS
 - 3.2 NUMERO DE REYNOLDS
 - 3.3 EFICIENCIA DE FLUJO
 - 3.4 APLICACION DE LAS ECUACIONES DE FLUJO EN EL DISEÑO DE TUBERIAS QUE CONDUCCEN LIQUIDOS
 - 3.4.1 Ejemplo de Cálculo de Δp_f
 - 3.4.2 Diseño de Tuberías
 - 3.4.3 Predicción del Comportamiento de Pozos Inyectores de Agua
 - 3.4.4 Ejemplo de Aplicación del Análisis Nodal
 - 3.4.5 Pérdidas por Fricción en las Conexiones
 - 3.5 OPTIMIZACION DE LINEAS DE CONDUCCION DE LIQUIDOS
 - 3.5.1 Ecuaciones del Método
 - 3.5.2 Ejemplo
 - 3.5.3 Toma de Decisiones
 - 3.5.4 Reducción de Inversiones con Tuberías Telescopiadas
 - 3.5.5 Flujo de Crudos Viscosos

REFERENCIAS

3. FLUJO DE LIQUIDOS POR TUBERIAS

3.1 ECUACION GENERAL EN UNIDADES PRACTICAS

La Ec. (2.9), que expresa el gradiente de presión total, puede escribirse en la forma siguiente, al considerar despreciable el efecto de la aceleración.

$$\Delta p_T = \Delta p_e + \Delta p_f \quad (3.1)$$

La caída de presión por elevación es:

$$\Delta p_e = 0.433 \gamma_L \Delta h \quad (3.2)$$

donde:

$$\Delta p_e \text{ (lb/pg}^2\text{)}, \gamma_L \text{ (agua=1.0) y } \Delta h \text{ (pies)}$$

y a condiciones de escurrimiento.

La pérdida de presión por fricción, en unidades prácticas, se obtiene con la ecuación de Darcy, de la siguiente manera:

$$\Delta p_f = f \frac{\rho' v'^2 L'}{2g_c d'} \quad (3.3)$$

como

$$\rho = 62.428 \gamma_L \left(\frac{1b}{pie^3} \right) \quad (3.4)$$

y

$$v' = \frac{4 q'}{\pi d'^2} \text{ (pies/seg)} \quad (3.5)$$

$$v'^2 = \frac{4^2 q'^2}{\pi^2 d'^4} \quad (3.6)$$

Sustituyendo (3.4) y (3.6) en (3.3), se tiene:

$$\Delta p_f = 1.572768 f \frac{\gamma_L q'^2 L'}{d'^5} \quad (3.7)$$

Para emplear unidades prácticas se hacen las siguientes sustituciones:

$$d'^2 \text{ (pies}^2\text{)} = d' \text{ (pg}^2\text{)} \frac{1}{12^2} \text{ (pies}^2\text{)} \quad (3.8)$$

$$q' \left(\frac{\text{pies}}{\text{seg}} \right) = q \left(\frac{\text{bl}}{\text{dia}} \right) = 5.6146 \left(\frac{\text{pies}}{\text{bl}} \right) \frac{1}{86400} \left(\frac{\text{dia}}{\text{seg}} \right)$$

$$\therefore q'^2 = \frac{q^2 (5.6146)^2}{86400^2} \quad (3.9)$$

$$L' \text{ (pies)} = L \text{ (millas)} 5277 \left(\frac{\text{pies}}{\text{milla}} \right) \quad (3.10)$$

$$\Delta p'_f \left(\frac{\text{lb}}{\text{pie}^2} \right) = \Delta p_f \left(\frac{\text{lb}}{\text{pg}^2} \right) 12 \left(\frac{\text{pg}^2}{\text{pie}^2} \right) \quad (3.11)$$

Sustituyendo de (3.8) a (3.11) en (3.7) se tiene:

$$\Delta p'_f = \frac{1.572768 (5.6146)^2 (12)^5 (5277)}{(12)^2 (86400)^2} \frac{f \gamma_L q^2 L}{d^5} \quad (3.12)$$

$$\Delta p'_f = 0.06056 \frac{f \gamma_L q^2 L}{d^5} \quad (3.13)$$

Al sustituir (3.13) y (3.2) en (3.1), se obtiene:

$$\Delta p_T = 0.433 \gamma_L \Delta h + 0.06056 \frac{f \gamma_L q^2 L}{d^5} \quad (3.14)$$

3.2 NUMERO DE REYNOLDS

Conviene también obtener una ecuación del número de Reynolds, en la que sus factores estén en unidades prácticas:

$$N_{Re} = \frac{d' v' \rho'}{\mu'} \quad (3.15)$$

Las sustituciones de unidades se hacen de la forma siguiente:

$$v' = \frac{4 q'}{\pi d'^2} \quad (3.16)$$

$$\therefore N_{Re} = \frac{4 q' l}{\pi d' \mu'} \quad (3.17)$$

Sea:

$$q' \left(\frac{\text{pies}}{\text{seg}} \right) = q \left(\frac{\text{bl}}{\text{día}} \right) 5.6142 \left(\frac{\text{pies}}{\text{bl}} \right) \frac{1}{86400} \left(\frac{\text{día}}{\text{seg}} \right) \quad (3.18)$$

$$\rho' \left(\frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \right) = 62.428 \left(\frac{\text{lb}_W}{\text{pie}_W^3} \right) \gamma_L \left(\frac{\text{lb}}{\text{pie}_W^3} \right) \quad (3.19)$$

$$\mu' \left(\frac{\text{lb}_m}{\text{pie} \cdot \text{seg}} \right) = \mu (\text{cp}) 0.00067197 \left(\frac{\text{lb}_m}{\text{pie} \cdot \text{seg} \cdot \text{cp}} \right) \quad (3.20)$$

$$d' (\text{pies}) = d (\text{pg}) \frac{1}{12} \left(\frac{\text{pie}}{\text{pg}} \right) \quad (3.21)$$

Sustituyendo de (3.18) a (3.21) en (3.17) se tiene:

$$N_{Re} = 92.2 \frac{q \gamma_L}{d \mu} \quad (3.22)$$

3.3 EFICIENCIA DE FLUJO

Es obvio que la rugosidad de las tuberías dependerá del proceso empleado en su fabricación, su grado y tamaño. Aún las tuberías nuevas y con mayor razón las almacenadas, mostrarán valores aleatorios en su rugosidad. Los efectos de la corrosión, erosión e incrustamientos, que ocurren en las tuberías en operación, también afectan las condiciones de flujo. Por lo anterior, los gastos calculados mediante las correlaciones raramente concuerdan con los medidos.

Para compensar esta imprecisión, generalmente se introduce en los cálculos un factor de eficiencia E . Este factor se define como la fracción (o porcentaje) del gasto total calculado al manejado realmente en una tubería. Cuando se carece de datos de campo, la selección de E

se basa en la experiencia; sin embargo, un valor de 0.90 es apropiado para los cálculos en el diseño de tuberías.

Para calcular el gasto real de una línea, su gasto teórico se multiplica por el factor E. Para corregir las pérdidas de presión calculadas, éstas se dividen por la raíz cuadrada de E. Este procedimiento tiene el mismo efecto que cambiar el factor de fricción por un nuevo valor f/E^2 .

Por lo tanto la Ec. (3.14), de acuerdo con lo expuesto, queda:

$$\Delta p_T = 0.433 \gamma_L \Delta h + 0.06056 \frac{f \gamma_L q^2 L}{E^2 d^5} \quad (3.23)$$

3.4 APLICACION DE LA ECUACION DE FLUJO EN EL ANALISIS Y DISEÑO DE TUBERIAS QUE CONDUCCEN LIQUIDOS

La ecuación (3.23) permite calcular con aproximación aceptable la caída de presión en tuberías que conducen líquidos; o bien, dada la caída de presión disponible, calcular el gasto o el diámetro. La ecuación es aplicable tanto al caso de tuberías superficiales que conducen aceite (oleoductos), como al de pozos inyectoros de agua.

3.4.1 Ejemplo de Cálculo de Δp_f

Calcular la caída de presión por fricción en una tubería de 3000 pies de largo, 3.937 pg de diámetro interno y con una rugosidad (c) de 0.0006 pg, donde fluye aceite de densidad relativa de 0.9 y $\mu = 46$ cp, si el gasto es de: a) 2560 bl/día; b) 12 800 bl/día.

Solución:

$$a) L = (3000 \text{ pies}) \frac{1 \text{ milla}}{5277 \text{ pies}} = 0.5685 \text{ millas}$$

$$N_{Re} = \frac{92.2 q \gamma_L}{d \mu} = \frac{(92.2) (2560) (0.9)}{(3.937) (46)} = 1173$$

Ya que $N_{Re} < 2300$, el flujo es laminar y f se calcula con la ecuación (2.16):

$$f = \frac{64}{N_{Re}} = \frac{64}{1173} = 0.05456$$

y

$$\Delta p_f = 0.06056 \frac{f \gamma_L q^2 L}{d^5}$$

$$\Delta p_f = \frac{(0.06056) (0.05456) (0.9) (2560)^2 (0.5685)}{(3.937)^5}$$

$$\Delta p_f = \frac{(0.06056) (0.05456) (0.9) (2560)^2 (0.5685)}{(3.937)^5}$$

$$\Delta p_f = 11.7 \text{ lb/pg}^2$$

b) Para el gasto de 12 800 bl/día se tiene:

$$N_{Re} = \frac{(92.2) (12\ 800) (0.9)}{(3.937) (46)} = 5865$$

ya que $N_{Re} > 3100$, el flujo es turbulento. El factor de fricción, según la ecuación (2.17), se puede obtener con el siguiente procedimiento iterativo:

$$f_c = \left[-2 \log \left(\frac{E}{3.715 d} + \frac{2.514}{\sqrt{f_s} N_{Re}} \right) \right]^{-2} \quad (3.24)$$

En donde f_s es el valor supuesto y f_c es el calculado. Esta ecuación se aplica a partir de un valor supuesto de f (f_s) obteniéndose un valor más aproximado f_c . Si $|f_c - f_s| \leq \text{tolerancia}$, f_c es el factor de fricción buscado; si no, se hace $f_s = f_c$ y se repite el procedimiento.

Para este ejemplo:

$$f_c = \left[-2 \log \left(\frac{0.0006}{(3.715)(3.937)} + \frac{2.514}{5865 \sqrt{f_s}} \right) \right]^{-2}$$

$$f_c = \left[-2 \log \left(0.000041 + \frac{0.0004286}{\sqrt{f_s}} \right) \right]^{-2}$$

Iniciando con $f_s = 0.03$, se obtienen los resultados que se muestran a continuación:

Iteración	f_c
1	0.03700
2	0.03576
3	0.03596
4	0.03592
5	0.03593

Por lo que:

$$\Delta p_f = 0.06056 \frac{f \gamma_L q^2 L}{d^5}$$

$$\Delta p_f = \frac{(0.06056) (0.03593) (0.9) (12\ 800)^2 (0.5685)}{(3.937)^5}$$

$$\Delta p_f = 192.8 \text{ lb/pg}^2$$

3.4.2 Diseño de Tuberías

La ecuación (3.23) puede aplicarse también para obtener el diámetro para un gasto y caída de presión dados. El procedimiento de solución es iterativo, ya que el número de Reynolds (y por lo tanto el factor de fricción) es función del diámetro.

De la ecuación (3.23), despejando d se obtiene:

$$d = \left[\frac{0.06056 f \gamma_L q^2 L}{E^2 (\Delta p_f - 0.433 \gamma_L \Delta h)} \right]^{0.2} \quad (3.25)$$

El gasto, despejado de la misma ecuación, es:

$$q = E \left[\frac{d^5 (\Delta p_f - 0.433 \gamma_L \Delta h)}{0.06056 f \gamma_L L} \right]^{0.5} \quad (3.26)$$

Como se indicó el procedimiento iterativo que se usa para resolver estas ecuaciones es el de sustituciones sucesivas; o sea, para una iteración dada se supone como aproximación de la incógnita el valor calculado en la iteración anterior. Las iteraciones se continúan, hasta que el cambio de la incógnita en una iteración, sea menor que la tolerancia establecida.

Se observa que es necesario realizar iteraciones al calcular el diámetro o el gasto y al calcular el factor de fricción cuando el flujo es turbulento. De esto se desprende la conveniencia de usar calculadoras programables en la solución de problemas de diseño y análisis de tuberías horizontales, verticales o inclinadas.

3.4.3 Predicción del Comportamiento de Pozos Inyectores de Agua

La Fig. 3.1 es un diagrama simplificado de un sistema de inyección de agua. Los elementos del sistema son:

- a) La estación de bombeo
- b) La línea superficial de distribución
- c) La tubería vertical de inyección
- d) El yacimiento

En la misma figura se distinguen los nodos o puntos de unión de los elementos, en los que se tienen las presiones siguientes:

- a) p_p .- Presión en la estación de bombeo.
- b) p_{th} .- Presión en la boca del pozo
- c) p_{wf} .- Presión de fondo fluyendo (inyectando)
- d) p_{ws} .- Presión estática (de fondo cerrado).

La predicción del comportamiento de un pozo inyector consiste esencialmente en la determinación de su capacidad de admisión (gasto de inyección) en función de la presión disponible en la superficie y las características de las tuberías y del yacimiento. Los datos requeridos para resolver el problema planteado son:

- a) Presión de inyección en la estación de bombeo.
- b) Longitud, diámetro y cambio de nivel de la tubería superficial de distribución.
- c) Longitud y diámetro de la tubería vertical de inyección.
- d) Presión estática e índice de inyectividad (II) del pozo
- e) Características del fluido inyectado.

El procedimiento de cálculo consiste en:

- a) Suponer un gasto de inyección.
- b) Con la presión de bombeo y las características de la línea superficial, calcular la presión en la boca del pozo para el gasto supuesto. Para este cálculo se usa la Ec. (3.23).
- c) Con la presión en la boca calculada en el paso anterior y el mismo gasto, obtener la presión de fondo inyectado (p_{wf}). Para este cálculo se usa la misma Ec. (3.23), teniendo en cuenta que el desnivel Δh (pies) corresponde al valor de la longitud de la tubería vertical de inyección L , que debe estar en millas.
- d) Con el índice de inyectividad del pozo, el gasto supuesto y la presión de fondo calculada en el paso anterior, obtener la presión estática (p_{ws})_c

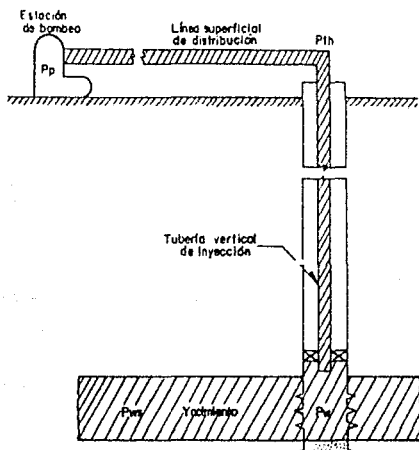


Fig.3.1 Diagrama simplificado de un sistema de inyección de agua.⁷

$$(p_{ws})_c = p_{wi} - \frac{q}{11} \quad (3.27)$$

- e) Comparar el valor de la presión estática calculada, con el valor real de dicha presión. Si estos valores coinciden, dentro de la tolerancia fijada, el gasto supuesto en el paso (a), es el correcto. En caso contrario, suponer otro gasto y repetir el procedimiento, hasta obtener la aproximación deseada.

Para simplificar los cálculos es conveniente graficar los valores de los gastos supuestos contra los de la presión estática calculada. Como se muestra en la Fig. 3.2

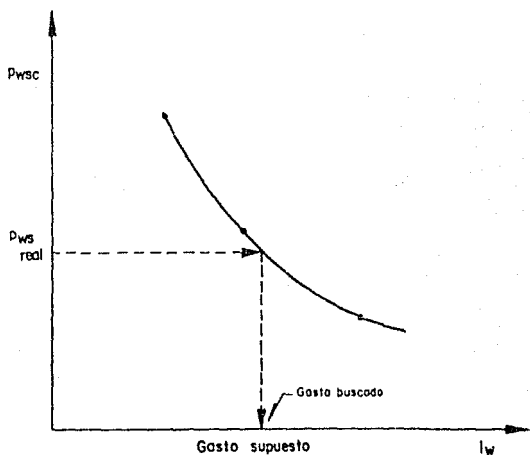


Fig. 3.2 Determinación gráfica del gasto correspondiente a una presión estática dada.

El procedimiento descrito permite obtener la presión en cada nodo, en función de las condiciones de flujo que prevalecen en los elementos del sistema. Por esta razón el procedimiento se denomina como análisis nodal.

Con relación al comportamiento de un pozo inyector de agua, es importante considerar que su presión estática generalmente aumentará con el tiempo, debido a la propia inyección. Por otra parte la formación puede sufrir daño, por las impurezas del agua o su incompatibilidad con la formación. Además la movilidad del agua en la zona invadida, puede ser menor que la movilidad de los fluidos desplazados delante del frente de invasión. El efecto de estas situaciones es la disminución del índice de inyectividad. Por lo tanto, es conveniente determinar la capacidad de inyección del pozo considerando como variable la presión estática y el índice de inyectividad.

Es evidente que un análisis detallado permitirá determinar el efecto que sobre el gasto, tendrá el cambio de las tuberías y la presión de inyección.

3.4.4 Ejemplo de Aplicación del Análisis Nodal

Se desea determinar: a).- El gasto de inyección de un pozo; y b) El efecto del cambio de la presión de bombeo y de las tuberías, sobre su capacidad de admisión. Los datos del sistema son:

Para la línea superficial:

$$\begin{aligned} Y_{rw} &= 1.00 & L &= 2 \text{ millas} & \mu &= 1 \text{ cp} \\ E &= 0.90 & d &= 4 \text{ pg} & \Delta h &= + 20 \text{ pies} & \epsilon &= 0.0006 \text{ pg} \end{aligned}$$

Para la tubería vertical de inyección:

$$\begin{aligned} Y_{rw} &= 1.00 & L &= 2.273 \text{ millas} & \mu &= 0.8 \text{ cp} \\ E &= 0.90 & d &= 2.441 \text{ pg} & \Delta h &= 12000 \text{ pies} \\ \epsilon &= 0.0006 \text{ pg} \end{aligned}$$

Otros datos son: $p_p = 3100 \text{ lb/pg}^2$

$$II = 3.521 \quad [bl/dfa/lb/pg^2] \quad p_{ws} = 4402 \text{ lb/pg}^2$$

Solución:

a) Siguiendo el procedimiento descrito se obtiene los valores de p_{ws} mostrados en la tabla siguiente:

TABLA 3.1 CALCULO DEL GASTO DE INYECCION

GASTO SUPUESTO (bl/dfa)	P_{th}	P_{wf} (lb/pg ²)	P_{ws}
6000	2997.8	7011.3	5307.2
8000	2932.5	6084.4	3812.3
10000	2851.0	4913.1	2073.0
7250	2959.0	6460.7	4401.6

En la Fig. 3.3 se muestran los valores anteriores graficados. Se observa que el gasto de inyección es de 7250 bl/dfa.

- b) En la Tabla 3.2 se presentan los valores de los gastos calculados, siguiendo el procedimiento enunciado, al suponer tuberías, de diferentes diámetros y presiones de bombeo variables. Los resultados se muestran en las Figs. (3.4), (3.5) y (3.6).

TABLA 3.2 EFECTO DE LAS TUBERIAS Y LA PRESION DE BOMBEO SOBRE EL GASTO DE INYECCION

L.D. (pg)	i (bl/dfa)	T.P. (pg)	j (bl/dfa)	P_p (lb/pg)	i (bl/dfa)
2	4690	2	5105	2000	5710
3	6765	3	9422	3100	7250
4	7250	4	11400	4000	8375
5	7365	5	12050	5000	9530

Es obvio que la selección de las tuberías debe basarse en un análisis económico, en el que se comparen los incrementos en el gasto, al instalar tuberías de mayor diámetro, con la inversión adicional que es necesario realizar.

3.4.5 Pérdidas por Fricción en las Conexiones

Los codos, las válvulas y las conexiones, así como otros tipos de aditamentos, incrementan las pérdidas de presión por fricción en el sistema. En el mejor de los casos, éstas pérdidas adicionales de presión sólo pueden ser estimadas en forma aproximada. Ellas deben de incluirse en el análisis de un sistema, considerando que cada conexión es sustituida por una longitud equivalente de tubería recta (L_e), la cual producirá la misma pérdida de presión por fricción que la conexión real. La longitud equivalente de cada conexión se agrega a la longitud axial de la tubería (L), antes de calcular la pérdida de presión total en el sistema. Los valores aproximados de L_e , para las válvulas comunes y otras conexiones, para flujo turbulento, pueden obtenerse mediante el nomograma mostrado en la Fig. (3.7). Por ejemplo un codo de 2 pg, en ángulo recto, es equivalente a 12 pies de una tubería recta.

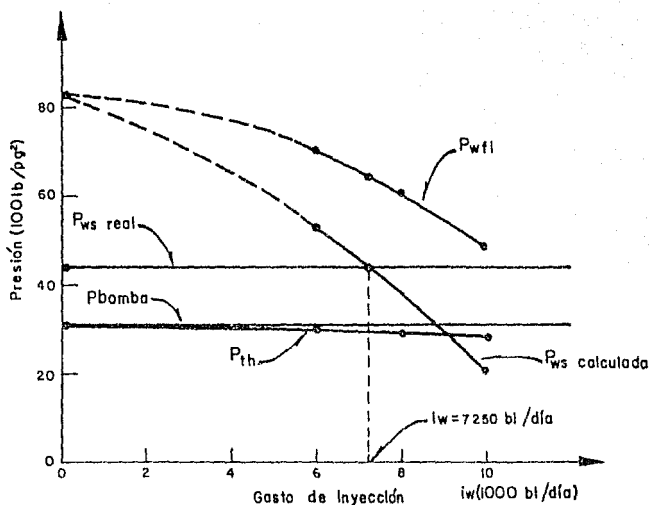


Fig.3.3 Aplicación de análisis nodal a pozos de inyección de agua.

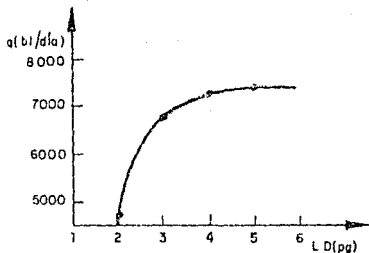


Fig. 3.4 Relación entre el gasto de inyección y el diámetro de la línea de descarga⁷

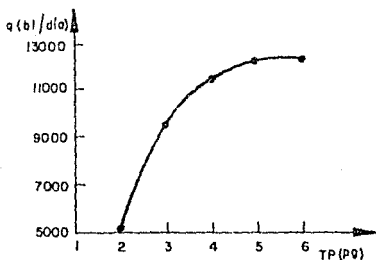


Fig. 3.5 Variación del gasto de inyección al considerar tuberías de producción de diámetros diferentes⁷

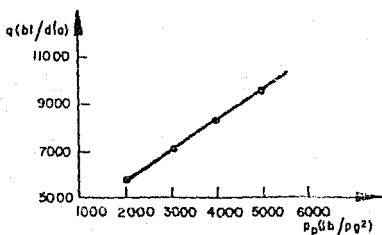


Fig. 3.6 Relación entre el gasto de inyección y la presión de bombeo⁷

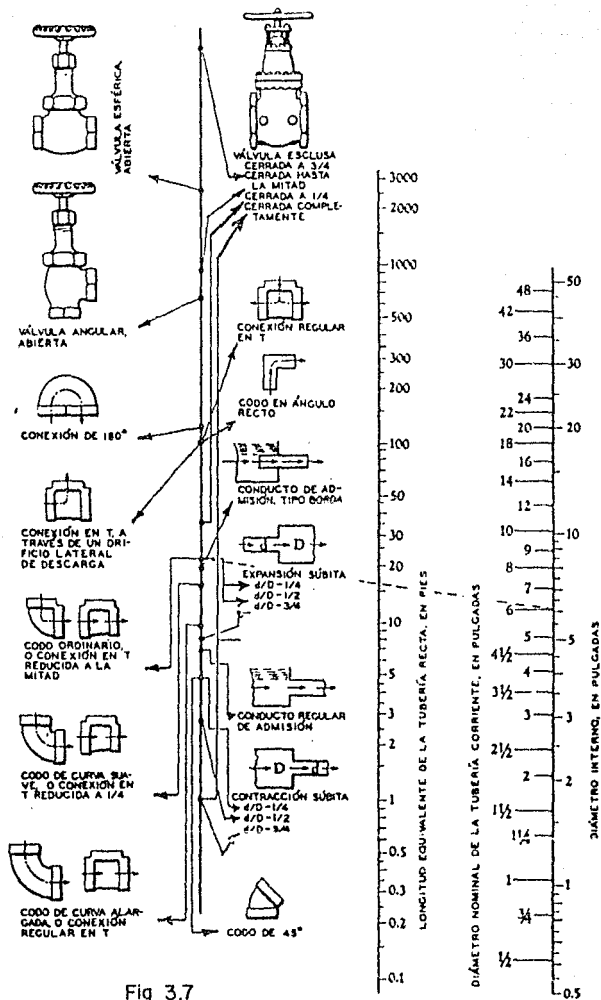


Fig 3.7

—Cuadro de alineación, utilizable en la determinación de la resistencia al flujo, ofrecida por las válvulas y conexiones, en términos de la longitud equivalente de una tubería recta. (Cortesía de la Crane Co.)

Para flujo multifásico las longitudes equivalentes deberán multiplicarse por seis.

3.5 OPTIMIZACION DE LINEAS DE CONDUCCION DE LIQUIDOS

En la industria petrolera, como en cualquier otra rama de la ingeniería, el estudio y desarrollo de proyectos se realiza considerando dos aspectos fundamentales: el técnico y el económico, siendo generalmente el último la limitante del primero, aunque en ocasiones sucede lo contrario.

Para alcanzar el grado óptimo, en algún proyecto considerado, debe buscarse que el sistema en cuestión opere con la máxima eficiencia el mayor tiempo posible y con los mínimos gastos de inversión, operación y mantenimiento.

Para alcanzar la máxima eficiencia en la operación de un ducto, es necesario predecir los rangos de presión en los puntos de descarga de la línea. Estas presiones pueden ser determinadas por medio de cálculos hidráulicos¹. En este capítulo y en el siguiente se presentan dos métodos de optimización que satisfacen ambos requisitos.

En 1953, Downs y Tait², en un artículo desarrollado para el API, presentaron fórmulas y nomogramas para obtener el dimensionamiento de una línea, minimizando la inversión requerida tanto para la tubería como para la estación de bombeo.

John C. Graper³, presentó en 1980, un método de optimización de líneas transportadoras de líquido, en sistemas de distribución de alta presión, con muchas derivaciones. El método considera gastos de operación y factores de valor presente en adición a los costos de capital, conduciendo finalmente a la dimensión óptima de cada segmento sin considerar un balance hidráulico. Tal dimensionamiento, una vez revisado y ajustado, proporcionará un sistema balanceado.

3.5.1 Ecuaciones del Método

A partir de los costos a valor presente y gastos basados en las dimensiones de la línea, capacidad, costo por diámetro y potencia, Graper estableció la Ec. (3.33), derivable con respecto al diámetro.

Usando la ecuación de Darcy-Weisbach para flujo de fluidos, estableció una relación entre el flujo, la presión, el diámetro interior y la potencia, que corresponde al término de las caídas de presión en la Ec. (3.13).

$$\Delta p = 0.06056 f \frac{q^2 \gamma_L}{d^5} \quad (3.28)$$

Como punto de partida, supuso que el factor de fricción f es constante, así como el gasto q , por lo que la caída de presión, en una sección de la tubería, se incrementa según la relación:

$$\Delta p = \frac{C_1}{d^5}$$

y los requerimientos de potencia se incrementarán en forma similar.

$$BHP = \frac{C_2}{d^5}$$

Por otra parte, las ecuaciones que se emplean para evaluar el costo total, por milla de tubería, en función de su diámetro interno, son:

$$X_p = (I_{p1} d + I_{p2}) \quad (3.29)$$

$$I_a = (B_p + X_p d + B_s + X_s BHP) t \quad (3.30)$$

donde:

t: tiempo de vida útil en años

$$F = (A_p + Y_p d + A_s + Y_x BHP) \quad (3.31)$$

$$C_T = (Z_V I_a + W F) \quad (3.32)$$

Sustituyendo en la Ec.(3.32), las Ecs. (3.29), (3.30), y (3.31), se obtiene la ecuación de costos generalizada, en función del diámetro interno de la tubería.

$$C_T = Z_V B_p + (I_{p1} d + I_{p2}) d + B_s + X_s \left(\frac{C_2}{d^5} \right) + W A_p + Y_p d + A_s + Y_x \left(\frac{C_2}{d^5} \right) \quad (3.33)$$

Derivando con respecto al diámetro y factorizando términos se obtiene la siguiente expresión:

$$d = C_2^{1/6} \left(\frac{5(Z_V X_s + W Y_x)}{Z_V (2I_{p1} d + I_{p2}) + W Y_p} \right)^{1/6} = C_2^{1/6} G \quad (3.34)$$

La ecuación anterior se resuelve por un procedimiento iterativo, que conduce a obtener el diámetro óptimo de una línea. La obtención de tal diámetro representa sólo un paso en la optimización de una línea o de un sistema de tubería, según sea el caso.

Para lograr una solución factible y confiable, es necesario validar, hasta donde sea posible, la información disponible y considerar, al igual que en un sistema de distribución, un balance hidráulico. Esto, si se desea optimizar un grupo de tuberías conectadas a un sistema troncal.

El procedimiento que a continuación se enumera servirá como guía y ayudará a obtener resultados confiables.

1.- Obtener la información necesaria, para aplicar el algoritmo de optimización, que incluya:

- 1.1 Capacidades requeridas de transporte, en cada sección.
- 1.2 Grados y espesores de tubería en el rango de diámetros esperados en el sistema.
- 1.3 Presupuestos de construcción para los diferentes diámetros considerados. Usando esta información, determinar el incremento del costo por pg de diámetro para cada sección en función de su diámetro interno. (I_{p1} , I_{p2}).
- 1.4 Costos de las estaciones de bombeo por potencia requerida. (X_s).
- 1.5 Gastos de operación en tubería y estaciones de bombeo en función del diámetro interno y de la potencia, respectivamente -- (Y_p , Y_x).
- 1.6 Factores para convertir a valor presente las inversiones y los gastos de operación (W y Z_v).

2.- Obtener el diámetro óptimo de cada una de las secciones del sistema con el algoritmo que a continuación se describe:

2.1 Suponer un diámetro, con la siguiente aproximación:

$$d_s = \left(\frac{q}{480} \right)^{1/2} \quad (3.35)$$

2.2 Obtener el número de Reynolds con la Ec.(3.22), y el factor de fricción correspondiente, según se indicó en el capítulo 2.

2.3 Determinar la caída de presión en la sección considerada con la Ec.(3.28).

2.4 Determinar la potencia requerida con la siguiente Ec.:

$$\text{BHP} = 1.70322 \times 10^{-5} q \Delta p / e \quad (3.36)$$

2.5 Con las siguientes expresiones obtener un diámetro calculado:

$$C_2 = \text{BHP} d_s^5 \quad (3.37)$$

$$X_1 = 2 I_{p1} d_s + I_{p2} \quad (3.38)$$

$$G = \left(\frac{5 (Z_v X_s + W (Y_f + Y_s F_c))}{Z_v X_1 - W Y_p} \right)^{1/6} \quad (3.39)$$

donde F_c , es un índice denominado factor de carga que permite operar a las bombas con un margen de seguridad como remedio al desgaste de las mismas y a satisfacer el bombeo máximo de fluidos esperado en la estación.⁴

Finalmente:

$$d_c = G C_2^{1/6} \quad (3.40)$$

2.6 Si la diferencia entre el diámetro supuesto y el calculado cae dentro de la tolerancia establecida, el diámetro óptimo será el último valor supuesto. Se recomienda usar una tolerancia de 0.001 pg.

Si no se cumple con la tolerancia, hacer $d_s = d_c$ y repetir el procedimiento desde el paso 2.

Una vez obtenido el diámetro, se selecciona el diámetro comercial - mayor que más se aproxima al calculado; se procede en forma similar para cada segmento del sistema.

3.- Finalmente, se determinan las presiones de operación del sistema anterior, ajustando las dimensiones de las líneas individuales tanto como sea necesario para reducir las grandes diferencias en la presión.

3.5.2 Ejemplo 3.2.

Diseñar y optimizar un sistema de distribución de gasolina como se muestra en la Fig. 3.8, tomando en cuenta la siguiente información:

TABLA 3.3

CAPACIDADES REQUERIDAS DE GASOLINA

TERMINAL	CAPACIDAD (lit/día)
A	15,000
B	40,000
C	100,000
TOTAL	155,000

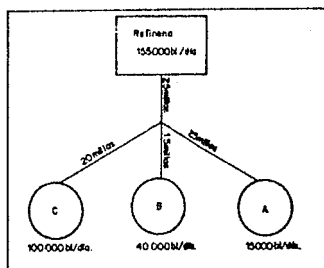


Fig.3.8 Sistema de distribución de gasolina.

En la Fig. 3.9 se muestra el diagrama de flujo del procedimiento descrito.

Factor de carga. (F_c) 0.95

Características de la gasolina:

Viscosidad (μ) 0.525 cp.
Densidad relativa (γ_L) 0.70

Estación de bombeo:

Costos de operación y mantenimiento (Y_s) 130 d11/BHP/año
Costos fijos de operación (Y_f) 26 d11/BHP/año
Eficiencia (e) 0.8

Tubería de conducción:

Costos de operación y mantenimiento (Y_p) 15d11/pg/milla/año
Rugosidad (ϵ) 0.0006 pg

Inversión 5,6,7.

Un solo pago en un año, con un interés anual del 10%, arroja un factor de conversión a valor actual de 0.9091.

Gastos de operación:

Efectuando 20 pagos anuales al 10% de interés anual, iniciando en dos años, arroja un factor de conversión a valor actual de 7.036.

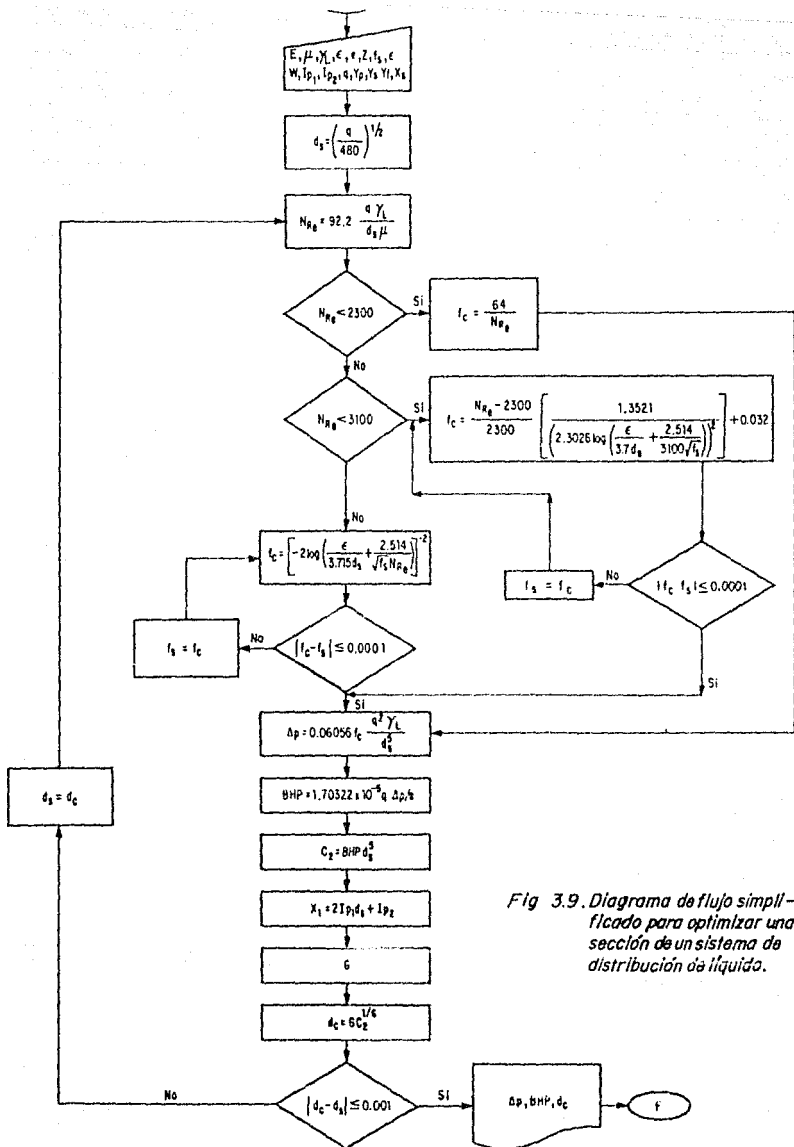


Fig 3.9. Diagrama de flujo simplificado para optimizar una sección de un sistema de distribución de líquido.

SOLUCION:

- 1.1) La presión máxima de operación se estima suponiendo una caída de presión de 20 (lb/pg²/milla). Esto determina una presión máxima de 1000 (lb/pg²) de la refinería a la terminal A, y un diámetro tentativo de 5.59 (pg) para el transporte de 15000 (bl/día) y de 17.97 (pg) para los 155000 (bl/día), usando la Ec. (3.35).
- 1.2) Ahora el rango de diámetros, espesores de pared, grado de la tubería y su costo por milla, pueden ser determinados. En las columnas 1 a 4 de la Tabla 3.4 se presentan estos datos suponiendo como máxima presión de diseño 1200 (lb/pg²) y una tubería API 5LX grado X-46.

TABLA 3.4 RANGO DE DIAMETROS, ESPESOR DE PARED Y GRADO DE LA TUBERIA SUPONIENDO 1200 lb/pg² COMO MAXIMA PRESION DE DISEÑO Y UNA TUBERIA API-5LX GRADO X-46

(1) d ext. (pg)	(2) Espesor de pared t (pg)	(3) d (pg)	(4) Costo total* por milla (d11/milla/ año)	INCREMENTO DE COSTOS	
				(5) Por milla** (d11/milla)	(6) Por diámetro interno por milla(5)/(3)
6.625	0.125	6.375	70000	50000	7843
8.625	0.156	8.313	100000	80000	9623
10.750	0.219	10.313	140000	120000	11637
12.750	0.250	12.250	190000	170000	13878
14	0.281	13.438	220000	200000	14883
16	0.313	15.374	275000	255000	16586
18	0.344	17.313	345000	325000	18773

* Se obtiene de información disponible, considerando el tiempo de vida útil.

** Se estimó un costo base de 20000 d11 al extrapolar el costo total, Fig. 3.10.

- 1.3) El incremento del costo por milla y el del costo por diámetro interno por milla, mostrados en las columnas 5 y 6, se obtienen de la siguiente forma: la columna 5 mediante la determinación del costo base al extrapolar los costos totales según se indica en la Fig. 3.10. Por tanto, los valores de la columna 5 son iguales a los de la columna 4, menos el costo base (20000 d11). La columna 6 se obtiene dividiendo los valores de la columna 5 entre los de la columna 3.

El incremento del costo por milla y el del costo por diámetro interno por milla se grafican, tal como se observa en las Figs. 3.11 y 3.12. En esta última se obtienen los valores de I_{p1} e I_{p2} , que corresponden a la pendiente y a la ordenada al origen de dicha figura, pudiendose obtener a su vez el costo de la tubería (X_p) para cualquier diámetro considerado.

- 1.4) El incremento en el costo del equipo de bombeo por unidad de potencia requerida (X_s), se estima en 400 d11/BHP. Los datos de los pasos 1.5 y 1.6 se muestran en la tabla 3.5
- 2) Usando el procedimiento descrito, se determina el diámetro óptimo de cada sección. En la forma mostrada en la tabla 3.5 se dan los datos de entrada necesarios para aplicar el programa de optimización propuesto. Los resultados iniciales se muestran en la tabla 3.6 para los cuatro segmentos considerados.

TABLA 3.5 FORMATO DE DATOS DE ENTRADA

CONSTANTES DEL SISTEMA		GASTOS DE INVERSION		GASTOS DE OPERACION Y MANTENIMIENTO	
VARIABLE	VALOR	VARIABLE	VALOR	VARIABLE	VALOR
Factor de carga, F_c	0.95	Tubería I_{p1} [d11/ pg ² /milla]	998.8	Tubería Y_p (d11/pg/milla/año)	15
Viscosidad, (μ)	0.525 cp	Diámetro I_{p2} (d11/pg/milla)	1421.6	Variables en la estación de bombeo, Y_s (d11/BHP/año)	130
Densidad relativa, ρ_L	0.7	Potencia X_p (d11/BHP)	400	Fijos en la estación de bombeo, Y_f (d11/BHP/año)	26
Rugosidad, ϵ	0.0006 pg	Valor presente Z_v	0.9091	Valor presente W	7.036
Eficiencia de bombeo, e	0.8				

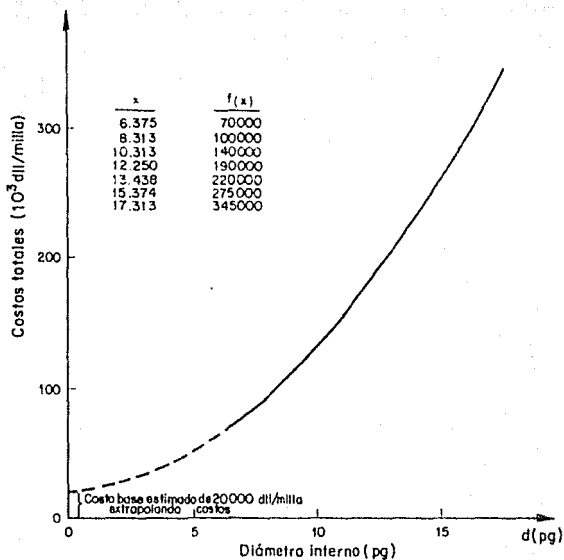


Fig 3.10 Gráfica para estimar el costo base por milla.

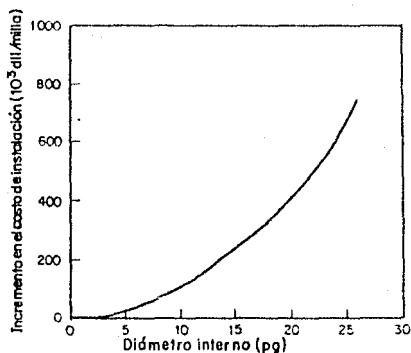


Fig 3.11 $\frac{\text{Díámetro interno vs incremento en el costo de instalación } (\frac{1000}{\text{milla}})}$

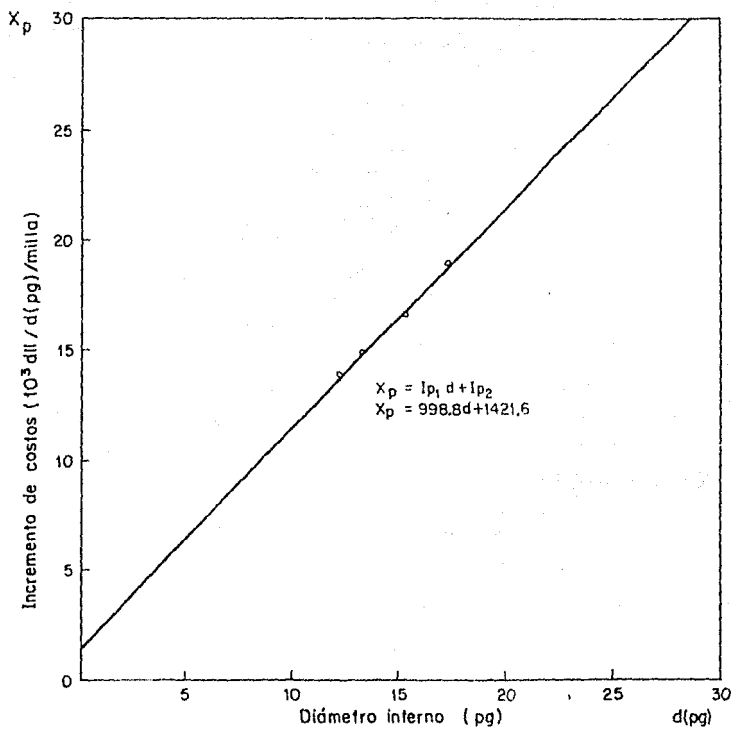


Fig 3.12 Diámetro interno vs Incremento de costos por diámetro interno por milla.

TABLA 3.6 RESULTADOS INICIALES

Corrida	q Capacidad bl/día	Número de líneas	d Diámetro In- terno (pg)	Δp Caida de Pre- sión (lb/pg ²)	BHP Potencia (BHP/milla)
1	15000	1	5.536	28.048	8.957
2	40000	1	8.357	22.978	19.568
3	100000	1	12.267	19.273	41.034
4	155000	1	14.734	17.764	58.621

FECHA: 21/MARZO/88

Después de calcular los diámetros óptimos de cada segmento se procede a seleccionar de la Tabla 3.4 los diámetros comerciales que más se acercan a los calculados y a recalcular con éstos y las Ecs. (3.28) y (3.36), la nueva caída de presión y la potencia requerida. (Tabla 3.7)

TABLA 3.7 PRESIONES REQUERIDAS CONSIDERANDO LOS DIÁMETROS ÓPTIMOS SELECCIONADOS

(1) DIÁMETRO (pg)	(2) LONGITUD (millas)	(3) Δp (lb/pg ² /milla)	(4) PRESION REQUERIDA (lb/pg ²)
6.625	25	14.008	380
10.750	15	8.161	152
14	20	12.276	276
16	25	14.391	360

La columna 4 de la Tabla 3.7, se obtiene considerando una presión de descarga de 30 lb/pg para cada terminal; o sea, que:

Terminal A	$p = (14.008)(25) + 30 = 380 \text{ lb/pg}^2$
Terminal B	$p = (8.161)(15) + 30 = 152 \text{ lb/pg}^2$
Terminal C	$p = (12.276)(20) + 30 = 276 \text{ lb/pg}^2$
Línea Tronca	$\Delta p = (14.391)(25) = 360 \text{ lb/pg}^2$

En los resultados, ordenados en la Tabla 3.8, no se contempla el balanceo hidráulico del sistema de distribución. Este se resuelve al variar los diámetros de forma tal que se reduzcan las grandes diferencias en las presiones.

TABLA 3.8 RESULTADOS CALCULADOS CON LOS DATOS DE LA TABLA 3.5

CAPACIDAD bl/día	DIAMETRO INTERIOR CALCULADO (pg)	TUBERIA SELECCIONADA	
		D. EXT. (pg)	ESPESOR (pg)
15000	5.536	6.625	0.125
40000	8.357	10.750	0.219
100000	12.267	14	0.281
155000	14.734	16	0.313

3.5.3 Toma de Decisiones

En la Tabla 3.9 se presentan los valores de presión y potencia requeridos para las diferentes alternativas consideradas.

En la primera alternativa, donde se emplean los diámetros óptimos seleccionados, sin tomar en cuenta el sistema de distribución en su conjunto, se necesitan 2442 BHP en la estación de bombeo de la refinería. Si la línea de transporte a la terminal (A) se incrementa de 6 a 8 pg de diámetro, la potencia en la refinería se reduce a 2099 BHP en la estación de bombeo. El efecto sobre los costos de operación a valor presente son los siguientes:

TUBERIA

+ INVERSION

$$\Delta I_{aV} = (100000 - 10000) \frac{d11}{\text{milla}} (25) \text{ millas } (0.9091) + 681825 \text{ d11}$$

+ GASTOS DE OPERACION

$$\Delta d_{\text{ext } p} = (8.313 - 6.375) \text{ pg } (15) \frac{d11}{\text{pg-milla}} (25) \text{ millas } (7.036) + 5113 \text{ d11}$$

$$\text{TOTAL DE INVERSION EN TUBERIA} + 686938 \text{ d11}$$

ESTACION DE BOMBEO

+ INVERSION

$$\Delta BHPX_{pZ_v} = (2099 - 2442) BHP(400) \frac{d_{11}}{BHP} (0.9091) \quad - 124729 \text{ d11}$$

+ GASTOS DE OPERACION

$$\Delta BHPY_{xW} = (2099-2442) BHP(26 \frac{d_{11}}{BHP} + 130 \frac{d_{11}}{BHP}(0.95))(7.036) \quad - 360796 \text{ d11}$$

TOTAL DE GASTOS EN LA ESTACION DE BOMBEO - 485588 d11

Esto muestra que el costo por incrementar el diámetro de la tubería de 6 a 8 pg es superior al que puede obtenerse al reducir los costos de operación en la estación de bombeo.

La segunda alternativa costará, de este modo, más que la primera alternativa.

Como tercera alternativa se supondrá una reducción en el diámetro de la línea de transporte a la terminal (B) de 10 a 8 pg. De esta forma los requerimientos por potencia se incrementarán de 2442 a 2554 BHP, afectando los costos de operación a valor presente como sigue:

TUBERIA

+ INVERSION

$$I_a Z_v L = (100000-140000) \frac{d_{11}}{\text{millas}} (15) \text{millas} (0.9091) \quad - 545460 \text{ d11}$$

+ GASTOS DE OPERACION

$$\Delta d_{ext} Y_{pLW} = (8.313-10.313) \text{pg}(15) \frac{d_{11}}{\text{pg-milla}} (15) \text{millas} (7.036) \quad - 3166 \text{ d11}$$

GASTOS EN TUBERIA - 548626 d11

ESTACION DE BOMBEO

+ INVERSION

$$\Delta BHPX_{pZ_v} = (2455-2442) BHP(400) \frac{d_{11}}{BHP} (0.9091) \quad + 4727 \text{ d11}$$

+ GASTOS DE OPERACION

$$\Delta BHP Y_{xW} = (2455-2442) BHP(26 \frac{d_{11}}{BHP} + 130 \frac{d_{11}}{BHP}(0.95))(7.036) \quad + 13674 \text{ d11}$$

GASTOS EN LA ESTACION DE BOMBEO + 18401 d11

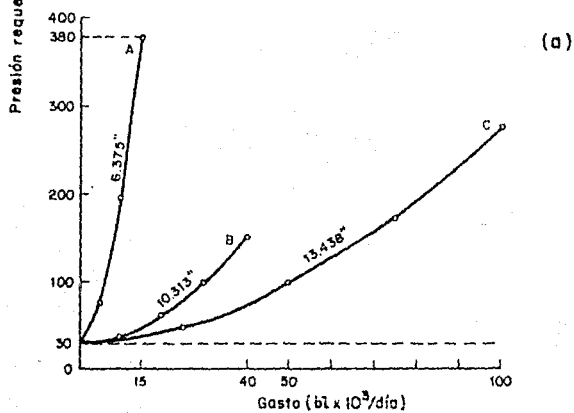
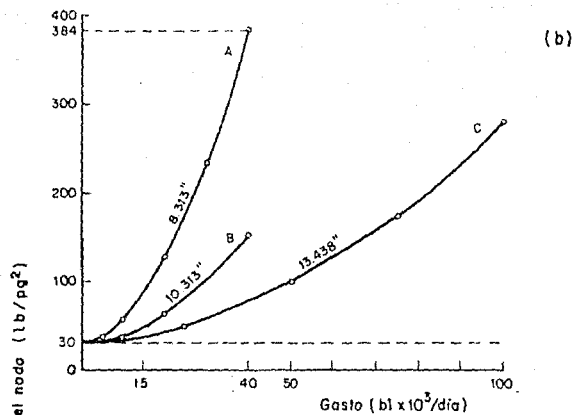


Fig 3.13 Curvas características de las líneas A,B y C.

Esto indica que será económico reducir el diámetro de la tubería de la unión a la terminal (B) de 10 a 8 pg, puesto que la línea de 10 pg debería ser estrangulada para provocar en ella una caída de presión adicional de 228 lb/pg², mientras que con 8 pg se requiere un incremento de sólo 4 lb/pg² (de 740 a 744 lb/pg²) en la estación de bombeo de la refinería.

Esta solución satisface a la vez tanto los requisitos técnicos como los económicos del proyecto, reduciendo las grandes diferencias entre las presiones requeridas y la proporcionada a partir del punto de unión. Esto se ve más claramente en la Fig. 3.13.

Para la solución de este mismo ejemplo, puede usarse un procedimiento similar al anterior consistente en fijar los valores necesarios de la Ec. (3.33) de manera que ésta quede sólo en función del diámetro interno de la tubería para cada sección considerada. Es evidente que la gráfica (una para cada gasto considerado) de d (pg) vs C_T (díl/milla/año) proporcionará el diámetro interno en el cual se tendrán los menores costos, Fig. 3.14.

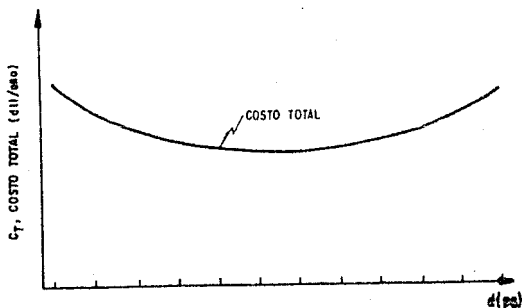


Fig. 3.14 Comportamiento cualitativo del costo total vs diámetro

A partir de este punto, se procede a seleccionar el juego de diámetros comerciales adecuados y que además reduzcan en la medida de lo posible las grandes diferencias de presión en el punto de unión, aplicando el paso 3 del procedimiento mencionado anteriormente.

TABLA 3.9 ALTERNATIVAS PARA REDUCIR EL DESBALANCEO HIDRAULICO

		A	A	B	B	C	LINEA TRONCAL (REFINERIA)		
CAPACIDAD	(MBPD)	15	15	40	40	100	155	155	155
DIAMETRO EXTERIOR	(pg)	6.625	8.625	10.75	8.625	14	16	16	16
DIAMETRO INTERNO	(pg)	6.375	8.313	10.313	8.313	13.438	15.374	15.374	15.374
LONGITUD	(millas)	25	25	15	15	20	25	25	25
PRESION DE DESCARGA	(lb/pg ²)	30	30	30	30	30	380	276	384
PRESION DE SUCCION EN LA ESTACION DE BOMBEO	(lb/pg ²)						20	20	20
PERDIDAS DE PRESION EN LA ESTACION DE BOMBEO	(lb/pg ²)						10	10	10
PRESION REQUERIDA	(lb/pg ²)	380	126	152	384	276	740	636	744
POTENCIA REQUERIDA	(BHP)						2442	2099	2455
<u>ALTERNATIVA</u>									
A		X		X		X	X		
B			X	X		X		X	
C		X			X	X			X

3.5.4 Reducción de Inversiones con Tuberías Telescopiadas

Knapp-Fisher⁵ plantea que es posible evitar costosas inversiones de capital y toneladas de acero al variar el espesor de la tubería a lo largo de una línea troncal, tomando en cuenta tanto la máxima presión de operación (MPO) requerida como la carga hidrostática. Presenta y analiza cuatro casos hipotéticos; basado en las especificaciones de una tubería API 5LX-52 de 42 pg, una densidad del fluido de 35°API ($\gamma=0.85$) y una MPO de 1000 lb/pg (incluyendo incrementos repentinos de presión con un factor de diseño de 72%.

Los resultados del estudio se resumen en la Tabla 3.9. Indican que con el uso de una tubería telescopiada, para el caso analizado, se puede obtener un ahorro de 21.96 millones de dólares en relación al empleo de una tubería de un sólo espesor de pared.

TABLA 3.9 REDUCCION DE ACERO EN DISEÑOS TELESCOPADOS

CASO	PESO TOTAL (TONS.)	PORCENTAJE DE REDUC- CION	PESO AHORRADO (TONS.)	AHORRO (x10 ⁶ dll)
1	103215	---	---	---
2	94151	CASO COMPA RADO	---	---
3	65100	31	29051	15.25
4	52314	44	41837	21.96

3.5.5 Flujo de Crudos Viscosos⁵

En el diseño de sistemas de líneas de conducción, es de suma importancia que se tomen en cuenta las características particulares del aceite que se va a transportar.

La mayoría de los crudos son relativamente fluidos y fáciles de bombear. Esto no se cumple cuando se manejan crudos pesados o parafínicos. La presión de bombeo puede ser crítica y un factor limitante cuando se bombean fluidos altamente viscosos. En caso extremo una evaluación inexacta de las propiedades del crudo puede conducir al bloqueo temporal o permanente de una línea de transporte.

Durante el diseño de un sistema de transporte se contará con esquemas alternativos para seleccionar el método que permita operar la línea con su máxima eficiencia, tanto técnica como económica (por ejemplo: entre calentar la línea o diluir el aceite con otro más ligero para disminuir las caídas de presión). Frecuentemente existen numerosos criterios que apoyan una decisión, en cuyo caso es necesario evaluar la relación costo/comportamiento.

Aún dentro de la etapa de diseño de la o las líneas de conducción, se debe de responder a las tres preguntas que a continuación se plantean para pronosticar la presión de bombeo:

1. ¿Cuál es el parámetro que más se afecta por las condiciones de presión de bombeo, temperatura y características de flujo dependientes de las variaciones en las condiciones ambientales de las diferentes estaciones? La viscosidad del aceite crudo es la respuesta; sin embargo, la presión que vence las diferencias de elevación a lo largo del perfil de la línea o pueda mantener el gas en solución a lo largo de la misma, deberá ser considerada en los cálculos del diseño. En estricto apego al comportamiento de la viscosidad, su predicción requiere una combinación de los datos de viscosidad medidos en el laboratorio y cálculos de transferencia de calor, en los que se consideren los ritmos de enfriamiento que experimentará la tubería.

De esta forma, la caída de presión en la tubería puede obtenerse lo mismo en cuenta la variación de la viscosidad a lo largo de la línea, considerando en los cálculos que la transferencia de calor se presenta:

- + Entre el aceite y la tubería.
- + A través de los recubrimientos aislantes.
- + De la superficie de la tubería al suelo (líneas enterradas).
- + De la superficie de la tubería al aire (líneas superficiales).
- + De la superficie de la tubería al agua (líneas submarinas).
- + Mediante la combinación de todas o algunas de las anteriores.

La presión que vence las diferencias de elevación o puede mantener el gas en solución se obtiene aplicando las ecuaciones de ingeniería convencionales al respecto.

2. ¿Puede iniciarse el flujo de un fluido en una tubería con baja temperatura y reiniciarse después de suspenderlo temporalmente?

La estructura del gel es la clave en esta respuesta, pues muchos crudos exhiben un esfuerzo de cedencia natural; esto es, requieren de una presión mínima para vencer la resistencia del gel mencionada antes de que éste fluya. Esta resistencia se incrementa al disminuir la temperatura, requiriendo una mayor presión para vencerla. Esto se acentúa aún más después de una suspensión del flujo. La expresión que evalúa la caída de presión considerando la resistencia del gel del fluido es:

$$\Delta p = 175900 \frac{L\tau}{d} \quad (3.42)$$

donde:

- τ = esfuerzo de corte [lb/100 pies²]
- L = longitud [millas]
- d = diámetro [pg]
- Δp = caída de presión [lb/pg²]

La experiencia ha mostrado que si el factor de seguridad aplicado a la ecuación anterior es de 1.5 a 2.0 veces el valor de predicción se obtiene un arranque aceptable, lo suficientemente rápido para operaciones reales y dentro de un tiempo razonable.

- Suponiendo que cualquier punto de cedencia pueda ser vencido, ¿puede establecerse un flujo completo? Por ejemplo: ¿El gasto inicial es suficientemente alto para ceder calor a la línea en el extremo de descarga a un gasto reducido?

La respuesta es afirmativa si se tiene control sobre la viscosidad, el ritmo de flujo y la temperatura. Esto se sustenta al comprender el efecto que la temperatura tiene sobre la viscosidad y el punto de cedencia. Un cambio de tan sólo 10°C (50°F) puede provocar un cambio en la viscosidad del fluido por un factor de 10. Así pues, si en una línea donde se necesita calentar el aceite a la entrada de la tubería para mantener el flujo, la caída de presión a gastos más altos es menor que a gastos bajos, en virtud del incremento de la temperatura. Esto se muestra en las curvas de presión y temperatura Fig. 3.15.

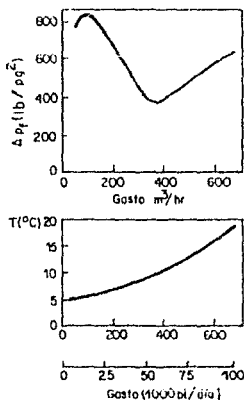


Fig.3.15 Curvas típicas del comportamiento de ΔP_f vs q y T vs q para aceites parafínicos.⁶

Con tales características una línea debe operar a un gasto normal durante el invierno. Pero si el gasto disminuye puede ser por la falta de presión para vencer el máximo en la curva (y el consecuente aumento del ritmo de enfriamiento de la tubería). El regreso al gasto normal puede entonces esperarse a mayor temperatura. Este criterio demuestra la importancia en la comprensión de los mecanismos de transferencia de calor en líneas de conducción como punto esencial para la predicción a escala normal a partir de resultados de laboratorio.

De estos tres cuestionamientos se desprende que las pruebas de laboratorio necesarias para hacer las predicciones de la línea de transporte son:

- Viscosidad del aceite
- Esfuerzo de corte y
- Pretratamiento de la muestra para simular en el laboratorio las condiciones de operación.

El procedimiento para obtener dichos parámetros es el siguiente: se lleva la muestra a condiciones de escurrimiento (pretratamiento de la muestra). De esta forma sólo es necesario simular los ritmos de enfriamiento bajo condiciones controladas y medir los valores de viscosidad y determinar el esfuerzo de corte.

En el caso de manejo de crudos pesados, se han propuesto y usado varios métodos. Los más comunes son el calentamiento de líneas y la reducción de la viscosidad del aceite mezclándolo con un aceite más ligero o con un solvente que se extrae de la corriente de flujo antes de venderlo o vuelto a emplear. En caso de que los aditivos empleados no sean eficientes, puede considerarse el bombear este aceite en una emulsión de aceite en agua.

REFERENCIAS

1. Lozano, V.E., "Apuntes de Medición y Transporte de Hidrocarburos", Departamento de Exploración del Petróleo, UMAN.
2. Down & Tait, "Formulas For Selecting Pipe-Line Diameter For Minimum Investment", API Pipeline Symposium, Nov. 10, 1953.
3. Graper, C. John, "Optimizing Liquids Pipe Lines with Programable Calculators", Pipeline Industry, Jul., 1980.
4. Nind, T.E.W., "Principles of Oil Well Production", McGraw-Hill, Inc., 1964.
5. Knapp-Fisher, R.N., "Telescoped Pipe Wall Thickness Reduces Liquids Line Investment", Pipeline Industry, enero 1979.
6. Withers, V.R., "How to Predict Flow of Viscous Crudes", Pipeline Industry, julio 1982.
7. Thuesen, H.G., "Economía del Proyecto en Ingeniería", Ed. PHI, 1974.
8. Grant, L.E., "Principios de Ingeniería Económica", Ed. C.E.C.S.A., 1984.
9. Petroleum Engineer International "Continuous Tables", octubre, 1985.

CAPITULO IV

- 4. FLUJO DE GAS POR TUBERIAS Y ESTRANGULADORES.
- 4.1 ECUACION GENERAL DE ENERGIA EN UNIDADES PRACTICAS.
- 4.2 NUMERO DE REYNOLDS.
- 4.2.1 Flujo de gas natural por conductos anulares.
- 4.2.2 Número de Reynolds en conductos anulares.
- 4.3 ASPECTOS A CONSIDERAR EN LA APLICACION DE LA ECUACION GENERAL DE ENERGIA.
- 4.3.1 El factor de fricción.
- 4.3.2 El nivel base.
- 4.3.3 Métodos de solución para las ecuaciones de flujo.
- 4.3.4 La presión media.
- 4.4. SISTEMAS COMPLEJOS DE TRANSPORTE Y RECOLECCION.
- 4.4.1 Tuberías en serie.
- 4.4.2 Tuberías en paralelo.
- 4.5 PRESENCIA DE CONDENSADOS.
- 4.6 ECUACION GENERAL DE COSTOS.
- 4.6.1 Costos de la tubería.
- 4.6.1.1 Inversión inicial
- 4.6.1.2 Espesor de la tubería.
- 4.6.1.3 Tasa de interés.
- 4.6.1.4 Costo fijo anual de operación y mantenimiento.
- 4.6.2 Costos por compresión.
- 4.6.2.1 Potencia por milla.
- 4.6.2.2 Inversión inicial.
- 4.6.2.3 Tasa de interés.
- 4.6.2.4 Costos fijos de operación y mantenimiento.
- 4.6.3 Costo total.
- 4.7 ANALISIS ECONOMICO DE LINEAS DE CONDUCCION DE GAS NATURAL.
- 4.7.1 Diseño sin restricciones económicas.
- 4.7.2 Diseño económico.
- 4.7.3 Desarrollo del método de multiplicadores de Lagrange.
- 4.7.4 Procedimiento de solución.
- 4.8 PREDICCION DEL COMPORTAMIENTO DE UN POZO PRODUCTOR DE GAS.
- 4.8.1 Erosión de tuberías.
- 4.8.2 Descarga de líquidos.
- 4.9 FLUJO DE GAS A TRAVES DE ESTRANGULADORES.
- 4.9.1 Principios teóricos.
- 4.9.2 Desarrollo del fenómeno.
- 4.9.3 Diámetro de estrangulador.
- 4.9.4 Válvulas de seguridad subsuperficiales.

- 4.10 RASPATUBOS O ESCARIADORES.
- 4.10.1 Frecuencia de corridas.
- 4.10.2 Velocidad de corrimiento.

Nomenclatura

Referencias

4. FLUJO DE GAS POR TUBERIAS Y ESTRANGULADORES.

4.1 ECUACION GENERAL DE ENERGIA EN UNIDADES PRACTICAS.

De la Ec.(2.9), las pérdidas de presión por fricción se expresan según - Darcy, como:

$$\Delta p_f = f \frac{\mu L' v^2}{2g_c d'} \quad (4.1)$$

donde:

$$\mu_g = 0.0764 \gamma_g / B_g \quad (4.2)$$

$$B_g = \left(\frac{p_o}{(p_o + 460)} \right)^2 \frac{(T + 460)}{\bar{p}} \quad (4.3)$$

y

$$\bar{v} = \frac{q'}{A} = \frac{4 q' B_g}{d'^2} \quad (4.4)$$

$$\bar{v}^2 = 1.6211 \frac{q'^2 B_g^2}{d'^4} \quad (4.5)$$

sustituyendo las Ecs.(4.2) y (4.5) en (4.1):

$$\Delta p_f = f \frac{(0.0764 \gamma_g) (1.6211 q'^2 B_g^2) L'}{2 g_c B_g d'^5} \quad (4.6)$$

simplificando:

$$\Delta p_f = \left(\frac{f}{519.98} \right) \left(\frac{\gamma_g q'^2 B_g L'}{d'^5} \right) \quad (4.7)$$

sustituyendo la Ec.(4.3) en (4.7):

$$\Delta p_f = \left(\frac{f}{519.98} \right) \left(\frac{p_o}{(p_o + 460)} \right) \left(\frac{q'^2 \gamma_g \bar{z} (T + 460) L'}{d'^5 \bar{p}} \right) \quad (4.8)$$

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

Hasta aquí, los términos de la Ec.(4.8), excepto \bar{p} , están en unidades consistentes, o sea:

$$\begin{array}{ll} \Delta p_f' & (\text{lb/pie}^2) & q' & (\text{pies}^3/\text{seg}) \\ \bar{p} & (\text{lb/pg}^2 \text{abs}) & L' & (\text{pies}) \\ t & (^\circ\text{F}) & d' & (\text{pies}) \end{array}$$

y las sustituciones por unidades prácticas, se hacen en la forma siguiente:

$$\Delta p' \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2} = p \left(\frac{\text{lb}}{\text{pg}^2} \right) 144 \left(\frac{\text{pg}^2}{\text{pie}^2} \right) \quad (4.9)$$

$$q'^2 \frac{\text{pies}^3}{\text{seg}} = q'^2 \left(\frac{\text{pies}^3}{\text{día}} \right) \frac{1}{86400^2} \left(\frac{\text{día}}{\text{seg}^2} \right) \quad (4.10)$$

$$L' (\text{pies}) = L (\text{millas}) 5277 \left(\frac{\text{pies}}{\text{millá}} \right) \quad (4.11)$$

$$d' (\text{pies}) = d (\text{pg}) \frac{1}{12^5} \left(\frac{\text{pies}}{\text{pg}} \right)^5 \quad (4.12)$$

y además: $\bar{p} = (p_1 + p_2)/2$, y $\Delta p = p_1 - p_2$, por tanto haciendo las sustituciones anteriores en la Ec.(4.8), se obtiene:

$$(p_1^2 - p_2^2)_f = \left(\frac{f}{461.346} \right) \left(\frac{p_o}{T_o + 460} \right) \left(\frac{q^2 v_g (\bar{T} + 460) L}{d^5} \right) \quad (4.13)$$

que es la ecuación que permite evaluar las pérdidas de presión por fricción en gasoductos horizontales.

De la Ec.(2.3), las pérdidas de presión debido al cambio de elevación se expresan de la siguiente forma:

$$\Delta p_e = \rho h \quad (4.14)$$

de las Ecs.(4.2) y (4.3), y usando unidades prácticas, se tiene que:

$$\Delta p_e = \frac{2.7044}{144} \left(\frac{\bar{p} v_g}{\bar{Z} (\bar{T} + 460)} \right) \quad (4.15)$$

y como $\Delta p_e = p_1 - p_2$, la Ec.(4.15), queda:

TABLA 4.1 ECUACIONES DE FLUJO DE GAS NATURAL PARA TUBERIAS HORIZONTALES.

AUTOR	ECUACION	z	f
Ec. (4.20) ²	$q_g = K_4 \left(\frac{p_1^2 - p_2^2}{L} \right)^{0.5} d^{2.5}$	Ec. (1.19)	Ec. (2.17) Ec. (2.18) Ec. (2.20)
CLINEDINST ³	$q_g = K_4 \left(\int_0^{p_{pr,1}} \frac{p_{pr}}{z} dp_{pr} - \int_0^{p_{pr,2}} \frac{p_{pr}}{z} dp_{pr} \right)^{0.5} d^{2.5}$	Ec. (1.19)	Ec. (2.17) Ec. (2.18) Ec. (2.20)
PANHANDLE A ⁴	$q_g = K_4 \left(\frac{p_1^2 - p_2^2}{L} \right)^{0.5394} d^{2.6182}$	Ec. (1.19)	$\frac{1}{52} \left(\frac{q_g r_g}{d} \right)^{-0.1461}$
PANHANDLE B ⁴	$q_g = K_4 \left(\frac{p_1^2 - p_2^2}{L} \right)^{0.510} d^{2.530}$	Ec. (1.19)	$\frac{1}{278.89} \left(\frac{q_g r_g}{d} \right)^{-0.03922}$
	$q_g = K_4 \left(\frac{p_1^2(1+cp_1) - p_2^2(1+cp_2)}{L} \right)^{0.510} d^{2.530}$	$c^* = 1.17 \times 10^4 \left(\frac{520}{T+460} \right)^{3.825}$	
WEYMOUTH ⁴	$q_g = K_4 \left(\frac{p_1^2 - p_2^2}{L} \right)^{0.5} d^{2.33}$	Ec. (1.19)	$0.008/d^{0.33}$
SMITH ^{5,6}	$q_g = K_4 \left(\frac{p_1^2 - p_2^2}{L} \right)^{0.5} d^{2.5}$	Ec. (1.19)	Ec. (2.17) Ec. (2.18) Ec. (2.20)
CULLENDER ^{4,7}	$q_g = K_4 \left(\frac{p_1(1+I)+p_2(I+I_p)}{L} \right)^{0.5} d^{2.5}$	Ec. (1.19)	Ec. (2.17) Ec. (2.18) Ec. (2.20)

* c es un factor determinado por la relación $[1 + c p] \approx 1/z^B$

TABLA 4.2 ECUACIONES DE FLUJO DE GAS PARA TUBERIAS INCLINADAS

A U T O R	E C U A C I O N
Ec.(4.20)	$q_g = K_4 \left(\frac{p_1^2 - p_2^2 e^s}{Lc} \right)^{0.5} d^{2.5}$
CLINEDINST	$q_g = K_4 \left(\frac{1}{Lc} \right)^{0.5} \left(\int_0^{p_{pr,1}} \frac{p_{pr,1}}{Z} dp_{pr,1} - e^s \int_0^{p_{pr,2}} \frac{p_{pr,2}}{Z} dp_{pr,2} \right)^{0.5} d^{2.5}$
PANHANDLE A	$q_g = K_4 \left(\frac{p_1^2 - p_2^2 e^s}{Lc} \right)^{0.5394} d^{2.6182}$
PANHANDLE B	$q_g = K_4 \left(\frac{p_1^2 - p_2^2 e^s}{Lc} \right)^{0.510} d^{2.530}$
	$q_g = K_4 \left(\frac{p_1^2 (1+cp_1) - p_2^2 (1+cp_2) e^s}{Lc} \right)^{0.510} d^{2.530}$
WEYMOUTH	$q_g = K_4 \left(\frac{p_1^2 - p_2^2 e^s}{Lc} \right)^{0.5} d^{8/3}$
SMITH	$q_g = K_4 \left(\frac{p_1^2 - p_2^2 e^s}{Lc} \right)^{0.5} d^{2.5}$
CULLENDER	$q_g = K_4 \left(\frac{p/(Z(T+460))}{1} - 0.001 \left(\frac{p}{Z(T+460)} \right)^2 \right)^{0.5} d^{2.5}$

$$p_1 - p_2 = 0.01878 \left(\frac{\bar{p} \nu_g h}{Z (T+460)} \right) \quad (4.16)$$

multiplicando ambos miembros por: $(p_1 + p_2)/2$; se obtiene finalmente:

$$(p_1^2 - p_2^2) = 0.03756 \left(\frac{\bar{p}^2 \nu_g h}{Z (T+460)} \right) \quad (4.17)$$

que es la ecuación que permite cuantificar exclusivamente las pérdidas de presión por elevación.

Con la Ec.(4.17), se puede determinar la p_{ws} , cuyo conocimiento permitirá analizar las condiciones de flujo, tanto del yacimiento como de la tubería vertical y normal con esto, el criterio de elección del aparejo en el pozo. Esto es posible si la presión en el pozo se encuentra estabilizada. La solución de esta expresión es por ensayo y error y puede resumirse en el siguiente algoritmo:

- 1.- Recopilar la siguiente información: ν_g , h , T y p_{th} .
- 2.- Suponga una p_{ws} .
- 3.- Obtenga la \bar{p} ($\bar{p} = (p_1 + p_2)/2$).
- 4.- Determine Z a \bar{p} y T .
- 5.- Calcule el nuevo valor de p_{ws} .
- 6.- Si la diferencia entre la p_{ws} supuesta y la calculada se encuentra dentro de la tolerancia preestablecida, el valor de la p_{ws} supuesto es correcto. En caso contrario, se asume el valor calculado como el supuesto y se repiten los pasos 3 a 6, hasta obtener la aproximación establecida.

Ejemplo 4.1.- Calcular la presión de fondo de un pozo cerrado, dadas las siguientes condiciones:

$$\begin{aligned} T &= 140 \text{ } ^\circ\text{F} \\ p_{th} &= 1920 \text{ lb/pg}^2\text{abs} \\ D &= 6320 \text{ pies} \\ \nu_g &= 0.85 \end{aligned}$$

despejando de la Ec.(4.17) el término correspondiente a p_{wf} , que en este caso se considerará igual a p_{ws} .

$$p_{ws}^2 = p_{th}^2 + \frac{0.03756 \nu_g \bar{p}^2 h}{Z (T+460)} \quad (4.18)$$

y aplicando el algoritmo anterior, se tiene:

$$p_{ws} = 2459.3 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$$

En el caso de un pozo productor de gas, la p_{wf} , será mayor que la p_{th} debido a los efectos combinados de ambas pérdidas de presión consideradas. En pozos inyectores, las pérdidas por fricción pueden predominar sobre las de elevación, por lo que, en este caso, la p_{wf} , será menor que la p_{th} .

Sumando las Ecs.(4.13) y (4.17) se obtiene la Ec.(4.19) para calcular p_1 o p_2 en unidades prácticas y bajo las siguientes suposiciones:

- Flujo en régimen permanente
- Flujo de una sola fase, y
- Energía cinética despreciable

$$p_1^2 - p_2^2 = \left(\frac{f}{461.346^2} \right) \left(\frac{p_c}{T_c + 460} \right) \left(\frac{q_g^2 \nu_g \bar{z} (\bar{T} + 460) L}{d^5} \right) + 0.03756 \left(\frac{\bar{p}^2 \nu_g h}{\bar{z} (\bar{T} + 460)} \right) \quad (4.19)$$

o para determinar el gasto:

$$q_g = K_4 \left[\frac{p_1^2 - p_2^2 - (0.03756 \bar{p}^2 \nu_g h / (\bar{z} (\bar{T} + 460)))}{L} \right]^{0.5} d^{2.5} \quad (4.20)$$

donde:

$$K_4 = 461.346 \left(\frac{T_c + 460}{p_c} \right)^{0.5} \left(\frac{1}{f \nu_g \bar{z} (\bar{T} + 460)} \right) \quad (4.21)$$

o bien, el diámetro:

$$d = \left\{ \left(\frac{1}{K_4} \right) \left(\frac{L}{p_1^2 - p_2^2 - (0.03756 \bar{p}^2 \nu_g h / (\bar{z} (\bar{T} + 460)))} \right) q_g^2 \right\}^{0.2} \quad (4.22)$$

no obstante que la Ec.(4.19) se deriva de un análisis de energía y por ende - su aplicación es general, numerosos autores han presentado diversas ecuaciones para calcular el flujo de gas a través de tuberías, según se muestra en - la tabla 4.1. Todas ellas se basan en la Ec. (4.19), sin embargo, en su desarrollo final se han tomado en cuenta suposiciones que establecen sus diferencias y que permiten clasificarlas por la forma en que se evalúa:

- a) El Factor de Compresibilidad y
- b) El Factor de Fricción

a) Factor de Compresibilidad.

El factor de compresibilidad Z , en la mayoría de las ecuaciones debe calcularse a las condiciones medias de flujo, como se ha visto en el capítulo I. En el caso de la ecuación de Panhandle B, su efecto puede aproximarse como una corrección a las presiones a través de una correlación⁸; en la ecuación de Cullender, Z debe ser calculado además de a las condiciones medias - a p_1 y p_2 . Al no considerar en los cálculos el efecto de compresibilidad, se pueden provocar errores apreciables en los resultados finales.

b) Factor de Fricción⁸.

Bajo esta clasificación, pueden distinguirse tres tipos de ecuaciones:

i) Se basan en un valor de f constante. Su aplicación es en sistemas de transporte de gas a baja presión y actualmente casi no se emplean.

ii) Se basan en que el valor de f es función del número de Reynolds; esto sucede cuando el flujo no es completamente turbulento. En esta subclasificación se pueden ubicar las ecuaciones presentadas en las tablas 4.1 y 4.2, en las cuales se presenta tal factor en forma implícita en ocasiones y explícita en otras. En la tabla 4.3, se muestran las equivalencias de la constante K_4 para las diferentes ecuaciones de flujo.

iii) Se basan en que el valor de f es sólo función del diámetro. Esto se presenta cuando existen condiciones de flujo francamente turbulentas. Todas las ecuaciones aquí presentadas se encuentran en este caso.

Un aspecto generalizado a todas las ecuaciones de la tabla 4.2, es que en ellas se consideran las posibles desviaciones que las líneas de transporte tengan con respecto a la horizontal al agregar o sustraer, según sea el caso, la presión equivalente al peso de la columna generada por tal diferencia de elevación. Ver Tabla 4.2.

Todas las ecuaciones de la tabla 4.2, establecen una relación entre el flujo y los siguientes datos:

- diámetro interno de la tubería (d)
- longitud de la tubería (L)
- presión de entrada (p_1)
- presión de salida (p_2)
- diferencia de elevación (h)

los otros términos, sólo son parámetros que representan las condiciones de operación y las propiedades físicas del gas. El término e^5 corresponde al factor de corrección por el efecto de tubería inclinada, donde:

$$s = \frac{0.0375 \rho_g h}{Z (T+460)} \quad (4.23)$$

cuyo desarrollo se presenta en el apéndice C. La corrección a la longitud de la tubería por el efecto antes mencionado y considerando una pendiente constante, se expresa de la siguiente forma⁴.

$$L_c = L \left(\frac{\exp(s)-1}{s} \right) \quad (4.24)$$

La confianza en los resultados que se obtengan, depende del uso adecuado de la o las ecuaciones, pues cada una tiene sus características específicas. En la tabla 4.4, se muestran éstas asociadas a cada ecuación.

TABLA 4.3 EQUIVALENCIAS DE LA CONSTANTE K_4 EN LAS DIFERENTES ECUACIONES DE FLUJO

AUTOR	CONSTANTE	
EC. (4.20)	$K_4 = 461.346 \left(\frac{T_o+460}{p_o} \right)^{0.5} \left(\frac{1}{f \gamma_g \bar{Z} (\bar{T}+460)} \right)^{0.5}$	E
CLINEDINST	$K_4 = 109.64 \left(\frac{Z_o P_{pc} (T_o+460)}{p_o} \right) \left(\frac{1}{\gamma_g L (\bar{T}+460)} \right)^{0.5} \left(\frac{1}{f} \right)^{0.5}$	E
PANHANDLE A	$K_4 = 435.87 \left(\frac{T_o+460}{p_o} \right)^{1.0788} \left(\frac{1}{\gamma_g} \right)^{0.4606} \left(\frac{1}{Z(\bar{T}+460)} \right)^{0.5394}$	E
PANHANDLE B	$K_4^* = 737 \left(\frac{T_o+460}{p_o} \right)^{1.02} \left(\frac{1}{Z(\bar{T}+460)} \right)^{0.510} \left(\frac{1}{\gamma_g} \right)^{0.961}$	E
WYMOUTH	$K_4 = 433.49 \left(\frac{T_o+460}{p_o} \right) \left(\frac{1}{\gamma_g \bar{Z} (\bar{T}+460)} \right)^{0.5}$	E
SMITH	$K_4 = 77.831 \left(\frac{T_o+460}{p_o} \right) \left(\frac{1}{f} \right)^{0.5} \left(\frac{1}{\gamma_g \bar{Z} (\bar{T}+460)} \right)^{0.5}$	E
CULLENDER (flujo horizontal)	$K_4 = \left(\frac{7.58 \times 10^6}{\gamma_g f} \right)^{0.5}$	$\Delta p_2 = (\bar{p} - p_2)$ $\Delta p_1 = (p_1 - \bar{p})$
CULLENDER (flujo inclinado)	$K_4 = \left(\frac{284.2 \times 10^6}{L} \right)^{0.5} \left(\frac{h}{f} \right)^{0.5}$	

*AL emplear la correlación por compresibilidad del gas ($c=1.17 \times 10^4 \left(\frac{520}{(\bar{T}+460)} \right)^{3.825}$) afectando a las presiones, esta sustituye al término $(1/\bar{Z})^{0.510}$

TABLA 4.4 APLICACIONES ESPECIFICAS DE LAS ECUACIONES DE FLUJO.

AUTOR	CARACTERISTICAS
EC.(4.19)	Puede aplicarse adecuando el coeficiente de rugosidad y la eficiencia de flujo a cualquier condición que prevalezca en el sistema de transporte.
CLINEDINST	Duplica también las condiciones de flujo bifásico al considerar una integración vigorosa de la ecuación de energía.
PANHANDLE A	Se recomienda en líneas de transporte de diámetros reducidos o líneas secundarias de recolección ($d < 16$ pg).
PANHANDLE B	Está diseñada para líneas de gran longitud y altas presiones o líneas troncales de recolección ($d > 16$ pg).
WEYMOUTH	Se recomienda para líneas de diámetro y longitud reducidas ($d < 15$ pg).
SMITH	Se usa generalmente para calcular las presiones de fondo fluyendo en pozos de gas y condensado y su exactitud depende del coeficiente de rugosidad, la temperatura y el factor de compresibilidad. Puede aplicarse a cualquier condición que prevalezca en el sistema de transporte.
CULLENDER	Se emplea para calcular p_{wf} , p_{ws} , y conocer la presión a lo largo de tuberías horizontales sin restricción en el diámetro. Se recomienda usar ϵ de 0.00065 y 0.0007, para pozos de gas y líneas de transporte respectivamente. Puede aplicarse a cualquier condición que prevalezca en el sistema de transporte.

4.2 NUMERO DE REYNOLDS.

Al igual que para el flujo de líquidos por tuberías, es conveniente obtener una ecuación del número de Reynolds para flujo de gas, en la que sus factores estén en unidades prácticas.

De la Ec.(3.15):

$$N_{Re} = \frac{d \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (4.25)$$

y además:

$$\rho_g = \frac{0.0764 \rho_g'}{B_g} \quad (4.26)$$

$$v = \frac{4 q_g' B_g}{\pi d^2} \quad (4.27)$$

$$B_g = \frac{0.02825 Z (T+460)}{p} \quad (4.28)$$

sustituyendo convenientemente las Ecs.(4.26), (4.27) y (4.28) en (4.25):

$$N_{R_e} = \frac{(2.7044)(4)(0.02825)}{\pi} \left(\frac{q_g' \rho_g'}{d \mu} \right) \quad (4.29)$$

efectuando el cambio a unidades prácticas de q_g' , d' , y μ' de la siguiente forma:

$$q_g' \frac{\text{pies}^3}{\text{seg}} = q_g \left(\frac{\text{pies}^3}{\text{día}} \right) \left(\frac{\text{día}}{86400 \text{ seg}} \right) \quad (4.30)$$

$$d' (\text{pies}) = d (\text{pg}) \left(\frac{\text{pie}}{12 \text{ pg}} \right) \quad (4.31)$$

$$\mu' \left(\frac{\text{lbm}}{\text{pie seg}} \right) = \mu (\text{cp}) 0.00067197 \left(\frac{\text{lbm}}{\text{pie-seg-cp}} \right) \quad (4.32)$$

sustituyendo en la Ec.(4.29) y simplificando se tiene finalmente la expresión para evaluar el número de Reynolds en unidades prácticas.

$$N_{R_e} = 0.0201056 \left[\frac{q_g \rho_g'}{d \mu_g} \right] \quad (4.33)$$

4.2.1 Flujo de gas natural por conductos anulares.⁴

En la mayoría de los casos, los pozos de gas producen por el interior de la tubería de producción, por tanto la Ec.(4.19) no sufre modificaciones; sin embargo, cuando el gas fluye por el espacio anular, deberá considerarse el diámetro hidráulico en la ecuación de flujo, como se deduce a continuación:

El diámetro d , es igual a cuatro veces el área de la sección transversal al flujo entre el perímetro mojado para tuberías completamente llenas, esto es:

$$d = 4 R_h \quad (4.34)$$

que para flujo anular y en unidades consistentes, se expresa como:

$$d = 4 \left(\frac{\frac{\pi}{4} (d_{ci}^2 - d_{te}^2)}{\pi (d_{ci} + d_{te})} \right) = d_{ci} - d_{te} \quad (4.35)$$

por otra parte, de la Ec.(2.10):

$$\Delta' p = f \frac{\rho' v'^2 L'}{2g_c d} \quad (2.10)$$

donde:

$$v \text{ (pies/seg)} = \frac{q}{A} \left(\frac{\text{pies}^3}{\text{seg}} \right) \left(\frac{1}{\text{pie}^2} \right) \quad (4.36)$$

$$A \text{ (pies}^2\text{)} = \frac{\pi (d_{ci}^2 - d_{te}^2)}{4} \quad (4.37)$$

y empleando unidades prácticas para q y d , se tiene:

$$v \text{ (pies/seg)} = \frac{1}{86400} \left(\frac{q_g \bar{z} p_d (\bar{T}+460)}{\bar{p} (T_o+460)} \right) \left\{ \frac{1}{\frac{\pi}{4} \frac{d_{ci}^2 - d_{te}^2}{12}} \right\} \quad (4.38)$$

si $p_o = 14.7 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y $T_o = 60^\circ \text{ F}$, entonces:

$$v \text{ (pies/seg)} = \frac{1}{129.111^2} \left(\frac{q_g \bar{z} (\bar{T}+460)}{\bar{p} (d_{ci} - d_{te})} \right) \quad (4.39)$$

sustituyendo la Ec.(4.39) en la (2.10) y haciendo:

$$d' \text{ (pies)} = \frac{1}{12} (d_{ci} - d_{te}) \left(\frac{\text{pies} - \text{pg}}{\text{pg}} \right)$$

$$\Delta' p \text{ (lb/pie}^2\text{)} = \Delta p \frac{\text{lb}}{\text{pg}^2} 144 \left(\frac{\text{pg}^2}{\text{pie}^2} \right)$$

$$L' \text{ (pies)} = L \text{ (millas)} 5277 \left(\frac{\text{pies}}{\text{milla}} \right)$$

se tiene que:

$$\Delta p = \frac{(12)(5277)}{(129.11^4)(144)} \left(\frac{f q_g^2 \gamma_g \bar{z}(\bar{T}+460)}{\bar{p} (d_{ci}^2 - d_{te}^2)^2 (d_{ci} - d_{te})} \right) \quad (4.40)$$

o sea:

$$\Delta p = 0.0263802 \left(\frac{f q_g^2 \gamma_g \bar{z}(\bar{T}+460)}{\bar{p} (d_{ci}^2 - d_{te}^2)^2 (d_{ci} - d_{te})} \right) \quad (4.41)$$

y donde:

$$(d_{ci}^2 - d_{te}^2)^2 (d_{ci} - d_{te}) = (d_{ci} - d_{te})^3 (d_{ci} + d_{te})^2 \quad (4.42)$$

es el diámetro equivalente para flujo por espacio anular. Para este caso, la Ec.(4.19) toma la siguiente forma:

$$p_1^2 - p_2^2 = \left(\frac{f}{461.346^2} \right) \left(\frac{p_o}{T_o + 460} \right) \left(\frac{q_g^2 \gamma_g \bar{z}(\bar{T} + 460) L}{(d_{ci} - d_{te})^3 (d_{ci} + d_{te})^2} \right) + 0.03756 \frac{\bar{p}^2 \gamma_g h}{\bar{z}(\bar{T} + 460)} \quad (4.43)$$

4.2.2 Número de Reynolds en conductos anulares.⁴

Para la determinación del N_{R_e} por flujo anular tampoco se admite sustitución directa del diámetro hidráulico, sin embargo, puede aproximarse de la siguiente forma:

$$N_{R_e} = 0.0201056 \left(\frac{q_g \gamma_g}{\mu (d_{ci} - d_{te})} \right) \quad (4.44)$$

4.3 ASPECTOS A CONSIDERAR EN LA APLICACION DE LA ECUACION GENERAL DE ENERGIA.

El conocimiento de las características particulares de flujo de gas, obligan a tomar en cuenta las siguientes consideraciones que conducirán a una aplicación más confiable de la Ec.(4.19).

4.3.1. El factor de fricción.- Como la viscosidad del gas es baja y se manejan comúnmente gastos altos, el régimen de flujo es normalmente turbulento, - por lo que, el valor de f , según la Ec.(2.18), es:

$$f = (2 \log(3.715d/\epsilon))^{-2} \quad (4.45)$$

de la tabla 4.3, las ecuaciones que tienen el factor de fricción en forma explícita lo obtienen de la ecuación anterior y aquellas otras que lo involucran implícitamente lo obtienen de la expresión de la última columna.

4.3.2. El nivel base.- Al emplear las Ecs.(4.19), (4.20) y (4.21) se debe tener cuidado en la determinación del signo de h . Para esto, basta recordar que la diferencia de alturas entre la descarga y la entrada se debe referir a un nivel base y se considera el sentido positivo hacia arriba. Así, para un pozo inyector, en el que la entrada está en la superficie y la descarga en el fondo a una profundidad D , la altura de la entrada respecto al nivel base, fijado en la superficie, es cero y la de la descarga referida al mismo nivel es $-D$, de tal manera $h = h_D - h_{nb} = D - 0 = -D$. Lo mismo se obtiene si el nivel base es la profundidad D . En este caso $h_D = 0$ y $h_{nb} = D$, o sea $h = h_D - h_{nb} = 0 - D = -D$. Esto puede verse más claro en la tabla 4.5.

TABLA 4.5 SIGNOS PARA h y L

POZO	p_1 presión conocida	SIGNO D	SIGNO h	p_2 presión calculada
Productor (o flujo ascendente)	p_{th}	+	+	p_{wf}
	p_{wf}	-	-	p_{th}
Inyector (o flujo descendente)	p_{th}	-	+	p_{wf}
	p_{wf}	+	-	p_{th}

Tomado de APAREJOS DE POZOS INYECTORES.- Pemex Sub. de Explotación.

La aplicación de la Ec.(4.19) puede por tanto, hacerse en pozos (verticales o direccionales) o en gasoductos, en cuyo caso, si el flujo es ascendente, p_{th} será la presión de descarga (p_2) y p_{wf} la presión de entrada (p_1) y en forma inversa, si el flujo es descendente.

4.3.3. Métodos de solución para las ecuaciones de flujo.- El procedimiento para resolver la mayoría de las ecuaciones conocidas y seis de las que aquí se manejan, es de tipo iterativo, pues p , Z y f dependen de la presión y además, del número de Reynolds, la rugosidad y el diámetro de la tubería. El procedimiento iterativo recomendado es el de aproximaciones sucesivas, mencionado en el inciso (3.4.2) y resuelve las ecuaciones de Panhandle, Weymouth, Smith, y -

la Ec.(4.20). El procedimiento de solución de la ecuación de Cullender⁷ se expone en el Apéndice D.

4.3.4. La presión media.- Como la distribución de presiones en un gasoducto no es lineal, se recomienda el uso de la siguiente ecuación para obtener la presión media.^{2,4,7,8.}

$$\bar{p} = \frac{2}{3} \left\{ \frac{p_1^3 - p_2^3}{p_1 - p_2} \right\} \quad (4.46)$$

4.3.5. Eficiencia de flujo.-⁴ Al igual que en el flujo de líquidos por tuberías, la eficiencia es factor de ajuste para compensar los efectos de corrosión, erosión, rugosidad e incrustaciones, que no se consideran en la deducción de las ecuaciones de flujo, de tal forma que los resultados que se obtengan deben ser corregidos para obtener el gasto real. Los valores más comunes de E para flujo de gas, según Ikoku⁴ son:

Línea	Contenido de líquidos (gal/10 ⁶ pies ³)	E
GAS SECO	0.1	0.92
GAS HUMEDO	7.2	0.77
GAS Y CONDENSADO	800	0.60

Ejemplo 4.2.- Determinar la presión de descarga de una tubería horizontal, si se cuenta con los siguientes datos:

$$\begin{aligned}
 P_{envto} &= p_1 = 1900 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs} & q_g &= 1212.557007 \times 10^6 \text{ (pies}_g^3/\text{dfa)} \\
 \bar{T} &= 150 \text{ }^\circ\text{F} & d &= 28 \text{ pg} \\
 T_o &= 60 \text{ }^\circ\text{F} & L &= 41 \text{ millas} \\
 p_o &= 14.7 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs} & \epsilon &= 0.0006 \text{ pg} \\
 \gamma_g &= 0.6
 \end{aligned}$$

Solución: El procedimiento a seguir es el mismo que para resolver la Ec.(4.19) excepto que ahora se usa la Ec.(4.46) para obtener \bar{p} y desaparecen los efectos por elevación, ya que $h = 0$.

De la Ec.(2.18):

$$f = (-2 \log(0.0006/(3.715(28))))^{-2}$$
$$= 0.0091085$$

De la Ec.(4.46): $\bar{p} = 1707.84$ y con $\bar{T} = 150$ °F, se tiene:

$$\bar{Z} = 0.87695$$

despejando p_2^2 de la Ec.(4.19) y sustituyendo datos, se tiene que:

$$p_2^2 = p_1^2 - \frac{(0.009108)}{(461.346^2)} \left(\frac{14.7}{520} \right) \left(\frac{1212557807}{(28)^5} \right)^2 (0.6)(0.87695)(610)(41)$$

$$p_2^2 = 1900^2 - 135997.2$$

$$p_2^2 = 2250002.8$$

$$p_2 = 1500 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$$

Con fines comparativos se calculará ahora el gasto, para el mismo ejemplo, aplicando la ecuación de Cinedinst³.

$$T_{pc} = 357 \text{ }^\circ\text{R}; \quad p_{pc} = 672.5 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$$

asimismo:

$$T_{pr} = \frac{610}{357} = 1.709$$

$$P_{pr,1} = \frac{1900}{672.5} = 2.825$$

$$P_{pr,2} = \frac{1500}{672.5} = 2.230$$

de la tabla A-6 de la referencia (6):

$$\int_0^{2.825} \frac{P_{pr}}{Z} dp_r = 4.4 \quad \text{y} \quad \int_0^{2.23} \frac{P_{pr}}{Z} dp_r = 2.682$$

de la Ec.(2.18)

$$f = 0.0091085$$

de la tabla 4.3

$$K_4 = 109.4 \frac{(520)(672.5)}{14.7} \left\{ \frac{1}{0.6(41)(610)(0.0091085)} \right\}^{0.5} = 223096.67$$

de la tabla 4.1

$$q_g = (223096.67) (4.4 - 2.682)^{0.5} (28)^{2.5}$$

$$q_g = 1213.1088 \times 10^6 \text{ (pies}^3/\text{día)}$$

A continuación se muestran los resultados obtenidos de aplicar las ecuaciones que restan de la tabla 4.1, para calcular el gasto.

<u>ECUACION</u>	<u>GASTO (x10⁶ pies³/día)</u>	<u>% DE DESVIACION</u>
Panhandle A	1472.508778	+ 21.44
Panhandle B	1721.002476	+ 41.93
Weymouth	1126.940265	- 7.6
Smith	1216.592200	+ 0.332
Clinedinst	1213.108800	+ 0.045
Cullender	1216.335400	+ 0.31

Comparando los resultados de las ecuaciones anteriores y suponiendo correcto el valor de $q_g = 1212.558 \times 10^6$ pies³/día, se deben manejar factores de eficiencia de 1.2144, 1.4193, 0.09294, 1.0033, 1.00045 y 1.0031 para ajustar las ecuaciones arriba enlistadas.

Ejemplo 4.3.- Con los datos del ejemplo anterior, calcular el gasto con las ecuaciones de la tabla 4.2 suponiendo una diferencia de nivel h de 50 pies.

Solución: el problema sólo reside en restar el efecto de la columna de gas a los resultados ya obtenidos de la siguiente forma:

de la Ec.(4.23):

$$s = 0.0375(0.6)(50)/(610)(0.87695))$$

$$= 0.002103$$

por tanto, el término $e^s = 1.0021052$ y resolviendo la Ec.(4.24) para corregir la longitud por el efecto mencionado, se tiene que:

$$L_c = 41 \left(\frac{1.0021052-1}{0.002103} \right)$$

$$= 41.043 \text{ millas}$$

finalmente, evaluando las ecuaciones de la tabla 4.2, se obtienen los siguientes resultados:

ECUACION	GASTO ($\times 10^6$ pies ³ /días)	% DE DESVIACION
(4.20)	1209.189	-----
Panhandle A	1468.912	+ 21.48
Panhandle B	1717.025	+ 41.99
Weymouth	1124.389	- 7.01
Smith	1213.879	+ 0.388
Clinedinst	1209.933	+ 0.062
Cullender	1215.572	+ 0.528

4.4. SISTEMAS COMPLEJOS DE TRANSPORTE Y RECOLECCION.^{4,6,8,9.}

Hasta aquí sólo se ha presentado flujo de gas a través de una tubería de diámetro constante a lo largo de toda su longitud, pero esto es muy raro de encontrar en un sistema real de transporte ya que, la mayoría de ellos están compuestos por varias secciones de tuberías de diferentes diámetros, o bien, por varias líneas paralelas entre sí. Como resultado se encuentran en la práctica los sistemas complejos de tuberías.

4.4.1 Tuberías en serie.- Si una línea de transporte o recolección se constituye de secciones de diámetros diferentes, el gasto se puede obtener al determinar longitudes equivalentes a un diámetro común, o bien, en diámetros equivalentes a una longitud común.⁸ A partir de este razonamiento se pueden obtener las dimensiones de una sola línea con un gasto equivalente al del sistema original.

La suposición única para desarrollar este concepto es que se consideran - constantes todos los términos de las ecuaciones, excepto L, d y f, encontrando se la siguiente expresión general:

$$L_E = \frac{d^5}{f} \sum_{i=1}^n \frac{L_i f_i}{d_i^5} \quad (4.47)$$

donde:

TABLA 4.6 VALORES DE a_1 Y a_2

ECUACION	a_1	a_2
4.20	2.5	0.5
Panhandle A	2.618	--
Panhandle B	2.530	--
Weymouth	2.667	--
Smith	2.5	0.5

Ejemplo 4.4.- Determinese la longitud equivalente de una tubería en serie con los datos de la Fig. 4.1 y aplicando la Ec.(4.20).

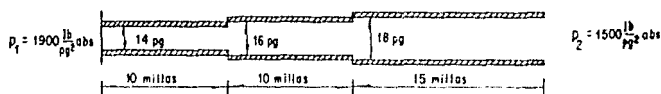


Fig 4.1. Esquema de un sistema de transporte en serie.

Solución: suponiendo una $\epsilon = 0.0006$, los valores de f para cada sección suponiendo flujo completamente turbulento son:

$$f_1 = 0.010253$$

$$f_2 = 0.010016$$

$$f_3 = 0.009814$$

de la Ec.(4.47) y escogiendo la línea de 16 pg como referencia y seleccionando los valores de a_1 y a_2 de la tabla 4.6, se tiene que:

$$L_E = \frac{(16)^{2.5}}{0.010016} \left[\frac{(10)(0.010253)}{(14)^{2.5}} + \frac{(15)(0.009814)}{(18)^{2.5}} \right] + 10$$

$$= 102236.42 (139.8 \times 10^6 + 35.4 \times 10^6) + 10$$

$$= 28.92 \text{ millas}$$

este resultado indica que una tubería de 16 pg con longitud de 27.92 millas,

entregará el mismo gasto y producirá las mismas pérdidas de energía que el sistema al que sustituiría.

4.4.2. Tubería en paralelo.^{4,6} En un sistema de tuberías en paralelo, se tienen las mismas pérdidas de presión en los puntos comunes extremos de cada una de las ramas y el gasto total equivale a la suma de los gastos de cada rama, o lo que es lo mismo, a obtener un diámetro equivalente al número de ramas consideradas. La expresión para evaluar el gasto total es:

$$q_T = C \sum_{i=1}^n \frac{d_i^{a_1}}{f_i^{a_2}} \quad (4.48)$$

donde C representa todas las variables de la ecuación de flujo excepto el diámetro y el factor de fricción. Análogamente para hallar un diámetro equivalente:

$$d_E^{a_1} = \left(\frac{f_p}{f_o}\right)^{a_2} \sum_{i=1}^n d_i^{a_1} \quad (4.49)$$

si se desea determinar la longitud de una línea paralela que satisfaga los aumentos de demanda, puede emplearse la siguiente ecuación:

$$q_2 = \frac{q_1}{\left[1 + x \left(\frac{1}{(1+Y)^2} - 1\right)\right]^{0.5}} \quad (4.50)$$

donde:

$$Y = \left(\frac{d_p}{d_o}\right)^{a_1} \left(\frac{f_o}{f_p}\right)^{a_2} \quad (4.51)$$

y

q_1 : gasto antes de efectuar la instalación (pies³/dfa @ c.s.)

q_2 : gasto después de efectuada la instalación (pies³/dfa @ c.s.)

x : fracción de la línea original que se va a conectar a la nueva tubería.

d_p : diámetro interior de la línea paralela. (pg)

d_o : diámetro interior de la línea original. (pg)

f_p : factor de fricción de la línea original.

f_o : factor de fricción de la línea paralela.

Ejemplo 4.5.- Obtener la longitud equivalente de un sistema en paralelo como el de la Fig. 4.2, aplicando la Ec.(4.20).

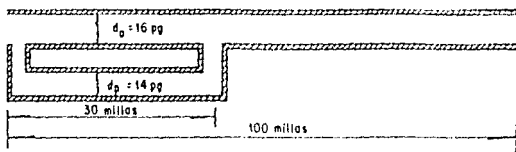


Fig 4.2. Esquema de un sistema de transporte en paralelo.

Solución: convirtiendo la sección en paralelo de 30 millas, en una sola línea a un diámetro equivalente al de las dos líneas consideradas. De la Ec.(4.49), se tiene que:

$$d_E^{2.5} = \left(\frac{0.010253}{0.010016} \right)^{0.5} (16)^{2.5} + \left(\frac{0.010253}{0.010016} \right)^{0.5} (14)^{2.5}$$

$$d_E^{2.5} = 1778.0348 \text{ pg}$$

$$d_E = 19.95 \text{ pg}$$

en estas condiciones el sistema es ahora de dos secciones en serie, una de 30 millas y otra de 70 millas. Aplicando el procedimiento del ejemplo anterior, se tiene que:

$$L_E = \left(\frac{(19.95)^{2.5}}{0.009643} \right) \left[\frac{70 (0.010016)}{(16)^{2.5}} \right] + 30$$

$$= 156.23 \text{ millas}$$

con un diámetro de tubería de 19.95 pg, o bien:

$$L_E = \left(\frac{(16)^{2.5}}{0.010016} \right) \left[\frac{30 (0.009643)}{(19.95)^{2.5}} \right] + 70$$

$$= 86.64 \text{ millas}$$

con una tubería de 16 pg de diámetro.

Una vez determinada L_c puede obtenerse fácilmente la capacidad de -- transporte, aplicando la ecuación seleccionada.

Ejemplo 4.6.- Determinar la longitud de una línea paralela para satisfacer un incremento en la demanda de 500×10^6 pies³/día con los datos del ejemplo 4.2.

Solución: despejando x de la Ec.(4.50) y suponiendo que la línea paralela es del mismo diámetro que la original, se tiene:

$$x = \frac{1 - \left(\frac{1212.558 \times 10^6}{1712.558 \times 10^6} \right)^2}{1 - \frac{1}{(1+1)^2}}$$

$$x = 0.6649$$

por tanto, la longitud de la línea paralela será:

$$L_p = 0.6649 L$$

$$= 0.6649 (41)$$

$$= 27.26 \text{ millas}$$

4.5 PRESENCIA DE CONDENSADOS.^{6,10}

En las ecuaciones de flujo presentadas en este capítulo, se ha considerado flujo de una sola fase, esto significa que será necesario efectuar una corrección a la densidad del gas, por la presencia de condensados del gas en la corriente de flujo, y poder así, efectuar una evaluación más precisa de las caídas de presión. Por regla general la evaluación de tal efecto se obtiene a través de alguna correlación de flujo multifásico; sin embargo, aplicando la corrección mencionada a la densidad del gas, pueden obtenerse resultados aceptables.

Peffer y Miller,¹⁰ presentaron en 1986 una serie de ecuaciones, de diversos autores, que permiten corregir la densidad del gas a la apropiada densidad de la mezcla. Aún y cuando su objetivo era el de determinar la presión de fondo en pozos de gas, puede emplearse como una buena aproximación en líneas superficiales. Este método es recomendable para $RG\bar{e} = 10000$ pies³/bl en caso contrario deberá usarse alguna correlación de flujo multifásico.

Ecuación de Razaza y Katz⁶ para corregir γ_g por presencia de condensados:

$$\gamma_{wg} = \frac{\gamma_g + \frac{4584}{R} \gamma_c}{1 + \frac{132800}{M_o R} \gamma_c} \quad (4.52)$$

donde:

γ_{wg} : densidad de la corriente de flujo.

M_o : peso molecular del condensado.

y

$$M_o = \frac{6084}{\text{°API} - 5.9} = \frac{44.29 \gamma_o}{1.03 - \gamma_o} \quad (4.53)$$

para calcular el factor Z se utilizará γ_{wg} en vez de γ_g .

Ecuación de Vitter¹⁰ para corregir γ_g por presencia de agua y condensados:

$$\gamma_{MIX} = \frac{\gamma_g + \frac{4591}{R_L} \gamma_L}{1 + \frac{1123}{R_L}} \quad (4.54)$$

donde:

γ_L : densidad ponderada, por agua y condensados.

R_L : relación gas líquido ($\text{pies}_g^3/\text{bl}$).

Ecuación de Ikoku⁴ para ajustar el gasto de gas por presencia de líquidos:

$$G E_o = \frac{133037 \gamma_o}{M_o} \quad (4.55)$$

donde:

GE_c : equivalente en gas del condensado (pies³ a c.s/bl)

por tanto, el gasto total de gas, está dado por:

$$q_{Tg} = q_g + (GE_c) q_c \quad (4.56)$$

El efecto de la presencia de condensados mediante el empleo de éstas ecuaciones sólo proporciona resultados aproximados. La solución rigurosa implicaría el uso de ecuaciones de estado para determinar la cantidad de condensado en la corriente de gas, a diferentes presiones y temperaturas. Además, se tendría que usar un método de flujo multifásico en el cálculo de las caídas de presión.

4.6 ECUACION GENERAL DE COSTOS.^{9,11}

Si se pretende realizar un proyecto serio de ingeniería, no será posible aislar el aspecto técnico del aspecto económico del mismo. Este problema puede resolverse si se cuenta con una ecuación que represente la variación del costo total del proyecto al variar las condiciones técnicas del diseño.

La ecuación de costos que aquí se presenta permite efectuar un manejo - realista y sencillo de la información, sin alterar la sensibilidad de los parámetros en el resultado final y considerando a la vez tanto los costos por tubería como los originados por los requerimientos de compresión.

4.6.1. Costos de la tubería.

En este rubro, intervienen el costo del material (acero) y el costo de colocación, que incluye: derecho de vía, desmonte, limpieza, topografía, ingeniería, supervisión, acarreo, descarga, alineación, colocación, zanjado, pintura, recubrimiento, relleno y otros conceptos similares. Clasificando - estos conceptos, pueden representarse en dos cifras globales: una para los costos de material y otra para los de colocación. Así, las ecuaciones empleadas para determinar los costos por tubería, son:

4.6.1.1. Inversión inicial.

$$(Y + G) W \text{ (dl/milla)} \quad (4.57)$$

donde:

Y: costo de tubería no instalada (dl/ton)

G: costo de colocación (dl/ton)

y

W: toneladas de tubería por milla (ton/milla)

o bien:

$$W = 28.2 (d + t) L \quad (4.58)$$

En la práctica, para un rango de diámetros dado, pueden establecerse relaciones lineales para Y y G en términos de d, como se muestra en las Fig. - (4.3) y (4.4):

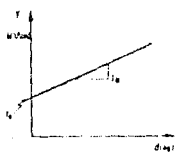


Fig. 4.3 Relación Y vs d.

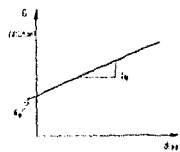


Fig. 4.4 Relación G vs d.

en forma de ecuaciones:

$$Y = Y_0 + I_M d \quad (4.59)$$

$$G = G_0 + I_N d \quad (4.60)$$

donde Y_0 y G_0 , son los costos base por tubería no instalada y por colocación, respectivamente.

4.6.1.2. Espesor de la tubería (Código ASME - B31.1).

$$t = \frac{P_{dext}}{2(SFET)} \quad (4.61)$$

en función del diámetro interno se expresa como:

$$t = \frac{p d}{2(SFET - p_i)} \quad (4.62)$$

donde:

p : presión máxima de operación (lb/pg² abs).

S : esfuerzo máximo permisible (lb/pg²).

F : factor de diseño por tipo de construcción.

E : factor de diseño por tipo de unión longitudinal.

T : factor de diseño por deformación térmica.

t : espesor de la tubería (pg).

sustituyendo las Ecs.(4.58), (4.59), (4.60) y (4.62) en la Ec.(4.57), la expresión para la inversión inicial en tubería en (dll/milla):

$$C_{it} = 20.2 \left[2 \frac{p}{(SFET-p)} + \frac{d^2}{4(SFET-p)^2} \right] (Ad^2 + Bd^3) \quad (4.63)$$

donde:

$$A = Y_o + G_o \quad (4.64)$$

$$B = i_M + i_N \quad (4.65)$$

4.6.1.3. Factor de conversión a costo anual.

Si la tasa de interés es i , y la vida útil, en años, de la tubería es n , entonces el factor que se empleará para obtener el costo anual del capital es:

$$f_i = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \cdot \frac{1}{\text{año}} \quad (4.66)$$

por lo tanto, bastará multiplicar la Ec.(4.63) por esta última, para obtener la expresión del costo anual por milla, esto es:

$$C_t = f_i C_{it} \quad (\text{dll/año/milla}) \quad (4.67)$$

4.6.1.4. Costo fijo anual de operación y mantenimiento.

Este es un valor que si se representa como un porcentaje de la inversión inicial puede incluirse en la tasa de interés i , de otra manera, simplemente se adiciona al costo anual por milla; la Ec.(4.67) de esta forma es:

$$C_{tt} = f_i C_{it} + F_t \quad (\text{dll/año/milla}) \quad (4.68)$$

donde: F_t representa los costos fijos y C_{tt} el costo total por tubería en - dll/milla/año.

4.6.2. Costos por compresión.¹²

A diferencia del costo por tubería, en el cálculo de los costos por compresión se observan los siguientes aspectos:

De acuerdo con Katz^C, la potencia necesaria para comprimir un millón de pies cúbicos de gas por día se puede expresar como:

$$a = \frac{K_1}{\delta} \frac{1}{e} \left[R_c^\delta - 1 \right] + h_c (RH^2 / 10^6 \text{ pies}^3 / \text{día}) \quad (4.69)$$

donde:

e: eficiencia mecánica adiabática. (4.70)

h: pérdidas de potencia en el sistema de válvulas,
(BHP/10⁶pies³día)

k: relación de calores específicos, Cp/Cv.

Ts: temperatura de succión.

Rc: razón de compresión.

$$K1: 3.03 \left[\frac{p_a (T_s + 460)}{T_o + 460} \right] \quad y \quad (4.71)$$

$$\delta: (k-1)/k \quad (4.72)$$

4.6.2.1. Potencia por milla.

Para desplazar un gasto q (pies³/día) de gas una distancia l (millas), se requieren δZ (BHP/10⁶pies³/día) donde Z, es el factor de desviación del gas a la presión de succión. Por lo tanto, la potencia por milla será:

$$P = \frac{q \cdot a \cdot Z}{10^6 \cdot l} \quad (\text{BHP/milla}) \quad (4.73)$$

4.6.2.2. Inversión inicial.

Este valor se expresa de la siguiente forma:

$$C_{ic} = \frac{X \cdot q \cdot a \cdot Z}{10^6 \cdot l} \quad (\text{d11/milla}) \quad (4.74)$$

donde: X es el costo inicial de las compresoras ya instaladas, expresado en (d11/BHP).

4.6.2.3. Factor de conversión a costo anual.

Si la tasa de interés es r y la vida útil en años del equipo de compresión es m, entonces el factor para obtener el costo anual del capital es:

$$u_r = \frac{r(1+r)^m}{(1+r)^m - 1} \quad \frac{1}{\text{año}} \quad (4.75)$$

al multiplicar esta ecuación por la Ec.(4.74) se obtiene el costo de compresión por año y por milla, esto es:

$$C_1 = g_r C_{ic} \quad (\text{dl}/\text{año}/\text{milla}) \quad (4.76)$$

4.6.2.4. Costos fijos de operación y mantenimiento.

En este aspecto, por tratarse de compresoras, se separan los costos por combustible de los costos por mantenimiento.

Para obtener el primero, es necesario conocer el consumo de combustible de las compresoras. Si este es de 10000 (Btu/BHP/hr)¹¹ y considerando el poder calorífico promedio del gas en 1000 (Btu/pies³), entonces el volumen de gas necesario para cada BHP, en una hora, resulta de 10 (pies³/BHP/hr).

Si C_2 , es el valor de cada 1000 pies³ de gas, el costo de combustible - por año por cada BHP, resulta de:

$$C_3 = \frac{(24)(365)(10)C_2}{1000} = 87.6 C_2 \quad (\text{dl}/\text{BHP}/\text{año}) \quad (4.77)$$

finalmente sólo bastará adicionar el costo fijo de mantenimiento (F_c) en los mismo términos que se usaron los costos de operación y mantenimiento para determinar los costos por tubería, quedando la ecuación para evaluar el costo total de compresión por año y por milla:

$$C_{tc} = C_1 + C_3 + F_c \quad (4.78)$$

sustituyendo las Ecs.(4.76) y (4.77) y factorizando términos, se tiene que:

$$C_{tc} = \frac{9aZ}{10^6 l} (g_r X + 87.6 C_2 + F_c) \quad (\text{dl}/\text{año}/\text{milla}) \quad (4.79)$$

4.6.3. Costo total.

El modelo matemático que proporciona la suma de las Ecs.(4.68) y (4.79), se denominará costo total anual C_T (dl/milla/año) del sistema de transporte y se expresa como sigue:

$$C_T = K_2 \left[\frac{p}{2(SFET-p)} + \frac{p^2}{4(SFET-p)^2} \right] (Ad^2 + Bd^3) + F_t + \frac{K_3 9aZ}{10^6 l} \quad (\text{dl}/\text{año}/\text{milla}) \quad (4.80)$$

donde:

$$K_2 = 28.2 f_1 \quad (4.81)$$

$$K_3 = g_r X + 87.6 C_2 (F_c) \quad (4.82)$$

4.7 ANALISIS ECONOMICO DE LINEAS DE CONDUCCION DE GAS NATURAL.

Al diseñar un sistema de transporte debe tomarse en cuenta que las condiciones de operación tienen un considerable efecto sobre los costos; por ejemplo, manteniendo constantes todos los términos y tan sólo duplicando el diámetro de la tubería, la capacidad de transporte se sextuplica, esto es, el costo total se duplica y los costos unitarios nuevos se reducen una tercera parte de los originales.⁴ De lo anterior se infiere la importancia de realizar un buen análisis en el desarrollo de proyectos de líneas de conducción. En este subtema se presenta un método de optimización para minimizar la inversión inicial o el costo total de la inversión anual. La primera alternativa se aplica en sistemas provisionales y la segunda para aquéllos que permanecen largo tiempo en servicio. En ambos casos, el costo de la tubería y el costo de compresión, son los aspectos fundamentales.

Tomando en cuenta la importancia que reviste la economía de un proyecto y su eficiencia de operación, el procedimiento de diseño que aquí se presenta satisface simultáneamente tanto el aspecto técnico como el económico, minimizando el costo de transporte para diferentes ritmos de flujo. Esto se logra al conjugar una ecuación de costos y una de flujo como restricción para los diferentes gastos considerados.

La ecuación de flujo empleada, pudiendo ser cualquiera de las que se muestran en la tabla 4.1, será la Ec.(4.20). Las presiones de interés en el método de diseño son a la entrada (p_e) y a la descarga (p_d) de la compresora, por lo que, el término $(p_1^2 - p_2^2)$ de la Ec.(4.20), se sustituirá por $(p_d^2 - p_e^2)$.

4.7.1 Diseño sin restricciones económicas.

En ausencia de restricciones económicas en el diseño, sólo se necesita el empleo de una ecuación de flujo seleccionada que satisfaga los requerimientos técnicos del proyecto, en este caso:

$$q_g = K_4 \left\{ \frac{p_d^2 - p_e^2 - (0.03756 \bar{p}^2 + q_g h / (Z(T+460)))}{L} \right\}^{0.5} d^{2.5} \quad (4.83)$$

donde:

p_d : presión de descarga de la compresora (lb/pg²abs)

p_e : presión de entrada a la compresora (lb/pg²abs)

Si la longitud de la línea conductora de gas natural es pequeña, L puede considerarse constante y el diseño reducirse a despejar (d) de la ecuación de flujo, dados un juego de valores de p_e , p_d , y q_g .

Calculando el diámetro (d), se obtiene el espesor de la tubería, - - Ec.(4.62), que cumpla con las normas de esfuerzo máximo y tipo de construcción.

4.7.2. Diseño económico.

Frecuentemente, en la práctica, el valor de L es grande, por lo que, es más difícil mantener constantes al mismo tiempo L , p_e y p_d y poder obtener - el diámetro (d), para el gasto de flujo dado. En este caso la solución es la instalación de estaciones de compresión intermedias, de manera tal que el diámetro de la tubería se mantenga dentro de los rangos comerciales, por lo que, L se convierte en la distancia entre las estaciones de compresión.

Es conveniente aclarar que los gastos en equipo de compresión aumentan a medida que el diámetro de la línea disminuye y los gastos en tubería disminuyen en proporción directa a la reducción del mismo, esto se observa en las siguientes 2 relaciones. Ver Fig. (4.5).

$$\S \text{ com } \propto \frac{1}{d}$$

$$\S \text{ tub } \propto d$$

Así, se observa que el problema requiere de un equilibrio económico entre los gastos por equipo de compresión y los de tubería, sujetos a la restricción técnica que implica la ecuación de flujo.

De esta forma se concluye que el diseño económico de una línea de conducción de gas natural, es la determinación de los valores de (d), L , p_e y p_d que minimizan el costo de transporte y satisfacen la ecuación de flujo.

La expresión que resuelve este problema, es compleja y de difícil interpretación, pues, como se mencionó, conjuga la ecuación de costos con la de flujo.

No obstante, que en este subtema se desarrollará la solución aplicando el Método de Multiplicadores de Lagrange, cuyo planteamiento encaja satisfactoriamente con las características del problema, es importante hacer notar - que un método alternativo para obtener la solución, puede ser el asignar un valor fijo a tres de las cuatro variables y establecer la ecuación del costo en función de una sola variable como, por ejemplo, el diámetro. Llevando - los resultados obtenidos a una gráfica (Ver Fig. 4.6), se obtendrá el costo mínimo para la estación o estaciones de compresión requeridas.

En la aplicación del Método de Multiplicadores de Lagrange se requiere de una función objetivo, que se representará con la ecuación de costos y una de restricción, que corresponderá a la ecuación de flujo.

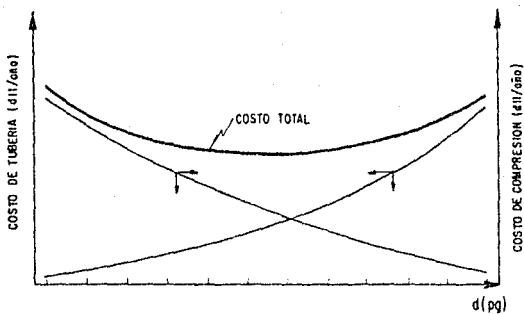


Fig 4.5. Comportamiento cualitativo de los costos de compresión y tubería.

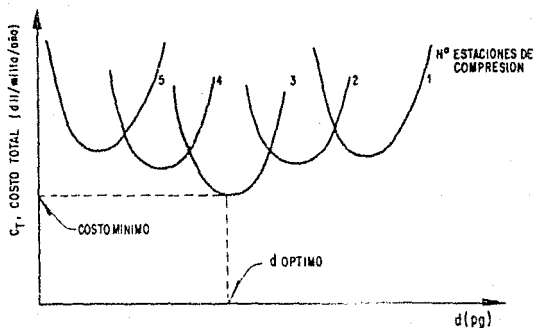


Fig 4.6. Comportamiento cualitativo del costo total vs diámetro para diferentes estaciones de compresión.

Este método fue descrito en 1942 por R.L. Huntington⁹, modificado por el Ing. Luzbel Napoleón Solórzano¹¹, y se presenta en este trabajo con la aplicación de la ecuación de flujo (4.20).

4.7.3. Desarrollo del método de multiplicadores de Lagrange.

El problema, como ya se mencionó, reside en hallar los valores de L, d, p_e y p_d que satisfagan la ecuación de flujo (Ec.4.20) y que minimicen el valor de la ecuación de costos (Ec.4.80). Entonces, de la expresión general del método:

$$\nabla C_T = \lambda \nabla q \quad (4.84)$$

se tiene que:

$$\frac{\partial C_T}{\partial L} = \lambda \frac{\partial q}{\partial L} \quad (4.85)$$

$$\frac{\partial C_T}{\partial d} = \lambda \frac{\partial q}{\partial d} \quad (4.86)$$

$$\frac{\partial C_T}{\partial p_d} = \lambda \frac{\partial q}{\partial p_d} \quad (4.87)$$

$$\frac{\partial C_T}{\partial p_e} = \lambda \frac{\partial q}{\partial p_e} \quad (4.88)$$

que junto con la ecuación de flujo constituye un sistema de cinco ecuaciones con cinco incógnitas (L, d, p_d, p_e y λ). El resultado final del desarrollo de cada ecuación del sistema se expresa en las siguientes ecuaciones; su desarrollo se presenta en el apéndice D.

$$\frac{k_3 q a Z}{10^6 L^2} = \frac{0.5 q \lambda}{L} \quad (4.89)$$

$$k_2 \left[\frac{p_d}{2(SFET - p_d)} + \frac{p_d^2}{4(SFET - p_d)^2} \right] (2Ad + 3Bd^2) = \frac{2.5q \lambda}{d} \quad (4.90)$$

$$\frac{k_3 q Z}{10^6 L} \left(\frac{\lambda a}{p_d} \right) + k_2 (Ad^2 + Bd^3) \left[\frac{(SFET)^2}{2(SFET - p_d)^3} \right] = \frac{p_d q}{(p_d^2 - p_e^2) s r^2} \lambda \quad (4.91)$$

$$\frac{K_3 q Z}{10^6 L} \left(\frac{\delta a}{\delta p_c} \right) + \frac{K_3 q a}{10^6 L} \left(\frac{\delta Z}{\delta p_e} \right) = - \frac{p_e q}{(p_d^2 - p_e^2 - s \bar{p}^2)} \lambda \quad (4.92)$$

$$q = K_4 \left[\frac{p_d^2 - p_e^2 - s \bar{p}^2}{L} \right]^{0.5} d^{2.5} \quad (4.93)$$

Despejando λ de la Ec.(4.89) y combinando las ecuaciones (4.92) y (4.93) se obtiene la siguiente expresión:

$$R_c^{\delta+2} - \frac{\delta+2}{\delta} p_c^{\delta} - s (0.5 R_c - 0.5)^2 R_c^{\delta} = \frac{2 \delta h_c e - 2 K_1}{\delta K_1} \quad (4.94)$$

despreciando el término de elevación entre la entrada y la descarga de la - - compresora, se tiene:

$$R_c^{\delta+2} - \frac{\delta+2}{\delta} R_c^{\delta} = \frac{2 \delta h_c e - 2 K_1}{\delta K_1} \quad (4.95)$$

despejando λ de (4.89) y haciendo sistema con(4.90) y (4.93), resulta:

$$d^B + \alpha d^7 = \beta \quad (4.96)$$

donde:

$$\alpha = \frac{2A}{3B} \quad (4.97)$$

$$\beta = \frac{5 q^3 K_3 a Z_e}{10^6 K_2 \text{dif}(3B)(p_d^2 - p_e^2)} \left(\frac{1}{K_4^2} \right) \quad (4.98)$$

$$\text{dif} = \frac{p_d}{2(SFET - p_d)} + \frac{p_d^2}{4(SFET - p_d)^2} \quad (4.99)$$

por último, de la Ec.(4.93)

$$L = \left(\frac{K_4}{q} \right)^2 (p_d^2 - p_e^2) d^5 \quad (4.100)$$

4.7.4 Procedimiento de solución.

Puesto que el sistema de ecuaciones que resulta de aplicar el método - de optimización, no se puede resolver en forma directa por la naturaleza

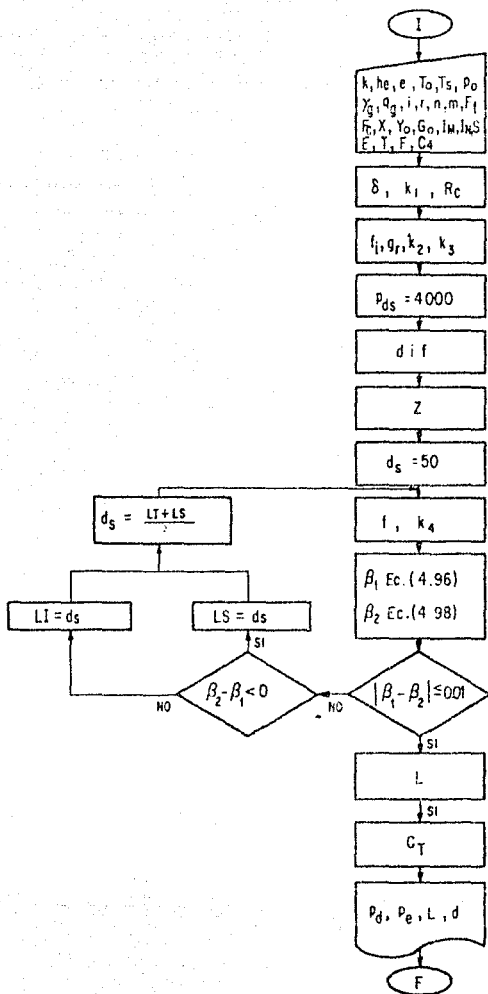


Fig 4.7. Diagrama de flujo simplificado para obtener el juego óptimo de valores que proporcionen el costo mínimo de transporte.

de los exponentes de las variables de diseño, es necesario utilizar un algoritmo numérico. La secuencia lónica de los cálculos para un gasto q dado es el siguiente:

- 1) Determinar los valores de k , h_c , e , T_s , p_a , T_s , q_g , y p_d y calcular δ , K_1 y la razón de compresión óptima R_c con la Ec.(4.95).
- 2) Determinar los valores Y_o , G_o , I_M , e , I_N , y calcular los valores de a y a_c con las Ecs. (4.97) y (4.69).
- 3) Determinar los valores de i , r , n , m , c_3 , y F_c y calcular los valores de f_i , g_1 , K_2 y K_3 , con las Ecs. (4.66), (4.75), (4.81) y (4.82).
- 4) Obtener con p_d los valores de p_e , Z y dif .
- 5) Suponer un diámetro y obtener el factor de fricción con la Ec.(2.18) y K_4 de la tabla 4.3. Obtener β de la Ec.(4.93) y comprobar si el valor del diámetro es el adecuado con la Ec.(4.96). Si la igualdad no se cumple se repite el procedimiento suponiendo otro diámetro.
- 6) Obtener L con la Ec.(4.100).
- 7) Obtener el costo anual por milla para el juego de valores p_d , p_e , L y d con la Ec.(4.80).

Ejemplo 4.7. Determinar los valores de L , d , p_d y p_e que minimizen el costo de transporte de 1200×10^6 pies³/día de gas natural. Se cuenta con la siguiente información:

$k = 1.28$	$Y_o = 220$ d11/ton	$E = 1.0$
$h_c = 1.5$ BHP/ 10^6 pies ³	$G_o = 180$ d11/ton	$T = 1.0$
$e = 0.9$	$I_M = 4.583$ d11/ton/pg	$i = r = 15\%$ anual
$T_s = 80^\circ$ F	$I_N = 3.75$ d11/ton/pg	$n = m = 15$ años
$T_c = 60^\circ$ F	$\epsilon = 0.0006$ pg	$x = 480$ d11/BHP
$p_o = 14.7$ lb/pg ² abs	$S = 60000$ lb/pg ²	$\gamma_g = 0.6$
$F_c = 2\%$ anual	$F = 0.72$	$C_2 = 0.5$ d11/ 1000 pies ³
$F_t = 0$		

Solución:

1) De las Ecs.(4.71) y (4.72)

$$K_1 = 46.254$$

$$\delta = 0.21875$$

empleando un método de aproximaciones sucesivas, se obtiene la R_c óptima. - Ec.(4.95).

$$R_c = 1.1645$$

2) De las Ecs.(4.69) y (4.97)

$$a = 9.46 \text{ (BHP/10}^6 \text{pies}^3)$$

$$\alpha = 32$$

3) De las Ecs.(4.66), (4.75), (4.81) y (4.82)

$$f_i = g_r = 0.171$$

$$K_2 = 4.823$$

$$K_3 = 125.88$$

4) Suponiendo una presión de descarga p_d de 1164.5 lb/pg²abs.,

$$p_e = p_d/R_c = 1000 \text{ lb/pg}^2 \text{abs.}$$

con la Ec.(1.19) y $T = 70^\circ \text{ F}$, se obtiene un valor de $Z = 0.854$ y de la Ec.(4.99), se tiene:

$$\text{dif} = 0.01404$$

5) El diámetro d que satisface la Ec.(4.96), puede obtenerse aplicando algún método de aproximaciones sucesivas. En este caso, en la tabla 4.6 se muestra el resultado de aplicar el método de bisección entre los límites de 0 y 50 pg.

TABLA 4.7 DIAMETRO OPTIMO PARA $p_d = 1164.5 \text{ (lb/pg}^2\text{abs)}$

d (pg.)	f (--)	v_d (--)	b (---)	$ds \uparrow 3 + 1/8 * ds$ (----)
50.00	0.0082923	1927.87	4361.51	64063.50
25.00	0.0092821	1727.66	4982.17	347.91
37.50	0.0086829	1786.28	4566.99	7247.89
31.25	0.0089449	1759.92	4704.82	1840.85
34.38	0.0088065	1773.70	4632.00	3764.54
35.94	0.0087430	1780.12	4598.61	5259.60
35.16	0.0087743	1776.95	4615.07	4457.72
35.55	0.0087586	1778.54	4606.79	4844.22
35.35	0.0087664	1777.75	4610.92	4647.47
35.25	0.0087704	1777.35	4612.99	4551.73
35.30	0.0087684	1777.55	4611.95	4599.38
35.33	0.0087674	1777.65	4611.43	4623.37
35.31	0.0087679	1777.60	4611.69	4611.36
35.32	0.0087677	1777.62	4611.57	4617.36
35.32	0.0087678	1777.61	4611.63	4614.36
35.32	0.0087678	1777.60	4611.66	4612.86
35.32	0.0087679	1777.60	4611.68	4612.11
35.32	0.0087679	1777.60	4611.68	4611.74
35.32	0.0087679	1777.60	4611.69	4611.55
35.32	0.0087679	1777.60	4611.69	4611.64
35.32	0.0087679	1777.60	4611.68	4611.69

6) De la Ec.(4.100), se obtiene:

$$L = 42.83 \text{ millas}$$

finalmente, de la Ec.(4.80), se determina el costo total:

$$C_T = 58653.766 + 20497.575$$

$$= 87151.341 \text{ (d11/año/milla)}$$

7) Suponiendo otras presiones de descarga y repitiendo los pasos 4, 5 y 6 tantas veces como se requiera, se obtiene el costo anual por milla. En la tabla 4.8 puede observarse que el costo mínimo corresponde a una $p_d = 1750 \text{ lb/pg}^2\text{abs}$.

Un procedimiento alternativo que se recomienda, consiste en graficar p_d vs. C_T , como en la Fig. 4.8, para obtener de ella la presión de descarga que proporciona el costo mínimo de la inversión anual. Para completar el juego de valores y comprobar la exactitud de la lectura en la gráfica se pueden repetir los pasos 4, 5 y 6 del procedimiento descrito.

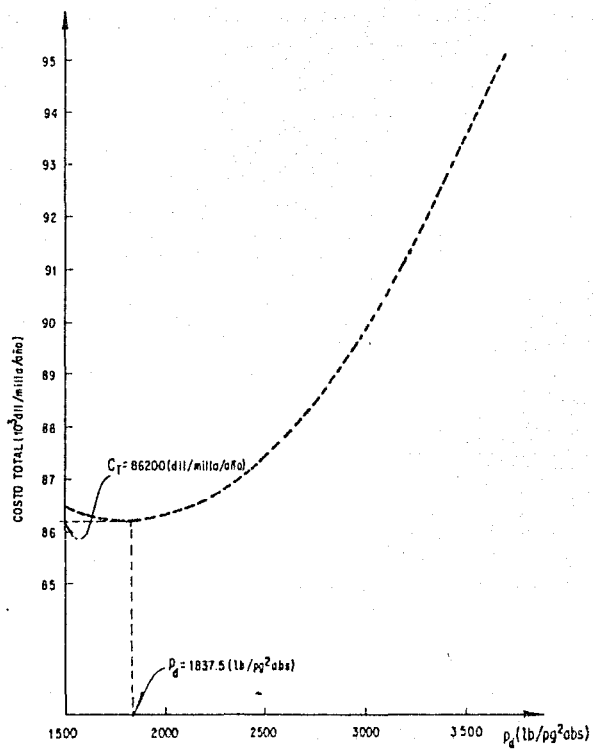


Fig 4.8. Presión de descarga vs costo total.

Por último, de la Ec.(4.62) se determina el espesor requerido para la tubería. Como es de esperarse, el espesor calculado no coincidirá con los espesores comerciales, por lo que, será necesario seleccionar el inmediato superior.

TABLA 4.8 RESULTADOS PARA DIFERENTES VALORES DE p_d .

p_d (lb/pg ² abs.)	p_e (lb/pg ² abs.)	d (pg.)	L (millas)	C_T (dfl/milla/año)
4000.00	3436.24	21.14	37.60	97272.69
3750.00	3221.48	21.61	37.72	95113.11
3500.00	3006.71	22.15	37.88	93115.43
3250.00	2791.95	22.76	38.08	91306.11
3000.00	2577.18	23.47	38.34	89719.34
2750.00	2362.42	24.29	38.66	88396.06
2500.00	2147.65	25.26	39.07	87370.90
2250.00	1932.89	26.42	39.58	86673.50
2000.00	1718.12	27.81	40.19	86313.33
1750.00	1503.36	29.50	40.89	86269.38
1500.00	1288.59	31.59	41.60	86489.88
1250.00	1073.83	34.24	42.53	86901.29
1000.00	859.06	37.72	43.40	87426.79
750.00	644.30	42.61	44.25	88008.42

4.8 PREDICCIÓN DEL COMPORTAMIENTO DE UN POZO PRODUCTOR DE GAS.

El diagrama simplificado del sistema de producción de un pozo productor de gas seco se muestra en la Fig. 4.9. Los elementos del sistema y las caídas de presión que en ellos se presentan son:

ELEMENTOS	PERDIDAS DE PRESION
1.- Yacimiento	$p_{ws} - p_{wf}$
2.- Tubería de producción	$p_{wf} - p_{th}$
3.- Estrangulador	$p_{th} - p_e$
4.- Línea de descarga	$p_e - p_s$

Flujo de Gas por Tubería y Estranguladores

La capacidad de producción del sistema depende de la presión estática - del pozo, las características del yacimiento, las tuberías, el estrangulador, la presión de separación y las propiedades del gas producido.

Con la información anterior se puede obtener el ritmo de producción mediante el procedimiento siguiente; en el que se considera como modo de solución la boca del pozo.

- Suponga un gasto.
- Con la presión estática y la ecuación que representa el flujo en el yacimiento, obtenga, para el gasto supuesto, el valor de la presión de fondo fluyendo.

En estos apuntes se considerará que el flujo en el yacimiento puede quedar representado por la ecuación siguiente:

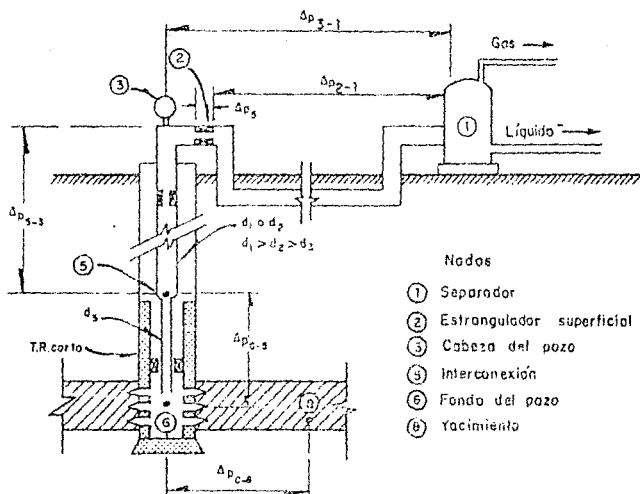
$$q = C (p_{ws}^2 - p_{wf}^2)^n \quad (4.101)$$

donde:

$$C = 0.0007036 \text{ kh}/(\mu(T+460) Z/\ln(r_e/r_w))$$

Despejando p_{wf} se tiene:

$$p_{wf} = p_{ws} - \left(\frac{q}{C}\right)^{1/n} \quad (4.102)$$



- Nodos
- ① Separador
 - ② Estrangulador superficial
 - ③ Cabeza del pozo
 - ④ Interconexión
 - ⑤ Fondo del pozo
 - ⑥ Yacimiento

Fig. 4.9 *Perdidas de presión y nodos principales en un sistema básico de producción considerando tubería telescopiada.*

- c) Con la presión de fondo fluyendo y el mismo gasto, obtenga la presión en la boca del pozo, p_{th} . Para este cálculo se usa la Ec.(4.19). El valor obtenido representa la presión antes del estrangulador.
- d) La secuencia de cálculo se inicia ahora a partir de la presión de separación, para obtener la presión en la boca del pozo corriente abajo del estrangulador (p_e), necesaria para transportar el gasto supuesto a través de la línea de descarga.
- e) Repita el procedimiento suponiendo diferentes gastos y grafique los valores de p_{th} y de p_e contra el gasto, como se indica en la Fig.4.10.

En dicha figura se observa que cuando $p_{th} = p_e$ se tiene el gasto máximo, correspondiente al flujo sin estrangulador. Para obtener gastos inferiores al anterior se requiere un estrangulador en el cabezal del pozo. El tamaño del estrangulador se puede calcular con las ecuaciones que se presentan en el inciso 4.9.4.

- f) En la misma forma, calcule los gastos máximos que pueden obtenerse para diferentes presiones estáticas. De esta manera se determina la relación entre estas variables, lo que constituye en sí la predicción del comportamiento del pozo.

Ejemplo 4.8. Analizar el comportamiento de un pozo productor de gas se-
co aplicando el procedimiento anterior. Se cuenta con la siguiente informa-
ción:

$p_s = 50 \text{ lb/pg}^2$	$h = 300 \text{ pies}$
$d_{tp} = 2.441 \text{ pg}$	$\gamma_g = 0.7$
$d_{LD} = 2.991 \text{ pg}$	$\bar{T}_{tp} = 140^\circ \text{ F}$
$L_{tp} = 1.1976 \text{ millas}$	$\bar{T}_{LD} = 60^\circ \text{ F}$
$L_{LD} = 1.865 \text{ millas}$	$\epsilon = 0.0007 \text{ pg}$

El comportamiento de flujo en el yacimiento está dado por la Ec.(4.102) donde:

$$q_g = 16290 (p_{ws} - p_{wf})^{0.681}$$

Aplicando el procedimiento anterior a diferentes valores de p_{ws} , según se muestra, los valores de p_{th} a diferentes gastos supuestos son:

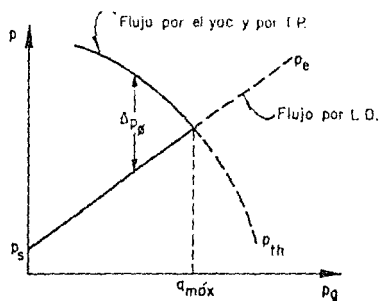


Fig 4.10 Comportamiento cualitativo de P_e y P_{th} para diferentes gastos

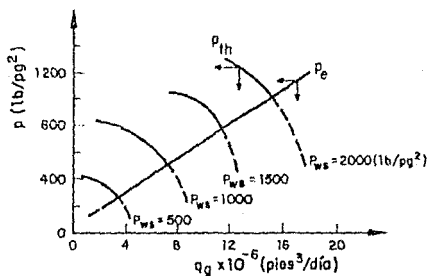


Fig 4.11 Gastos obtenibles, a diferentes presiones estáticas, en función de las presiones en el cabezal del pozo

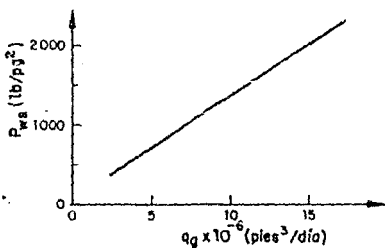


Fig 4.12 Relación entre el gasto máximo y la presión estática del pozo

$q_g \times 10^6$ (pies ³ /día)	p_{th} lb/pg ² abs.)			
18	472.0	----	----	----
16	985.0	----	----	----
12	1031.0	656	----	----
10	----	979	----	----
8	----	1052	401	----
6	----	---	642	----
4	----	---	---	185
3	----	---	---	317
2	----	---	834	385
1	----	---	---	420
p_{ws}	2000	1500	1000	500

para la línea de descarga se obtiene el comportamiento siguiente:

$q_g \times 10^6$ (pies ³ /día)	p_e (lb/pg ²)
2	153
4	292
10	698
12	828
16	1081

Al graficar los valores tabulados anteriormente se obtiene la Fig. 4.11. De ésta, con los valores correspondientes al gasto máximo se obtiene la Fig. 4.12, que representa el comportamiento del pozo.

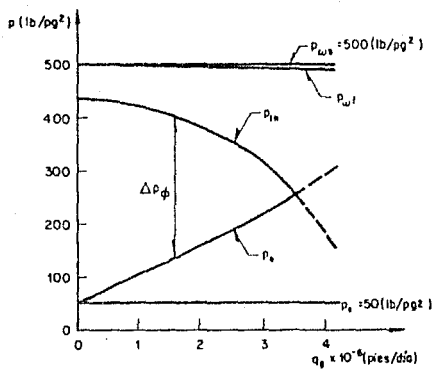


Fig 4.13- Distribución de las presiones en los nodos, en función del gasto, para una $p_{\omega} = 500 \text{ lb/pg}^2$

La aplicación del procedimiento descrito permite analizar el efecto sobre la producción al variar las tuberías de producción y de descarga, así como el de la presión de separación.

La distribución de presiones en los nodos para una p_{ws} dada, en función del gasto, se muestra en la Fig. 4.13.

4.8.1. Erosión de tuberías.

Considerando hipotéticamente dos pozos de alta capacidad de producción, - uno de gas y el otro de aceite; de yacimientos de gas seco y de aceite respectivamente, produciendo sin restricción alguna al flujo y cerrados después de un mismo tiempo de producción para efectuarles cambio de tubería, se observará que existe en la tubería del pozo de gas, y a diferencia de la del pozo de aceite, un daño muy severo. Eso se debe al alto poder de erosión del gas que se acentúa más a altas velocidades. En la otra tubería, el efecto de erosión es casi nulo, pero puede verse incrementado al aumentar la relación gas-líquido.

La velocidad a la cual se inicia la erosión no se ha podido determinar de manera exacta pues la presencia de sólidos en el flujo puede provocarla a bajas velocidades. Sin embargo, tal velocidad se ha correlacionado con la densidad del fluido y se ha obtenido una expresión con resultados aceptables¹³:

$$v_e = \frac{C_4}{\rho_g^{0.5}} \quad (4.103)$$

donde C_4 , es una constante de proporcionalidad y varía entre 75 y 150. De la Ec.(4.2) y (4.3) para $T_o = 60^\circ F$ y $\rho_o = 14.7(\text{lb/pg}^2 \text{ abs})$, se tiene que:

$$\rho_g = \frac{2.7044 p \rho_o}{Z(T+460)} \quad (4.104)$$

suponiendo un valor promedio de C_4 , de 100 y sustituyendo la Ec.(4.104) en la (4.103), se obtiene:

$$v_e = 60.81 \left[\frac{Z(T+460)}{p \rho_o} \right]^{0.5} \quad (4.105)$$

para una sección circular de área A (pg^2), se tiene que la ecuación para evaluar el gasto es:

$$q_c = 1291.539 \times 10^6 A \left[\frac{p}{\rho_o Z(T+460)} \right]^{0.5} \quad (4.106)$$

donde p , T y Z están a las condiciones del punto donde se desea obtener la velocidad.

Cuando se utilizan inhibidores de corrosión debe tenerse especial cuidado en no rebasar la velocidad de erosión, pues la protección que éstos proporcionan al interior de la tubería desaparece, al ser arrastrados por la corriente de flujo.

4.8.2. Descarga de líquidos.

Tomando el mismo ejemplo del caso hipotético del inciso (4.8.1.), pero considerando ahora una restricción al flujo con la idea de disminuir la velocidad y con esto la erosión a las paredes de la tubería, puede caerse en un círculo de incidentes que de no preverlos, conducirán a la reducción de la producción, e inclusive hasta suspenderla.

Estos incidentes se inician con un incremento en la p_{th} debido a la instalación de un estrangulador más pequeño que el límite, provocando que se presente el colgamiento de líquido y que éste se acumule en el fondo del pozo, aún en el caso de que sea un pozo que nunca ha producido grandes cantidades de líquido. Debido a esta acumulación de líquidos se incrementa la carga contra la p_{wf} , reduciendo el gasto y por consecuencia la velocidad, iniciándose así, un nuevo ciclo.

Turner,¹⁴ presentó en 1969, un modelo para determinar la velocidad mínima que debe adquirir la corriente de gas para mantener un arrastre continuo de las partículas de líquido del pozo. Esta velocidad es función tanto de la velocidad, forma y diámetro de la partícula como de la densidad y viscosidad del fluido que la desplaza así como, de la tensión interfacial entre ambos fluidos.

La expresión general para calcular la velocidad terminal de la partícula v_t (pies/seg) es:

$$v_t = \frac{2.04 \left\{ \sigma (\rho_l - \rho_g) \right\}^{0.25}}{\rho_g^{0.5}} \quad (4.107)$$

suponiendo $\rho_g = 0.6$, $\bar{T} = 140^\circ \text{ F}$ y partículas de líquido de agua o condensados, cuyos respectivos valores promedio de tensión interfacial son:

	σ (dinas/cm):	ρ (lbm/plie ³)
agua	60	67
condensados	20	45

Las expresiones para evaluar la velocidad a la cual el gas arrastrará las partículas de líquido son:

$$v_g (\text{agua}) = \frac{5.62(67 - 0.003 p)^{0.25}}{(0.0031p)^{0.5}} \quad (4.108)$$

$$v_g (\text{condensados}) = \frac{4.02(45 - 0.0031 p)^{0.25}}{(0.0031 p)^{0.5}} \quad (4.109)$$

donde la densidad del gas está expresada en términos de p . Este método es aplicable para relaciones de arriba de 130 ($bl/10^6$ pies 3_g) y en caso de presentarse flujo de agua y condensados, Turner recomienda emplear la Ec.(4.108).

Para pozos donde el método preventivo ya no representa una solución, - pues ya la carga de fluidos es excesiva sobre la cara de la formación, hace indispensable la selección de algún método correctivo eventual o permanentemente en función de un análisis técnico y económico. Tales métodos incluyen bombas mecánicas, émbolo viajero, bombeo neumático, flujo intermitente con controladores de flujo, instalación de tuberías de menor diámetro o inyección de espumas.

a) Bombeo mecánico. - Consiste en bombear el fluido por la TP y dejar fluir al gas por la TR; se recomienda en campos cerca de su presión de abandono o de muy baja presión pero de alta relación gas-líquido.

b) Émbolo viajero. - Desaloja los fluidos por la TP o a través de un émbolo empujado por la presión acumulada del gas del espacio anular, en el período en el cual el pozo ha estado cerrado, por un controlador de flujo o por un reloj.

c) Bombeo neumático. - Empleado de manera convencional y junto con un desviador de líquido, levanta el líquido por la TP y el gas por la TR. El desviador abre, cuando sobre él opera una determinada carga de fluidos permitiendo entrar a los líquidos del espacio anular a la TP y acumularse hasta que la válvula operante actúe para desplazar el bache de líquido a la superficie.¹³

d) Inyección de Reactivos. - Consiste en tratar al pozo con surfactantes o espumas que al reducir la tensión interfacial permiten descargar el pozo del bache de líquido. Se recomienda en pozos con problemas de agua.

e) Instalación de Tubería de diámetro reducido. - Con la idea de mantener una producción de gas constante, en algunas ocasiones es necesario introducir dentro de la tubería ya existente, otra de menor diámetro. Por ejemplo una tubería de 1 pg dentro de una TP de 27/8 pg. Los resultados de este método han demostrado su eficiencia, aplicándolo a pozos de gas donde las pérdidas por fricción no son severas.

4.9 FLUJO DE GAS A TRAVÉS DE ESTRANGULADORES.

Un estrangulador es una herramienta cuya función es la de restringir el paso de un fluido bajo presión, con el objeto de controlar el gasto del pozo en las cantidades deseadas (ver Fig. 4.14) y con esto:

- Ejercer la contrapresión suficiente para evitar la entrada de arena en el pozo o la conificación de agua.
- Conservar la energía del yacimiento, asegurando una declinación más lenta de su presión.
- Proteger el equipo superficial y subsuperficial.

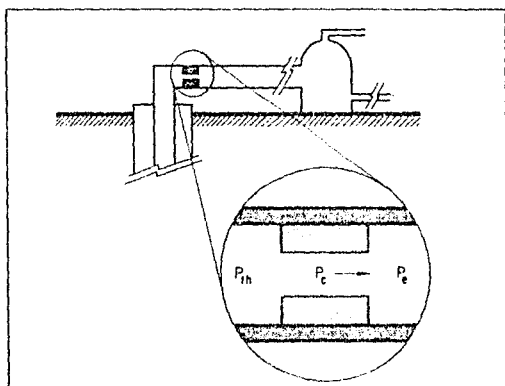


Fig 4.14- Presiones consideradas en el flujo, a través de un estrangulador.

4.9.1. Principios teóricos.

Los principios sobre los cuales se soporta esta teoría son los que se deducen de la ecuación general de balance de energía (Ec.2.6), que expresa lo siguiente:

" para un fluido de una sola fase, que fluye normalmente entre cualesquiera dos puntos bajo condiciones estacionarias, la suma de energía de expansión ($V\Delta p$), energía potencial ($\frac{g}{g_c} \Delta h$), energía cinética ($\frac{1}{2} \frac{v^2}{g_c}$) y energía irrevers-

sible (Δws), deberá ser constante". Esto se resume en la siguiente expresión:

$$\int_1^2 \left(V dp + \frac{g}{g_c} dh + \frac{1}{2} \frac{dv^2}{g_c} + dws \right) = 0 \quad (4.110)$$

En el caso de flujo a través de un estrangulador, los límites de integración son: a la entrada (1) y a la parte central (2). Ver Fig. 4.15.

Como los estranguladores que se instalan a boca de pozo, para controlar la producción, están basados en el principio de flujo crítico; se pretende, al seleccionar uno de ellos, que la presión después de la restricción no afecte a la presión en la cabeza del pozo y como consecuencia su comportamiento¹⁵. Un número de Mach igual o mayor a la unidad asegurará esta pretensión.

El número de Mach se define como la relación de la velocidad real del fluido (v_f) entre la velocidad de propagación de la onda acústica en el fluido en cuestión (v_p)¹⁶.

$$M = v_f / v_p \quad (4.111)$$

En función de este número, se definen tres diferentes regímenes de flujo:

Para $M < 1$ el flujo es subsónico

Para $M > 1$ el flujo es supersónico (o supercrítico)

Para $M = 1$ el flujo es sónico (o crítico)

Cuando $M = 1$, el área de flujo alcanza su valor mínimo y se dice que se ha logrado una condición de garganta a cuyas propiedades se les denomina "críticas" y a las anteriores a ella como relaciones críticas.¹⁶

El conjunto de ecuaciones que describen las condiciones de flujo isentrópico estacionario son:

$$\frac{T^*}{T_o} = \frac{2}{k+1} \quad (4.112)$$

$$\frac{p^*}{p_o} = \left(\frac{2}{k+1} \right)^{k/(k-1)} \quad (4.113)$$

$$\frac{\rho^*}{\rho_o} = \left(\frac{2}{k+1} \right)^{1/(k-1)} \quad (4.114)$$

$$\text{donde: } k = C_p / C_v \quad (4.115)$$

Luego, si se considera flujo sónico y un gas diatómico ($k=1.4$) se tiene - que (ver tabla 4.9):

$$\frac{T^*}{T_0} = 0.833 \quad \frac{p^*}{p_0} = 0.5283 \quad \frac{\rho^*}{\rho_0} = 0.634$$

TABLA 4.9 RELACION DE PRESION, TEMPERATURA Y DENSIDAD CRITICAS PARA FLUJO ISOENTROPICO DE UN GAS IDEAL

k	1.2	1.3	1.4	1.67
p^*/p_0	0.5644	0.5467	0.5283	0.4867
T^*/T_0	0.9091	0.8696	0.8333	0.7491
ρ^*/ρ_0	0.6209	0.6276	0.6340	0.6497

El valor de k puede obtenerse de la Fig. 4.16 o bien de la Ec.(4.116).

$$k = b_0 + b_1 x + b_2 x^2 + b_3 x^3 + b_4 x^4 + b_5 x^5 + b_6 x^6 + b_7 x^8 + b_9 x^9 \quad (4.116)$$

donde:

$$x = 10 \log \gamma - 7.1 \quad (4.117)$$

$$b_0 = 1.245874 - 0.027331 \gamma - 0.017771 \gamma^2 + 0.00305 \gamma^3 + 0.013167 \gamma^4 \quad (4.118)$$

$$b_1 = -0.027336 + 0.001484 \gamma - 0.015829 \gamma^2 + 0.0033 \gamma^3 + 0.015654 \gamma^4 \quad (4.119)$$

$$b_2 = 0.002485 - 0.008877 \gamma + 0.020643 \gamma^2 + 0.009489 \gamma^3 - 0.021162 \gamma^4 \quad (4.120)$$

$$b_3 = 0.002334 - 0.007175 \gamma + 0.025258 \gamma^2 + 0.009191 \gamma^3 - 0.024669 \gamma^4 \quad (4.121)$$

$$b_4 = 0.000717 + 0.006973 \gamma - 0.017431 \gamma^2 - 0.007491 \gamma^3 + 0.017444 \gamma^4 \quad (4.122)$$

$$b_5 = 0.002823 - 0.004985 \gamma^2 - 0.004656 \gamma^3 + 0.006673 \gamma^4 \quad (4.123)$$

$$b_6 = -0.001784 \gamma + 0.003282 \gamma^2 + 0.002643 \gamma^3 - 0.004141 \gamma^4 \quad (4.124)$$

$$b_7 = 0.000029 - 0.000056 \gamma - 0.000191 \gamma^2 + 0.000223 \gamma^3 \quad (4.125)$$

$$b_8 = -0.000041 + 0.00008 \gamma + 0.000275 \gamma^2 - 0.000321 \gamma^3 \quad (4.126)$$

$$b_9 = 0.000028 + 0.000056 \gamma \quad (4.127)$$

$$\gamma = 0.01 T - 1.5 \quad (4.128)$$

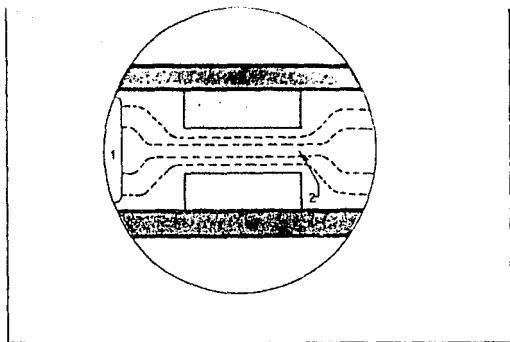


Fig 4.15- Límites de integración y líneas de flujo¹²

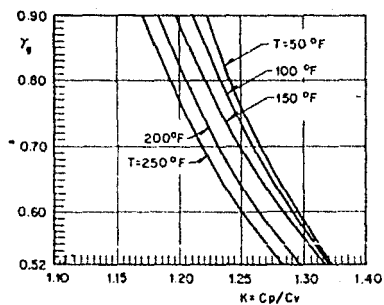


Fig 4.16- Relación de calores específicos en función de la temperatura y la densidad relativa.

4.9.2. Desarrollo del fenómeno.

Considérese un estrangulador como el de la Fig. 4.17, el cual está en conexión con la cabeza del pozo que provee la presión p_{th} . La descarga ocurre en la tubería de escurrimiento, en la cual la presión se denota como p_e y se denomina presión corriente abajo del estrangulador. Se supone que la p_{th} es suficientemente alta para producir condiciones de flujo sónico en la garganta y flujo supersónico corriente abajo.

Mientras la p_e permanezca igual o menor que la correspondiente al área de salida, p_c , no se presenta ningún efecto sobre el flujo dentro del estrangulador, Fig. 17a. A medida que la p_e aumenta por encima de p_c , progresivamente se forman ondas de choque ablicuas, más fuertes, corriente abajo como aparece en las Figs. 17b y 17c. El flujo en el estrangulador aún no se ve afectado. La Fig. 17d, ilustra la situación en la cual la p_e es lo suficientemente alta para producir una onda de choque normal en la salida; incrementos adicionales en la presión corriente abajo hacen que el choque normal se desplace hacia atrás, dentro del estrangulador. Corriente abajo del choque, el flujo es ya subsónico, de modo que la velocidad y el gasto másico disminuyen y la presión aumenta (Fig. 17e). Eventualmente un aumento posterior de p_e hace que en todo el estrangulador el flujo sea subsónico y que el gasto másico disminuya progresivamente.

4.9.3. Diámetro de estrangulador.^{13,17}

Combinando una ecuación de estado con la ecuación de Bernoulli y considerando flujo adiabático sin fricción, se obtiene una expresión general para calcular el diámetro de estrangulador en 64vos de p_g , y puede aplicarse para flujo crítico o subcrítico. Tal expresión es¹³:

$$q_g = \frac{C_d p_{th} d_p^2}{(\gamma_g(\bar{T}+460)Z)^{0.5}} \left[\left(\frac{k}{k-1} \right) H \right]^{0.5} \quad (4.129)$$

donde:

$$H = \left(\frac{p_e}{p_{th}} \right)^{2/k} - \left(\frac{p_e}{p_{th}} \right)^{(k+1)k} \quad (4.130)$$

para $p_c = 14.7 \text{ lb/pg}^2$ y $T_c = 60^\circ \text{ F}$ el coeficiente de descarga es:

$C_d = 1.9083 \times 10^4$ y el resto de las variables en unidades prácticas. El valor de p_e es, en este caso, el correspondiente a la presión corriente abajo del estrangulador.

Cook y Dotterweich¹⁷ por su parte, plantearon la siguiente ecuación para calcular el diámetro del estrangulador:

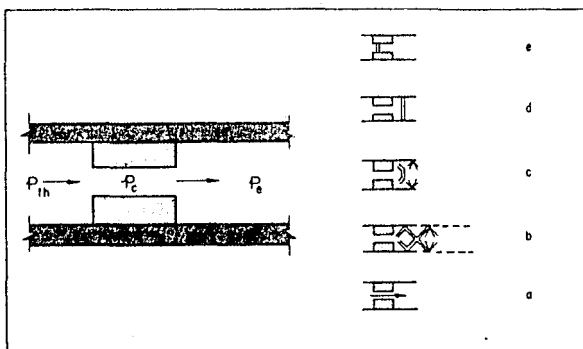


Fig 4.17- Efecto de P_e sobre el flujo en un estrangulador.

$$q_g = 155500 C_d A p_{th} \left[\frac{64.34 k H}{r_g (T+460)(k-1)} \right]^{0.5} \quad (4.131)$$

donde:

A = área del estrangulador en pg^2 .

para $2/64_{\text{vos}} \leq d_g \leq 32/64_{\text{vos}}$ el coeficiente de descarga se obtiene de la siguiente expresión:

$$C_d = 0.5489239 + 3.720401 \times 10^{-2} d_g - 1.603191 \times 10^{-3} d_g^2 + 2.387117 \times 10^{-5} d_g^3 - 4.942371 \times 10^{-8} d_g^4 \quad (4.132)$$

en valores de d_g superiores a $32/64_{\text{vos}}$, el coeficiente de descarga es constante e igual a 0.828; finalmente, el diámetro del estrangulador en 64_{vos} de pg , se calcula mediante la ecuación siguiente:

$$d_g = 64 (4 C_d A/\pi)^{0.5} \quad (4.133)$$

Ejemplo 4.9. Obtener el diámetro de estrangulador dadas las siguientes condiciones:

$$q_g = 1340927 \text{ pies}^3/\text{dfa}$$

$$T = 140^\circ \text{ F}$$

$$r_g = 0.69$$

$$p_{th} = 514.3 \text{ lb/pg}^2_{\text{abs.}}$$

$$k = 1.25 \text{ (medidad)}$$

$$p_e = 411.5 \text{ lb/pg}^2_{\text{abs.}}$$

solución:

De la Ec.(4.113):

$$\frac{p^*}{p_o} = \left(\frac{2}{1.25+1} \right)^5 = 0.555$$

por otra parte:

$$\frac{p_e}{p_{th}} = 0.8$$

como $(p_e/p_{th}) > (p^*/p_o)$, se tiene flujo subcrítico. El diámetro de estrangulador para obtener flujo crítico se calcula de la siguiente forma:

de la Ec. (4.129):

$$H = (0.8)^{1.6} - (0.8)^{1.8} = 0.0305$$

despejando d_p^2 de la Ec. (4.129) y sustituyendo, se tiene que:

$$d_p^2 = \frac{(0.69(600)(0.93))^{0.5} (1340927) (1.9083 \times 10^{-4}) (5(0.0305))^{-0.5}}{514.3}$$

de la Ec. (4.131) de Cook y Dotterwich se tiene:

$$C_d A = \frac{1340927}{\left[\frac{64.34(1.25)(0.0305)}{0.69(600)(0.25)} \right]^{0.5}} 155500(514.3)$$

$$= 0.1089138$$

y de la Ec. (4.132)

$$d_p = 64(4(0.1089138)/3.1416)^{0.5}$$

$$= 23.83/64 \text{ vos pg.}$$

$$\approx 24/64 \text{ vos pg.}$$

Algunas compañías realizan ajustes a la Ec. (4.129) para evaluar el comportamiento de sus estranguladores, la siguiente ecuación se emplea para estranguladores de 6 pg bajo condiciones de flujo crítico.¹³

$$q_g = \frac{99.188 d_p^2 P_{th}}{((T+460) \gamma_g)^{0.5}} \quad (4.134)$$

Ejemplo 4.10.- Con los mismos datos del ejemplo anterior calcule el d_p con la Ec. (4.134):

$$d_p^2 = \frac{1340927(600(0.69))^{0.5}}{95.188(514.3)} = 0.13606 \text{ pg}^2$$

$$d_p = 23.6/64 \approx 24/64 \text{ vos pg}$$

4.9.4. Válvulas de seguridad subsuperficiales.

El API en 1974¹⁸, presentó una ecuación con la que puede evaluarse la caída de presión en una válvula de seguridad subsuperficial operando bajo condiciones de flujo subcrítico. Esta ecuación es:

$$p_1 - p_2 = \frac{2.7 \gamma_g p_1}{Z_1 (T_1 + 460)} (1 - \psi^4) \left[\frac{69.22 \times 10^6 Z_1 (T_1 + 460) q_g}{p_1 d_v^5 \gamma} \right]^2 \quad (4.135)$$

donde:

$$\psi = \frac{d_v}{d} \quad (4.136)$$

$$\gamma = 1 - (0.41 + 0.35 \psi^4) \left(\frac{p_1 - p_2}{p_1} \right) \quad (4.137)$$

para su solución, se requiere aplicar un método iterativo como se describe a continuación:

- 1.- Suponer una p_2 .
- 2.- Resolver las Ecs.(4.133) y (4.134) para ψ y γ .
- 3.- Evaluar la Ec.(4.132). Si la diferencia entre sus miembros, en valor absoluto, es de 0.01 el valor supuesto de p_2 será el correcto, de otra forma deberá repetirse el procedimiento con un nuevo valor de p_2 .

para evitar el cálculo de γ , el API propone un valor de 0.85 como una buena - aproximación.

Ejemplo 4.11.- Calcular la caída de presión a través de una válvula de seguridad subsuperficial instalada en un pozo de gas con una IP de 3 1/2 pg. Se cuenta con la información siguiente:

$$\begin{aligned} d &= 2.992 \text{ pg} & \gamma_g &= 0.6 \\ d_v &= 1.0 \text{ pg} & p_1 &= 1900 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.} \\ q_g &= 55 \times 10^6 \text{ pies}^3/\text{d} \text{ fa} & T_1 &= 150 \text{ }^\circ \text{ F} \end{aligned}$$

solución:

$$\text{para } T_1 = 150 \text{ }^\circ \text{ F y } p_1 = 1900 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$$

$$Z = 0.8713$$

de la Ec.(4.135):

$$\psi = \frac{1.0}{2.992} = 0.334$$

sustituyendo en la Ec.(4.132):

$$P_1 - P_2 = \frac{2.7(0.6)(1900)}{(0.87)(610)} (1 - 0.334^4) \left[\frac{69.22 \times 20^6 (0.87)(610)(55 \times 10^6)}{(1900)(1.0)^2 (0.95)} \right]^2$$

$$P_1 - P_2 = 5.7999 (12.510)^2$$

$$\Delta p = 907.74 \text{ lb/pg}^2$$

4.10 RASPATUBOS O ESCARIADORES.¹⁹

Estas herramientas se emplean para la limpieza de tuberías, la separación de fluidos de diferente densidad conducidos a través de poliductos, el llenado o vaciado de líneas y calibración y pruebas hidrostáticas.

También conocidos como "diablos", los escariadores o raspatubos se fabrican en formas diversas (aún y cuando existen piezas para conversión a todas las configuraciones), con cepillos de acero, paletas de corte o colectores planos para desprender las escamas de óxido, la arena, la basura, la parafina o cualquier otro material indeseable que penetre dentro de la tubería. Algunas veces también se emplean esferas de poliuretano para desplazar aceite y agua de las líneas. Estas pueden usarse en tuberías de cualquier diámetro, ya que su tamaño se puede ajustar inflándolas a través de una válvula.

Para enviar o recibir los "diablos" se emplean las llamadas "trampas", - que son similares para ambas funciones salvo pequeñas variaciones en su disposición y componentes. Ambas tienen una "cubeta" o sección de mayor diámetro que el de la tubería para facilitar la recuperación o inserción del "diablo" y en cuyo extremo tienen una puerta de acción rápida tipo escotilla. Además, siempre tienen chimeneas de ventilación y salidas de drene, así como una conexión lateral que en el envío recibe el nombre de "pateador", pues al pasar el fluido a través de ella empuja el diablo hacia fuera de la trampa y lo incorpora al flujo, mientras que la conexión lateral en la trampa de llegada sirve para relevar o desalojar el fluido que llegó a la trampa antes que el "diablo". Fig. 4.18.

4.10.1 Frecuencia de corridas.

Durante el tiempo de operación de una línea, la frecuencia de corrida de "diablos" y el número de ellos, dependerá de las condiciones existentes en la línea; esto es de las condiciones de operación de cada sección de la línea, pues se necesita un tratamiento diferente como resultado de las diferentes acumulaciones en la tubería.

Para programar las corridas de "diablos" deben efectuarse pruebas periódicas de eficiencia de flujo sobre cada sección del sistema de ductos.

El costo de cada operación comparado con la variación en la eficiencia de flujo de la línea permitirá establecer el número óptimo de corridas, para alcanzar la máxima eficiencia al menor costo.

4.10.2 Velocidad de corrimiento.

Normalmente los "diablos" se corren a la misma velocidad que la corriente del flujo, antes de introducir el "diablo"; sin embargo, la velocidad más eficiente oscila para líneas conductoras de gas natural de 5 a 15 mph (8 a 24 km/hr) y para líneas conductoras de líquidos de 2 a 10 mph (3.2 a 16 km/hr). Esta velocidad puede verse afectada de 3 a 5% menos si la conexión lateral de la "trampa" se encuentra abierta. Las expresiones para determinar la velocidad adecuada de los "diablos" son las siguientes:

para gas natural:

$$v = 5.995 \times 10^{-5} \left(\frac{q \sqrt{Z(\bar{T}+460)}}{\bar{p} d^2} \right) \quad (4.138)$$

para líquidos:

$$v = 0.01192 \frac{q}{d^2} \quad (4.139)$$

Ejemplo 4.12.- Se desea obtener la velocidad a la cual corre un "diablo" en una tubería conductora de líquido. Se cuenta con la siguiente información:

$$d = 19.25 \text{ pg}$$

$$q = 200\,000 \text{ bl/dfa}$$

Solución:

De la Ec.(4.136)

$$\begin{aligned} v &= 0.01192 (200\,000)/19.25^2 \\ &= 6.433 \text{ pies/seg} \end{aligned}$$

Ejemplo 4.13.- Obtener la velocidad a la que corre un "diablo" a través de una tubería con las siguientes condiciones:

$$d = 19.25 \text{ pg}$$

$$p_1 = 1100 \text{ lb/pg}^2$$

$$q_g = 200 \times 10^6 \text{ pies}^3/\text{dfa}$$

$$p_2 = 900 \text{ lb/pg}^2$$

$$\bar{T} = 60 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$v_g = 0.6$$

Solución:

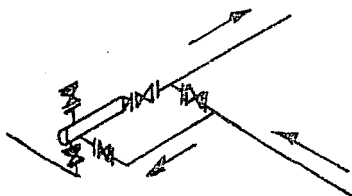
De la Ec.(4.135): $\bar{p} = (1115+915)/2 = 1015 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$

De la Ec.(1.19) : $Z = 0.8402$

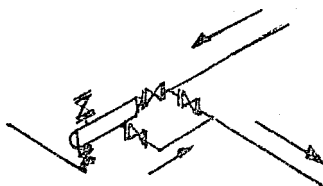
por tanto:

$$= 5.995 \times 10^5 \frac{(200 \times 10^6)(0.8402)(520)}{(1015)(19.25)^2}$$

$$= 13.93 \text{ pies/seg.}$$



Trampa de envío



Trampa de recibo

Fig. 4.18 Trampas de envío y recibo de "diablos".

REFERENCIAS

- 1.- Darcy, M.H.: "Reserches Exprimtales Relatives au Mouvement de l'eau Les Tuyeaux". Paris, 1857.
- 2.- Garaicochea, F.: "Apuntes de Transporte de Hidrocarburos", UNAM, 1965.
- 3.- Clinedinst, W.D.: "Flow Equations for Gas Considering Deviations from Ideal Gas Laws", OGS, 43(4): 79(1945).
- 4.- Ikoku, C.U.: "Natural Gas Production Engineering", John Wiley and Sons, NY, 1984.
- 5.- Smith, R.V.: "Determining Friction Factors for Measuring Productivity of Gas Wells", Trans AIME 189(1950) 73-82.
- 6.- Katz, D.F. et al.: "Handbook of Natural Gas Engineering", McGraw-Hill -- Book Co., Inc., 1959.
- 7.- Cullender, M.H. y Smith, R.V.: "Practical Solution of Gas Flow Equations for Wells and Pipelines with Large -- Temperature Gradients", Trans., AIME, 207 (1956) 281 - 287.
- 8.- Lozano, V.E.: "Apuntes de Medición y Transporte de Hidrocarburos", UNAM.
- 9.- Huntington, R.L.: "Natural Gas and Natural Gasoline", McGraw-Hill Book - Co., Inc. 1950, Cap. 11.
- 10.- Peffer, J.W, Miller, M.A. y Hill, - - A.D.: "An mporved Method for Calculating Bottomhole Pressures in Flowing With Liquid Present", SPE 15655, 61a. Conferencia Técnica anual y exhibición de la SPE en N.D., 1986.
- 11.- Solórzano, L.N.: "Obtenga Diseños Económicos en Líneas de Conducción de Gas Natural", Petróleo Internacional, Junio, 1980.
- 12.- Nind, W.E.: "Fundamentos de Producción y Mantenimiento de Pozos Petroleros", Ed. Limusa, 1987.
- 13.- Dale, B.H.: "Gas Production Operation", 1984.
- 14.- Turner, F.G., Hubbard, M.G., y Dukler, A.E.: "Analysis and Prediction of Minimum Flow Rate for the Continuous Removal of Liquids From Gas Well," J.P.T. Noviembre, 1969.
- 15.- Ochoa, C.G.: "Procedimientos Automáticos para Seleccionar Estranguladores en Pozos de Aceite". Tesis UNAM, 1984.
- 16.- Reynolds, W.C. y Perkins, C.H.: -- "Ingeniería Termodinámica", McGraw Hill, 1980.
- 17.- Cook, H.L. y Dotterweich, F.H.: -- "Report on the Calibration of Positive flow Beans". Department of Engineering, Texas College of Arts and Industries, 1946.
- 18.- API 14B: "Users Manual for API 14B Subsurface Controlled Subsurface -- Safety Valve Sizing Computer Program", API Washington, D.C., Junio 1974.

CAPITULO V

5. FLUJO MULTIFASICO EN TUBERIAS.

5.1. CONCEPTOS Y ECUACIONES FUNDAMENTALES.

5.1.1 Patrones de flujo.

5.1.2 Colgamiento (y_L).

5.1.3 Velocidades superficiales.

5.1.4 Velocidad real.

5.1.5 Densidad de la mezcla de fluidos.

5.1.6 Gasto de masa.

5.1.7 Viscosidad de la mezcla.

5.1.8 Viscosidad de una emulsión.

5.1.9 Tensión superficial de la mezcla de líquidos.

5.1.10 Densidad de la mezcla de líquidos.

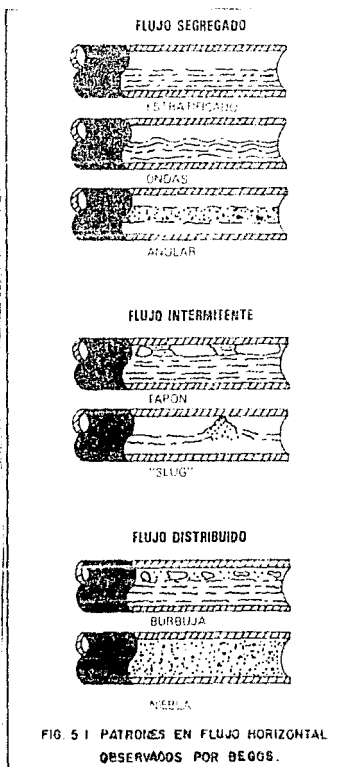
5. FLUJO MULTIFASICO EN TUBERIAS

5.1 CONCEPTOS Y ECUACIONES FUNDAMENTALES

5.1.1 Patrones de Flujo

Es evidente que al fluir dos fases simultáneamente, lo pueden hacer en formas diversas. Cada una de estas formas presenta una distribución relativa de una fase con respecto a la otra, constituyendo un patrón o tipo de flujo.

Las Figs. 5.1 y 5.2 muestran los diferentes patrones de flujo observados en tuberías horizontales y verticales, por Beggs¹ y Orkiszewsky² respectivamente, en sus trabajos experimentales.



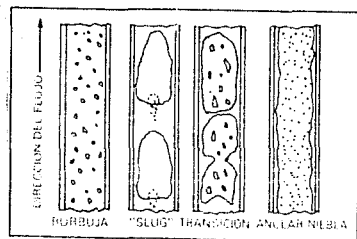


FIG. 5.2 CONFIGURACIONES GEOMETRICAS EN FLUJO VERTICAL

5.1.2 Colgamiento (γ_L)

Se define como la relación entre el volumen de líquido existente en una sección de tubería a las condiciones de flujo y el volumen de la sección aludida. Esta relación de volúmenes depende de la cantidad de líquido y gas que fluyen simultáneamente en la tubería. Generalmente la velocidad con que fluye el gas es diferente de la velocidad con que fluye el líquido, propiciando un "resbalamiento" entre las fases.

El término "resbalamiento" se usa para describir el fenómeno natural del flujo a mayor velocidad de una de las dos fases. Las causas de este fenómeno son diversas. La resistencia al flujo por fricción es mucho menor en la fase gaseosa que en la fase líquida. La diferencia de compresibilidades entre el gas y el líquido, hace que el gas en expansión viaje a mayor velocidad que el líquido. Cuando el flujo es ascendente o descendente, actúa la segregación gravitacional ocasionando que el líquido viaje a menor velocidad que el gas, para el primer caso, y a mayor velocidad para el segundo caso.

Para calcular las pérdidas de presión por elevación (carga hidrostática), es necesario predecir con precisión el colgamiento considerando el resbalamiento entre las fases.

Existen varias correlaciones para obtener el colgamiento del líquido y la mayoría de los autores, dentro del procedimiento propuesto, indican la forma de calcularlo. Una correlación general es la Mukherjee y Brill; obtenida a partir de más de 1,500 mediciones para flujo con ángulos de inclinación de 0° a $\pm 90^\circ$. Las instalaciones utilizadas para las mediciones se encuentran en la Universidad de Tulsa, Oklahoma, cuyo diagrama esquemático aparece en la Fig. 5.3. Los resultados de este trabajo son los que se usaron en esta publicación.

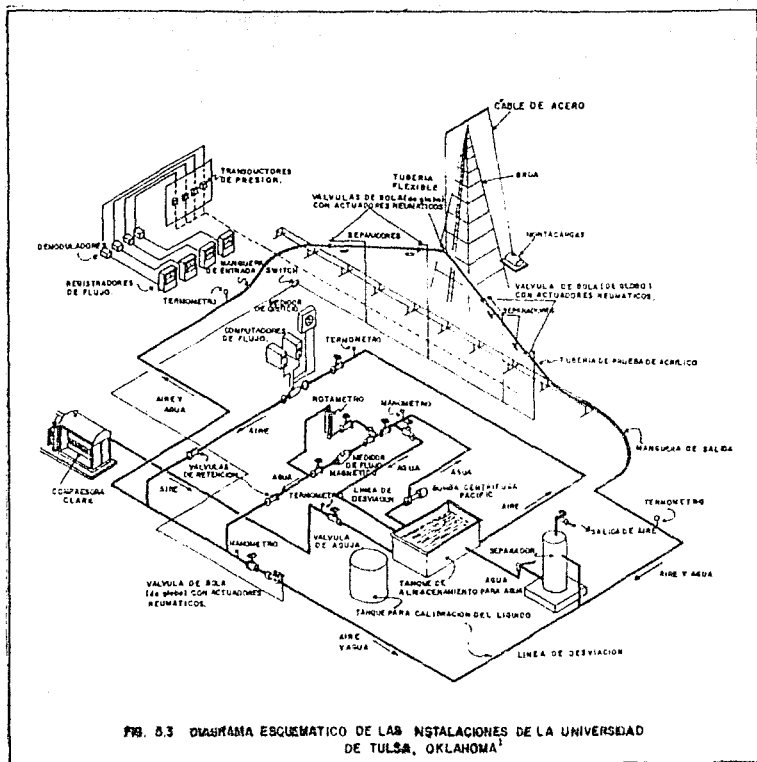


FIG. 8.3 DIAGRAMA ESQUEMATICO DE LAS INSTALACIONES DE LA UNIVERSIDAD DE TULSA, OKLAHOMA¹

Las expresiones establecidas por Mukherjee y Brill son:

$$y_L = \exp \left[(C_1 + C_2 \sin \theta + C_3 \sin^2 \theta + C_4 N_L^2) \frac{N_{C_5}}{N_{C_6}} \frac{v_{Lg}}{N_{Lg}} \right] \quad (5.1)$$

donde:

$$N_{L\mu} = 0.15726 v_{Lg} \left(\frac{1}{\sigma_L \sigma_T} \right)^{0.25} \quad (5.2)$$

$$N_{Lv} = 1.938 v_{sL} \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.25} \quad (5.3)$$

$$N_{gv} = 1.938 v_{sg} \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.25} \quad (5.4)$$

Si:

$$N_{Lv} < 10^{(0.321 - 0.017 N_{gv} - 4.267 \sin \theta - 2.972 N_L - 0.033 \log^2(N_{gv}) - 3.925 \sin^2 \theta)}$$

el flujo es descendente estratificado.

TABLA 1. COEFICIENTES DE LA EC.(5.1), PARA DIFERENTES PATRONES DE FLUJO

Dirección del Flujo	Tipo de Flujo	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅	C ₆
Horizontal o ascendente	Todos	-0.38011	0.12988	-0.11979	2.34323	0.47569	0.28866
Descendente	Estratificado	-1.33028	4.80814	4.17158	56.26227	0.07995	0.50489
	Otro	-0.51664	0.78981	0.55163	15.51921	0.37177	0.39395

Otro concepto que se usa con frecuencia en los cálculos de gradientes para flujo multifásico, es el colgamiento sin resbalamiento (λ). Se define en la misma forma que y_L ; pero se calcula a partir de las condiciones de p y T de flujo existentes, considerando las producciones obtenidas en la superficie (q_o y R), esto es:

$$\lambda = \frac{q'_L}{q'_L + q'_g} = \frac{1}{1 + \frac{q'_o (R - R_s) B_g}{5.615 (q'_o B_o + q'_w B_w)}} \quad (5.5)$$

donde q' es el gasto a condiciones de escurrimiento.

5.1.3 Velocidades Superficiales

Es la velocidad que tendría cualquiera de las fases si ocupara toda la tubería. Se define por las expresiones siguientes:

$$v_{sL} = \frac{q_L'}{A_p} = \frac{0.01191 (q_o B_o + q_w B_w)}{d^2} \quad (5.6)$$

$$v_{sg} = \frac{q_g'}{A_p} = \frac{0.002122 q_o (R-R_s) B_g}{d^2} \quad (5.7)$$

$$v_m = \frac{q_L' + q_g'}{A_p} = v_{sL} + v_{sg} \quad (5.8)$$

donde A_p es el área de la sección transversal de la tubería.

De estas ecuaciones se observa que:

$$\lambda = \frac{v_{sL}}{v_m} \quad (5.9)$$

Cuando se produce por espacio anular, el área transversal al flujo es $\frac{\pi}{4} (d_{ci}^2 - d_{te}^2)$, por lo que las Ecs. (5.6) y (5.7) quedan:

$$v_{sL} = \frac{0.01191 (q_o B_o + q_w B_w)}{(d_{ci}^2 - d_{te}^2)} \quad (5.10)$$

$$v_{sg} = \frac{0.002122 q_o (R-R_s) B_g}{(d_{ci}^2 - d_{te}^2)} \quad (5.11)$$

5.1.4 Velocidad Real

Aplicando el concepto de colgamiento, se puede obtener la velocidad real correspondiente a cada fase:

$$v_L = \frac{q_L'}{A_L} = \frac{q_L'}{A_p y_L} = \frac{v_{sL}}{y_L} \quad (5.12)$$

$$v_g = \frac{q_g'}{A_g} = \frac{q_g'}{A_p (1-y_L)} = \frac{v_{sg}}{(1-y_L)} \quad (5.13)$$

5.1.5 Densidad de la Mezcla de los Fluidos

La densidad real de la mezcla de fluidos se obtiene a partir del colgamiento con:

$$\rho_m = \rho_L y_L + \rho_g (1-y_L) \quad (5.14)$$

Algunos autores calculan la densidad de la mezcla sin considerar el resbalamiento entre las fases, esto es:

$$\rho_{ns} = \rho_L \lambda + \rho_g (1-\lambda) \quad (5.15)$$

También puede obtenerse esta densidad a partir de la expresión siguiente:

$$\rho_{ns} = \frac{M}{V_m} \quad (5.16)$$

donde:

M es la masa de la mezcla a c.s. por barril de aceite producido a c.s. (lb_m a c.s./ bl_o a c.s.)

V_m es el volumen de la mezcla a c.s. por barril de aceite producido a c.s. (pie^3_m a c.s./ bl_o a c.s.)

Los valores de M y V_m se obtienen con las ecuaciones siguientes:

$$M = M_o + M_g + M_w \quad (5.17)$$

$$M_o = \gamma_o \frac{(lb_o/pie^3)}{(lb_w/pie^3)} \times 62.428 \left(\frac{lb_w}{pie^3}\right) \times 5.615 \left(\frac{pie^3}{bl_o}\right)$$

$$M_o = 350.5 \gamma_{ro} \quad (5.18)$$

$$M_g = \gamma_g \frac{(lb_g/pie^3)}{(lb_a/pie^3)} \times 0.0764 \left(\frac{lb_a}{pie^3}\right) \times R \left(\frac{pies^3_{gp} \text{ a c.s.}}{bl_o \text{ a c.s.}}\right)$$

$$M_g = 0.0764 \gamma_g R \quad (5.19)$$

$$M_w = \gamma_w \frac{(lb_w/pie^3)}{(lb_w/pie^3)} \times 62.428 \left(\frac{lb_w}{pie^3}\right) \times 5.615 \left(\frac{pie^3}{bl_w}\right) \times WOR \left(\frac{bl_w}{bl_o}\right)$$

$$M_w = 350.5 \gamma_w \text{ WOR} \quad (5.20)$$

$$M = 350.5 (\gamma_o + \gamma_w \text{ WOR}) + 0.0764 R \gamma_g \quad (5.21)$$

Cálculo de V_{m1} $\left(\frac{\text{pies}^3}{\text{bl}_o} \text{ a c.s.} \right)$:

$$V_{m0} = 5.615 B_o \quad (5.22)$$

$$V_{mg} = (R - R_s) \left(\frac{\text{pies}^3}{\text{bl}_o} \text{ a c.s.} \right) B_g \left(\frac{\text{pies}^3 \text{ a c.e.}}{\text{pie}^3 \text{ a c.s.}} \right) \quad (5.23)$$

$$V_{mw} = \text{WOR} \left(\frac{\text{bl}_w}{\text{bl}_o} \right) 5.615 \left(\frac{\text{pies}^3}{\text{bl}_w} \right) B_w \left(\frac{\text{pies}^3 \text{ a c.e.}}{\text{pie}^3 \text{ a c.s.}} \right) \quad (5.24)$$

$$V_m = 5.615 (B_o + B_w \text{ WOR}) + (R - R_s) B_g \quad (5.25)$$

Sustituyendo las Ecs. (5.21) y (5.25) en la Ec. (5.16), se obtiene:

$$r_{ns} = \frac{350.5 (\gamma_o + \gamma_w \text{ WOR}) + 0.0764 R \gamma_g}{5.615 (B_o + B_w \text{ WOR}) + (R - R_s) B_g} \quad (5.26)$$

5.1.6 Gasto de Masa

Se define por la siguiente expresión:

$$w_m = \frac{\text{lb}_m \text{ de líquido y gas}}{\text{segundo}} \quad (5.27)$$

y puede obtenerse con cualquiera de las ecuaciones siguientes:

$$w_m = \frac{q_o M}{86400} \quad (5.28)$$

$$w_m = w_o + w_w + w_g \quad (5.29)$$

$$w_o = \rho_o q_o B_o / 15391 \quad (5.30)$$

$$w_w = \rho_w q_w B_w / 15391 \quad (5.31)$$

$$w_g = \rho_g q_o (R - R_s) B_g / 86400 \quad (5.32)$$

5.1.7 Viscosidad de la Mezcla

Dependiendo del método que se aplique, se usan las siguientes ecuaciones para obtener la viscosidad de la mezcla de fluidos:

$$\mu_{ns} = \mu_L \lambda + \mu_g (1-\lambda) \quad (5.33)$$

$$\mu_m = \mu_L y_L + \mu_g (1-y_L) \quad (5.34)$$

donde:

$$\mu_L = \mu_o f_o + \mu_w f_w \quad (5.35)$$

$$f_o = \frac{q_o B_o}{q_w B_w + q_o B_o} \quad (5.36)$$

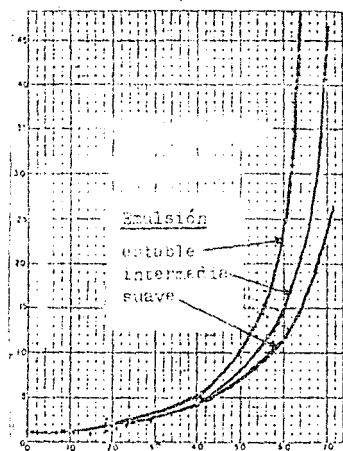
$$f_o = \frac{B_o}{B_o + WOR B_w} \quad (5.37)$$

$$f_w = (1-f_o) \quad (5.38)$$

5.1.8 Viscosidad de una Emulsión

Si la mezcla es una emulsión del tipo salmuera en aceite, su viscosidad se puede estimar, en base a las observaciones realizadas por Koeflin*, con la Fig. 5.4. La mayoría de las emulsiones encontradas en la producción de aceite y agua son de este tipo. Dependiendo del tamaño de los glóbulos de la fase emulsionada, las emulsiones pueden ser estables o compactas, intermedias y suaves. El primer caso se puede presentar en mezclas de aceite y agua fluyendo con altas relaciones de gas-aceite, bajo condiciones extremas de agitación. El tercer caso se puede presentar cuando las condiciones de agitación son mínimas, como en algunos pozos con sistemas de bombeo mecánico.

Viscosidad de la emulsión/Viscosidad del aceite



Porcentaje de la salmuera en la emulsión.

Fig. 5.4 Variación de la razón de viscosidades emulsión-aceite con el contenido de salmuera en la mezcla.

5.1.9 Tensión Superficial de la Mezcla de Líquidos

Se obtiene con la siguiente expresión:

$$\sigma_L = \sigma_o f_o + \sigma_w f_w \quad (5.39)$$

5.1.10 Densidad de la Mezcla de Líquidos

Se calcula con la siguiente expresión:

$$\rho_L = \rho_o f_o + \rho_w f_w \quad (5.40)$$

REFERENCIAS

- 1.- Beggs, H.D. y Brill, J.P.: "A Study of Two Phase Flow in Inclined Pipes". Transactions, AIME, 1973.
- 2.- Drkiszewski, "Predicting Two-Phase Pressure Drops in Vertical Pipes", J.P.T., abril, 1967.
- 3.- Mukherjee, H. y Brill, J.P.: "Liquid Holdup Correlations for Inclined Two-Phase Flow". J.P.T., mayo, 1983.
- 4.- Woelflin, W.: "The Viscosity of Crude-Oil Emulsions". Drilling and Production Practice, API, 1942.

6. FLUJO MULTIFASICO EN TUBERIAS HORIZONTALES

6.1 INTRODUCCION

El estudio de flujo multifásico en tuberías horizontales data desde mediados del siglo XIX, pero ha sido en los últimos años cuando se le ha dedicado especial interés y atención:

La comprensión de los mecanismos y características del flujo de dos o más fases, en una sección del sistema de producción, tiene como finalidad optimizar el diseño de la sección en particular y del sistema en general, para obtener la máxima producción con las menores pérdidas de energía.

La capacidad de flujo de un sistema integral de producción, está en función de parámetros tales como: longitud y diámetros de tubería, grado de inclinación, regímenes de flujo, propiedades de fluidos, condiciones de presión y temperatura, etc., con los que se determinan las pérdidas de presión de las mezclas de fluidos desde el radio de drenaje del pozo hasta la batería de separación?

Numerosos autores han presentado métodos experimentales de cálculo, conocidos también como correlaciones para evaluar el gradiente de presión en tuberías horizontales. En este capítulo se analizarán los siguientes:

- Correlación de Bertuzzi, Tek y Poettmann³
- Correlación de Eaton, Andrews y Knowles⁴
- Correlación de Beggs y Brill⁵
- Correlación de Dukler⁶

Para flujo horizontal, el gradiente de presión debido al cambio de elevación es igual a cero por lo que Ec.(2.9) se reduce a :

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_T = \left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_f + \left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_{ac} \quad (6.1)$$

o sea:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_T = f \frac{\rho_m v_m^2}{2g_c d} + \frac{\rho_m \Delta (v_m^2)}{2g_c \Delta L} \quad (6.2)$$

La mayoría de los investigadores han adoptado la ecuación anterior para evaluar las características del flujo de dos fases y posteriormente determinar el gradiente de presión total. El problema de la variación de las características de flujo se elimina al suponer que la mezcla gas-líquido es homogénea en un intervalo pequeño de la tubería. Así la Ec.(6.2) se puede escribir como:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_T = f_{tp} \frac{\rho_m v_m^2}{2g_c d} + \frac{\rho_m \Delta (v_m)}{2g_c \Delta L} \quad (6.3)$$

CAPITULO VI

6 FLUJO MULTIFASICO EN TUBERIAS HORIZONTALES.

6.1. INTRODUCCION

6.2 CALCULO DE LA CAIDA DE PRESSION EN TUBERIAS HORIZONTALES.

6.2.1 Procedimiento general de cálculo.

6.2.2 Cálculo del colgamiento de líquido en tuberías horizontales transportadoras de gas húmedo.

6.2.2.1 Transporte de gas húmedo.

6.2.2.2 Correlación general.

6.3 CORRELACION DE BERTUZZI, TEK Y POETTMANN.

6.3.1 Introducción.

6.3.2 Aplicación de la correlación.

6.3.3 Procedimiento de cálculo.

6.3.4 Ejemplo 6.1.

6.4 CORRELACION DE EATON, ANDREWS, KNOWLES Y BROWN.

6.4.1 Introducción.

6.4.2 Procedimiento de cálculo.

6.5 CORRELACION DE BEGGS Y BRILL.

6.5.1 Introducción.

6.5.2 Procedimiento de cálculo.

6.6 CORRELACION DE DUKLER.

6.6.1 Introducción.

6.6.2 Procedimiento de cálculo.

Referencias

En donde f_{LP} , f_m y v_0 se refieren a la mezcla y son definidos en forma diferente por los autores de las de las diferentes correlaciones.

El factor de fricción, como se indicó, depende del número de Reynolds; esto es, de las fuerzas viscosas y de inercia de la mezcla de fluidos y de la rugosidad de la tubería. En flujo de dos o más fases, el factor de fricción se denotará -- f_{LP} y depende, además de las fuerzas anteriores, de las gravitacionales y las interfaciales. Aunque se ha intentado correlacionar el factor de fricción con grupos adimensionales que comprendan estas fuerzas, no se ha tenido éxito.

El enfoque que más se ha seguido, es determinar el factor de fricción a partir de datos experimentales y tratar de correlacionarlo con alguna forma del número de Reynolds para dos fases.

6.2 CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN TUBERIAS HORIZONTALES

En el flujo de fluidos a través de tuberías, existen tres problemas a resolver, como se observa en la fig. 6.1. Si se cuenta con un programa de cómputo para resolver el primer caso, este programa podrá aplicarse en el cálculo del gasto en la forma siguiente, en la que se considera como presión desconocida la de descarga, p_2 .

- 1.- Suponer un gasto y calcular la p_2
- 2.- Repetir el procedimiento para otros gastos supuestos. A mayor gasto - menor p_2 .
- 3.- Graficar q vs. p_2 como se muestra en la fig. 6.2
- 4.- Obtener de la gráfica el gasto correspondiente a la presión de descarga deseada.

En el caso de que el dato buscado sea la p_1 , el comportamiento de las figuras anteriores será inverso; es decir, a mayor gasto, mayor p_1 y a mayor diámetro, menor p_1 .

Generalmente se considera flujo isotérmico, para el cual las propiedades de los fluidos dependen exclusivamente de la presión. En este caso, la predicción de la caída de presión consiste en suponer una caída de presión Δp y aplicar la Ec. (6.3) para determinar el incremento de longitud (ΔL) correspondiente a la Δp supuesta, repitiéndose el procedimiento hasta alcanzar la longitud total. Naturalmente que la exactitud de los cálculos aumenta al reducir el incremento de presión supuesta; pero también aumenta la cantidad de trabajo requerida para el cálculo. Por esta razón se debe establecer un compromiso entre estos dos aspectos, teniendo en mente que el incremento de presión debe ser pequeño a presiones bajas, en las que la velocidad varía más rápidamente con la presión, no así a presiones altas en las que la variación es menor. Una regla establecida es usar incrementos de presión menores que el 10% del valor de la presión media.

Cuando no se considera flujo isotérmico, el cálculo del gradiente de presión implica un proceso iterativo, ya que la temperatura es una función de la distancia. Entonces, además de suponer una Δp , se tiene que suponer una ΔL , y de ahí determinar la temperatura media de flujo.

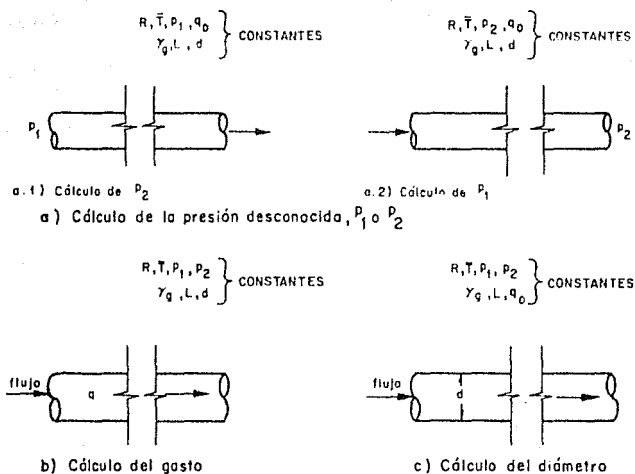


Fig 6.1. Esquema de los tres problemas en la práctica para flujo en tuberías.

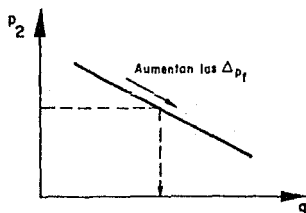


Fig 6.2 Gráfica de q vs P_2 .

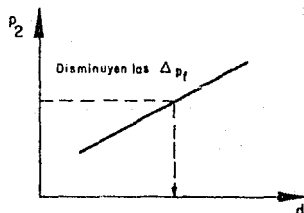


Fig 6.3 Gráfica de d vs P_2 .

6.2.1. Procedimiento general de cálculo.

El procedimiento de cálculo para el caso de flujo isotérmico es el siguiente:

- 1.- Se inicia con una presión p_1 conocida a la entrada de la tubería. En este punto $L=0$.
- 2.- Suponer una caída de presión Δp y calcular \bar{p} y p_2 de la forma siguiente:

$$\bar{p} = p_1 - \Delta p/2 ; \quad p_2 = p_1 - \Delta p$$

- 3.- Determinar las propiedades de los fluidos (R_s , σ , B_o , Z , B_g , μ_o , μ_g , ρ_o y ρ_g) a las condiciones medias de escurrimiento. Si la μ_g se tiene como dato de campo, ésta deberá ser tomada en lugar del valor obtenido con la correlación de Beal⁹, Ec. (1.51).
- 4.- Calcular las velocidades superficiales y los gastos máscicos de fluidos, así como el colgamiento sin resbalamiento.
- 5.- Determinar el colgamiento $\bar{y}_L(c)$ y la densidad de la mezcla.
- 6.- Si las pérdidas por aceleración no se consideran despreciables, determinar su valor.
- 7.- Obtener el valor del factor de fricción de dos fases.
- 8.- Aplicando la ecuación correspondiente determinar el valor del gradiente de presión $\Delta p/\Delta L$ y con éste el ΔL correspondiente a la Δp supuesta.
- 9.- Reemplazar L por $L + \Delta L$, si este valor es menor que la longitud total, hacer $p_1 = p_2$ y repetir el procedimiento desde el paso 2. Si L es igual o mayor que la longitud total, el cálculo se determina, obteniéndose la presión final por interpolación si es necesario.

Los pasos 5, 6 y 7 dependen del método que se esté empleando para el cálculo del perfil de presión. Cuando el flujo no es isotérmico, se tiene que incluir los siguientes pasos:

- 2'.- Suponer un incremento de longitud ΔL correspondiente a la Δp supuesta y obtener la temperatura media en el incremento.
- 8'.- Si el ΔL calculado es igual al supuesto o está dentro de la tolerancia preestablecida, continuar en el paso 9. En caso contrario hacer $\Delta L_c = \Delta L_c$, determinar la temperatura media en el intervalo y regresar al paso 3.

Si se desconoce el perfil de temperatura, se recomienda usar el procedimiento que se ilustra en la Fig. 10.5

6.2.2 Cálculo del Colgamiento de Líquido en Tuberías Horizontales Transportadoras de Gas Húmedo.

K. Minami y J.P. Brill*publicaron en 1937 los resultados de un estudio experimental para determinar el colgamiento de líquido en tuberías horizontales. La fig. 6.4 muestra el circuito de prueba en el cual se efectuaron 119 mediciones para tres diferentes tipos de mezclas. De sus observaciones concluyeron que el fenómeno de colgamiento no quedaba definido - totalmente con las correlaciones existentes a la fecha³, por lo que, de un análisis comparativo entre éstas y los resultados de sus experimentos obtuvieron dos correlaciones: la primera aplicable a líneas transportadoras de gas húmedo únicamente y la segunda, de carácter general, para cualquier tipo de gas que circule por una línea horizontal.

6.2.2.1 Transporte de Gas Húmedo³ ($0 < y_L(0) \leq 0.35$). - Los autores proponen la siguiente ecuación para obtener $y_L(0)$ el colgamiento:

$$y_L(0) = -0.0095 + 3.696X - 11.497X^2 + 65.22X^4 \quad (6.4)$$

donde:

$$X = \frac{\lambda \cdot 0.8945 \cdot N_{pd} \cdot 0.0796}{N_{Lv} \cdot 0.4076} \quad (6.5)$$

$$Y \quad N_{pd} = 10.0727 d \left(\frac{\rho L}{\sigma} \right)^{0.25} \quad (6.6)$$

El grupo adimensional definido en la Ec.(6.5) resultó independiente del número de la viscosidad del líquido $N_{L\mu}$.

El rango de aplicación para X está entre 0.0026 y 0.15. La Fig. 6.5 muestra resultados experimentales, observándose una aceptable aproximación. No es recomendable extrapolar valores fuera del rango de aplicación.

6.2.2.2 Correlación General³ $0 < y_L(0) < 1$

Este modelo es el resultado de la combinación de los datos de colgamiento en tuberías horizontales del artículo de Beggs² y los obtenidos en el estudio de Minami y Brill³

$$y_L(0) = 1 - \text{EXP} \left[- \left((1.1x + 9.21) / 8.7115 \right)^4 \cdot 0.3374 \right] \quad (6.7)$$

donde:

$$X = \frac{1.84 \cdot N_{Lv}^{0.575}}{N_{gv} \cdot N_{pd}^{0.0277}} \left(\frac{\rho}{\rho_b} \right)^{0.05} \quad (6.8)$$

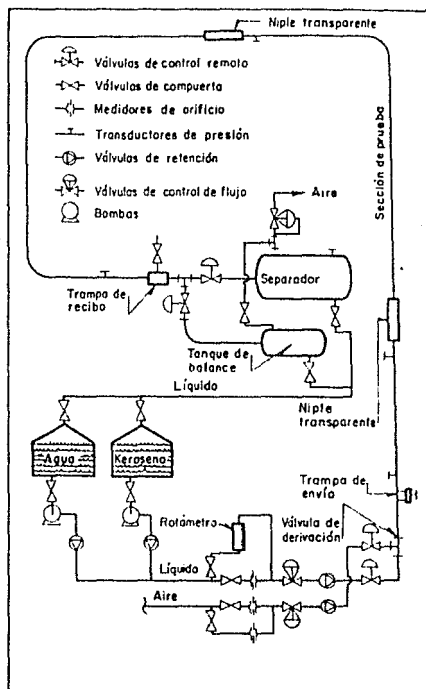


Fig 6.4- Circuito de prueba (De Minami y Brill²)

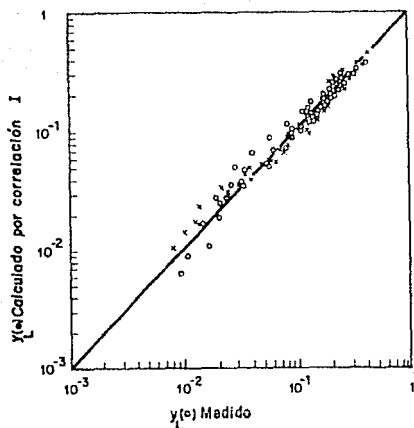


Fig 6.5- Evaluación gráfica de la correlación (De Minami y Brill⁹)

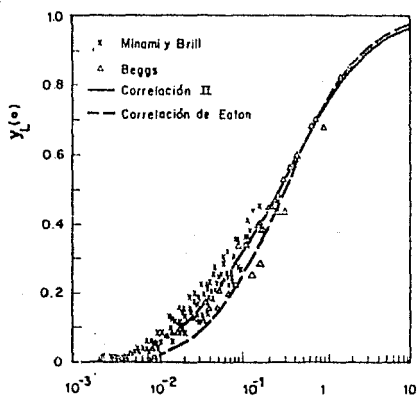


Fig 6.6- Evaluación gráfica de la correlación II (De Minami y Brill⁹)

El rango de valores cubiertos en los números adimensionales, de acuerdo con la combinación de datos empleados, es:

$$0.032 < N_{Lv} < 15.86$$

$$1.850 < N_{gv} < 152.32$$

$$9.150 < N_{pd} < 42.57$$

$$0.0014 < N_{L\mu} < 0.0096$$

En la Fig. (6.6) se muestran los resultados de esta correlación, comparados con los datos de las correlaciones de Eaton, Beggs y los resultados experimentales de las pruebas. Las extrapolaciones fuera de los rangos de aplicación deben efectuarse con mucho cuidado, especialmente con el número de la viscosidad del líquido, ya que los datos son sólo para flujo de dos fases, con valores bajos de viscosidad.

6.3 CORRELACION DE BERTUZZI, TEK y POETTMANN.³

6.3.1 Introducción.

Los autores de este método suponen que las caídas de presión en tuberías horizontales:

- Son independientes del patrón de flujo
- No consideran las pérdidas de presión por aceleración
- Dependen de los valores de densidad y gasto másico de la mezcla definidos por las siguientes ecuaciones:

$$\rho_{ns} = \rho_L \lambda + \rho_g (1 - \lambda) \quad (6.9)$$

$$W_m = W_L + W_g \quad (6.10)$$

- Son función de un factor de fricción para dos fases f_{tp} , que se obtuvo usando 267 datos experimentales. Correlacionando f_{tp} con el número de Reynolds para cada fase, se dedujo la siguiente función:

$$\phi = (N_{Re_g})^a (N_{Re_L})^b \quad (6.11)$$

donde:

$$a = \psi / (1 + \psi) \quad (6.12)$$

$$b = 1 / \text{EXP}(0.1\psi) \quad \text{y} \quad (6.13)$$

$$\psi = W_g / W_L \quad (6.14)$$

los exponentes a y b se seleccionaron arbitrariamente y para satisfacer la condición de que la Ec.(6.11) tienda al número de Reynolds del gas cuando la fase líquida tienda a cero, y tienda al número de Reynolds del líquido cuando la fase gaseosa tienda a cero.

La correlación para obtener el factor de fricción se muestra en la Fig. 6,7, observándose que es una función de ψ .

6.3.2 Aplicación de la Correlación.

La ecuación para obtener el gradiente de presión por fricción, es:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \frac{174.158 f_{tp} W^2}{\rho_{ns} d^5} \quad (6.15)$$

Los números de Reynolds del líquido y gas se obtienen de las siguientes ecuaciones, cuyas variables se encuentran en unidades prácticas.

$$N_{ReL} = 22737 \frac{W_L}{d \mu_L} \quad (6.16)$$

$$N_{ReG} = 22737 \frac{W_G}{d \mu_G} \quad (6.17)$$

El factor de fricción puede obtenerse de la Fig. 6.7 o empleando las siguientes ecuaciones¹⁰:

para: $0 \leq \phi \leq 500$

$$\log f_{tp} = 1.225 \psi - 0.06561 \log \phi - 0.37 \quad (6.18)$$

para:

$$\phi \geq 10000$$

$$\log f_{tp} = 0.49 \psi - 0.12616 \log \phi - 1.702 \quad (6.19)$$

para: $500 \leq \phi \leq 1000$

$$\log f_{tp} = F_{500} - 0.6561 y + (1.1056 + 1.17723\Delta F) y^2 - (0.46214 + 0.90817 \Delta F) y^3 \quad (6.20)$$

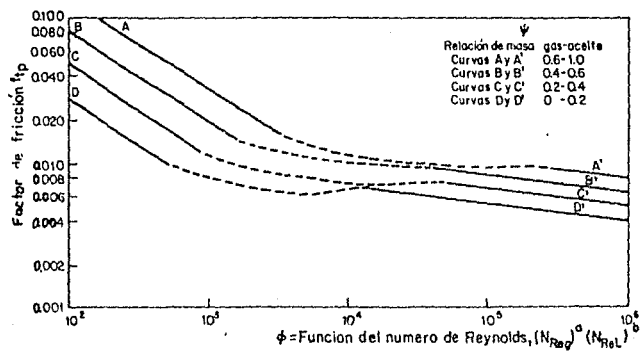


Fig 6.7. Gráfica del factor de disipación de energía (tomada de Bertuzzi y otros)(3).

en donde:

$$\Delta F = F_{10000} - F_{500} \quad (6.21)$$

$$F_{10000} = \log f_{tp} (\psi, \phi=10000) \quad (6.22)$$

$$F_{500} = \log f_{tp} (\psi, \phi=500) \quad (6.23)$$

$$y = \log \phi - 2.699 \quad (6.24)$$

la Ec. 6.21 es una polinomia de interpolación entre los valores de f_{tp} para $\phi = 500$ y $\phi = 10000$, con una restricción adicional de que la pendiente del polinomio es igual a la de los polinomios (6.18) y (6.19) en los extremos de la interpolación.

6.3.3. Procedimiento de Cálculo.

Del procedimiento general descrito en la sección anterior se tiene que los pasos 4 al 7 para calcular las caídas de presión con este método consisten en:

4.- Obtener W_m con la Ecs.(5.28) y (5.29) o con las Ecs.(5.30), (5.31) y (5.32) y λ con la Ec.(5.9).

5.- Determinar el factor de fricción f_{tp} para dos fases como se indica a continuación.

a) Calcular N_{Reg} y N_{Rel} aplicando las Ecs. (6.16) y (6.17).

b) Resolver las Ecs.(6.12) y (6.13) para a y b .

c) Determinar ϕ de la Ec.(6.11) y f_{tp} de la Fig. 6.7 o con las Ecs.(6.18) a (6.24).

6) Obtener ρ_{ns} de la Ec. (6.9).

7) Resolver al Ec. (6.15) para $\Delta p/\Delta L$ y con éste obtener el ΔL correspondiente al Δp supuesto.

6.3.4. Ejemplo 6.1 Obtener el gradiente de presión en una tubería horizontal aplicando el método de Bertuzzi, Tek y Poettmann.
Se cuenta con los siguientes datos:

$$\begin{aligned} R &= 2000 \text{ pie}^3/\text{bl.} & \gamma_g &= 0.7 \\ q_o &= 5000 \text{ bl}/\text{d} & \gamma_{ro} &= 0.85 \\ \bar{p} &= 7751 \text{ lb}/\text{pg}^2 \text{ abs} & \mu_{om} &= 15.18 \text{ cp.} \\ \bar{T} &= 80 \text{ }^\circ\text{F} & d &= 6 \text{ pg.} \end{aligned}$$

solución:

Por simplificación, se supondrá la mejor correlación para el cálculo de las propiedades de los fluidos es la de Einstein y, con un factor de corrección igual a 1.0 y, por contar con \bar{p} los pasos 1 y 2 del procedimiento general no se aplican. Así:

3) De la correlación de Einstein:

$$R_s = 270.76 \text{ pie}^3/\text{bl}$$

$$\gamma_{gd} = 0.9156$$

$$B_o = 1.1125$$

de la correlación de Beggs y Robinson:

$$\gamma_o = \gamma_L = 3.4725 \text{ cp}$$

del procedimiento para obtener el factor de compresibilidad:

$$\bar{z} = 0.8662$$

de las Ecs. (5.40), (1.9) y (1.10) se obtiene:

$$\rho_L = 50.733 \text{ lb/pie}^3$$

$$B_g = 0.017066$$

$$\rho_g = 2.9329 \text{ lb/pie}^3$$

de la correlación de Lee:

$$\mu_g = 0.01225 \text{ cp}$$

4.- Los gastos máxicos se obtienen de las Ecs. (5.30), (5.31), y (5.32) y - el colgamiento sin resbalamiento de la Ec. (5.9).

$$W_g = 5.0942 \text{ lbm/seg.}$$

$$W_o = 18.3355 \text{ lbm/seg.}$$

$$W_m = 23.4297 \text{ lbm/seg.}$$

$$\lambda = 0.1747$$

Sólo en caso de que la producción de agua resulte despreciable el gasto máxico de líquido corresponderá al gasto máxico de aceite.

5.- Según las Ecs. (6.16) y (6.17), se tiene que:

$$N_{ReL} = 20009$$

$$N_{Reg} = 1575875.2$$

y de las Ecs. (6.12), (6.13), se obtiene el parámetro ϕ :

$$\psi = 0.27783$$

$$a = 0.21742$$

$$b = 0.9726$$

por lo tanto.

$$\phi = (1575875.2)^{0.21742} (20009)^{0.9726}$$

$$\phi = 339497.3$$

de la Fig. 6.7 o bien de la Ec. (6.19) se obtiene el valor de f_{tp} .

$$f_{tp} = 0.005449$$

6.- De la Ec. (6.8) obtenemos:

$$\rho_{ns} = 11.3246 \text{ lbm/pie}^3$$

7.- Con la Ec. (6.15) obtenemos el gradiente de presión:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \frac{174.58(0.005449)(23.4297)^2}{(11.3246)(6)^5}$$

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right) = 0.005916 \text{ lb/pg}^2/\text{pie}$$

finalmente :

$$\Delta L = \frac{\Delta p_s}{\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)} = \frac{50}{0.005916} = 8451 \text{ pies}$$

6.4 CORRELACION DE EATON, ANDREWS, KNOWLES Y BROWN

6.4.1 Introducción.

Esta correlación se desarrolló a partir de información obtenida sobre las condiciones de flujo en líneas de 2 y 4 pulgadas de diámetro y de 1700 pies de longitud, y una tubería de 17 pulgadas y 10 millas de longitud. Los fluidos de prueba fueron, por separado, agua, aceite y condensado como fase líquida y gas natural como fase gaseosa.

Para el cálculo del gradiente de presión, los autores proponen la siguiente expresión:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \frac{43.539 f_{tp} \frac{W_m^2}{\rho_{ns} d^5 (1-E_K)}}{\quad} \quad (6.25)$$

donde:

$$E_K = \frac{W_L \Delta(v_L^2) + W_G \Delta(v_G^2)}{9266.1 \left[\frac{W_L}{\rho_L} + \frac{W_G}{\rho_G} \right] \Delta p} \quad (6.26)$$

a partir de información experimental, se obtuvo el factor de fricción f_{tp} para las dos fases como se muestra en la Fig. 6.8, donde la abscisa es:

$$x = \frac{22737 (W_G W_m)^{0.5}}{W_G d^{2.25}} \quad (6.27)$$

y la ordenada:

$$y = \left(\frac{W_L}{W_m} \right)^{0.1} f_{tp} \quad (6.28)$$

para obtener las velocidades reales del líquido v_L y del gas v_G , es preciso conocer el colgamiento del líquido $y_L(o)$ en cualquier parte de la tubería. Esto sólo es necesario cuando las pérdidas de presión por aceleración son significativas. En tal caso, el colgamiento del líquido se determina con las siguientes ecuaciones, según sea el caso:

para: $0.001 \leq \psi \leq 0.11$

$$y_L(o) = 0.109992 + 0.030058 x - 0.001376 x^2 \quad (6.29)$$

donde:

$$x = 100\lambda - 3.3 \quad (6.30)$$

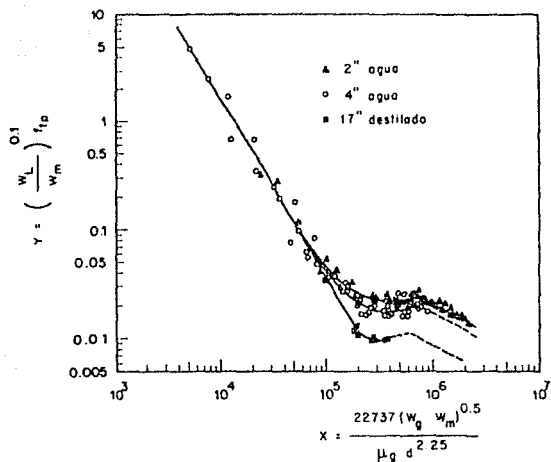


Fig 6.8- Correlación de Eaton para el factor de pérdidas de energía.⁴

para: $0.11 \leq \psi \leq 10.0$

$$y_L(\alpha) = 0.737768 + 0.038268X - 0.002135X^2 - 0.000027X^3 + 7X10^{-6}X^4 \quad (6.31)$$

donde:

$$X = (\log \psi - 0.1063) / 0.1 \quad (6.32)$$

El valor de ψ se obtiene de la siguiente ecuación, propuesta por los autores:

$$\psi = \frac{N_{Lv}^{0.575}}{N_{gv} N_{pd}^{0.0277}} \left(\frac{P}{14.7} \right)^{0.05} \left(\frac{N_{L\mu}}{0.00226} \right)^{0.1} \quad (6.33)$$

6.4.2 Procedimiento de Cálculo.

Del procedimiento general de cálculo, sólo se modifican los pasos 5 al 8, quedando de la siguiente manera:

5.- Si las pérdidas de presión por aceleración se consideran despreciables, no es necesario determinar el colgamiento.

De otra forma $y_L(\alpha)$ se puede obtener de las Ecs. (6.29) a (6.33)

6.- Los valores de $\Delta(v_L^2)$ y $\Delta(v_g^2)$ se determinan con las siguientes ecuaciones.

$$\Delta(v_L^2) = v_{L2}^2 - v_{L1}^2 \quad (6.34)$$

$$\Delta(v_g^2) = v_{g2}^2 - v_{g1}^2 \quad (6.35)$$

y E_K con la Ec. (6.26)

7.- Obtener el factor de fricción de la siguiente forma:

a) Determinar el valor de la abscisa X con la Ec. (6.27) y obtener el -- valor de la ordenada de la fig. 6.8, o bien de las ecuaciones siguientes:

$$\begin{aligned} \text{si: } X &\leq 60\,000 \\ Y &= 6\,677920 X^{-1.64941} \end{aligned} \quad (6.36)$$

$$\begin{aligned} \text{si: } 60000 < X &\leq C \\ Y &= 0.01 C_1 \end{aligned} \quad (6.37)$$

donde:

$$C = 819194 - 39981.7d + 2338.8d^2 - 73.26d^3 \quad (6.38)$$

$$\log C_i = 2.3754 - 2.10458r + 0.5757r^2 - 0.14189r^4 + \\ + S(0.46 - 0.93739r + 0.45966r^2 - 0.15975r^4) \\ + S^2(0.451 - 0.36293r - 0.19949r^3 + 0.12835r^4) \quad (6.39)$$

$$r = \log(0.0001X) \quad (6.40)$$

$$S = \log d \quad (6.41)$$

si: $X > C$

$$Y = (21.525 - 1.5934d + 0.02278d^2 + 0.00131d^3) X^{-0.49} \quad (6.42)$$

b) De la Ec. (6.28) despejar f_{tp} :

$$f_{tp} = \frac{Y}{\left(\frac{WL}{W_{int}}\right)^{0.1}} \quad (6.43)$$

8.- Aplicando la Ec.(6.25) obtener el valor de $(\Delta p/\Delta L)$ y con este el valor de ΔL correspondiente a la Δp supuesta.

Ejemplo 6.2.- Dada las mismas condiciones del ejemplo 6.1, obtener $(\Delta p/\Delta L)$ y el ΔL correspondiente empleando la correlación de Eaton.

Para ilustrar este método, es necesario considerar las pérdidas de presión por aceleración y por tanto es indispensable obtener las propiedades de los fluidos a p_1 y p y p_2 . Si $\Delta p = 50 \text{ lb/pg}^2$ entonces a p_1 y p_2 corresponden 800 y 750 $\text{lb/pg}_2 \text{ abs}$ respectivamente.

$$\bar{T} = 80 \text{ } ^\circ\text{F}$$

	p_2 (lb/pg ₂ ² abs)	\bar{p} (lb/pg ₂ ² abs)	p_1 (lb/pg ₂ ² abs)	Ecuación
	750	775	800	
B_o	1.10030	1.11250	1.11630	(1.41)
R_s	262.960	270.760	278.560	(1.39)
Y_{gd}	0.91660	0.91560	0.91470	(1.2)
μ_L	3.55330	3.47250	3.39480	(5.35)
ρ_L	50.8130	50.7330	50.6440	(5.40)
Z	0.8701	0.86622	0.8624	(1.19)
Y_{gf}	0.6672	0.6663	0.6652	(1.8)
B_g	0.01771	0.17066	0.1646	(1.9)
p_g	2.8777	2.9829	3.0875	(1.10)
μ_g	0.01219	0.01225	0.01232	(1.23)
σ_L	71.3340	17.0330	16.7320	(5.39)

- 4) Para obtener las velocidades reales, tanto del líquido (v_L) como del gas (v_g), se deben obtener las velocidades superficiales de cada fase a p_1 , p_2 y p_c . Los gastos máxicos y el colgamiento sin resbalamiento se calculan sólo a las condiciones medias.

	P_2 (lb/pg ² abs)	p (lb/pg ² abs)	P_1 (lb/pg ² abs)	Ecuación
v_{sL}	1.6209	1.8403	1.8466	(5.6)
v_{sg}	9.0665	8.6976	8.3509	(5.7)
w_g	-	5.0942	-	(5.32)
w_L	-	13.3355	-	(5.30)
w_m	-	23.4297	-	(5.29)
λ	-	0.1747	-	(5.5)

- 5) El colgamiento se calculará aquí a p_1 y p_2 empleando la ecuación de Mukherjee para $C=0$, para esto se requieren los siguientes datos:

	P_2 (lb/pg ² abs)	\bar{p} (lb/pg ² abs)	P_1 (lb/pg ² abs)	Ecuación
$H_{L\mu}$	0.02464	-	0.02412	(5.2)
N_{Lv}	4.61764	-	4.71990	(5.3)
H_{gv}	22.9918	-	21.3449	(5.4)
$y_L(o)$	0.3390	-	0.3542	(5.1)
$y_L(o)$	0.3121	-	0.3306	(6.31)

- 6) Las velocidades reales de líquido y gas se calculan con las Ecs. (5.12) y - (5.13). $\Delta(v_L^2)$ y $\Delta(v_g^2)$ se obtienen de la siguiente forma:

$$\Delta(v_L^2) = v_{L2}^2 - v_{L1}^2 = \left(\frac{1.6209}{0.3390}\right)^2 - \left(\frac{1.02464}{0.3542}\right)^2 = 1.6718$$

$$\Delta(v_g^2) = v_{g2}^2 - v_{g1}^2 = \left(\frac{9.0665}{1-0.3390}\right)^2 - \left(\frac{8.3509}{1-0.3542}\right)^2 = 20.9248$$

sustituyendo valores en la Ec. (6.26)

$$E_K = \frac{(18.3355)(1.6718) + (5.0942)(20.9248)}{9266.1 \left[\frac{18.3355}{50.7330} + \frac{5.0942}{2.9829} \right] (50)}$$

$$E_K = 0.0001431 (\text{lb}_f \text{ pg})$$

7) El factor de fricción se determina como se indica a continuación:

a) Determinar el valor del parámetro X, con la Ec. (6.27)

$$X = \frac{22737 [(5.0942)(23.4297)]^{0.5}}{(0.01225) (6)^{-2.5}} = 359896.91$$

$$C = 819194 - 39981.7(6) + 2338.8(6)^2 - 73.26(6)^3 \\ = 669276.44$$

b) Como X se encuentra en el intervalo $60000 < X < C$, la ordenada se obtiene de la Ec. (6.37), quedando:

$$\log C_1 = 0.2093123$$

entonces:

$$C_1 = 1.6192$$

c) Finalmente, el valor de f_{tp} se obtiene de la Ec. (6.43).

$$f_{tp} = \frac{0.016192}{\left(\frac{18.3355}{23.4297} \right)^{0.1}} = 0.01659$$

8) Resolviendo la Ec. (6.25) para $(\Delta p / \Delta L)$ y determinando el incremento de ΔL para $\Delta p = 50 \text{ lb/pg}^2$.

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \frac{43.539(23.4297)^2 (0.01659)}{(6)^5 (11.3246) (1 - 0.0001431)}$$

$$= 0.00450 \text{ [lb/pg}^2\text{-pie]}$$

entonces:

$$\Delta L = \frac{50}{0.00450} = 11 \text{ 111 pies}$$

Si en el paso 5 se hubiera empleado la correlación de Eaton et al⁴ o la de Minami y Brill⁵, los resultados serían prácticamente iguales, ya que las pérdidas de presión por aceleración son muy pequeñas.

6.5 CORRELACION DE BEGGS Y BRILL⁵

6.5.1. Introducción

Esta correlación se desarrolló a partir de datos experimentales en tuberías de acrílico transparente de 1 1/2 pg de diámetro de 90 pies de longitud y con inclinaciones de $\pm 90^\circ$ bajo condiciones de operación controladas y empleando como fluidos de prueba de aire y agua. En la Fig. 6.9 se presenta un diagrama de las instalaciones empleadas por los autores en la Universidad de Tulsa⁵.

A partir de un balance de energía, se obtuvo la siguiente ecuación para determinar el gradiente de presión en tuberías horizontales.

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = 43.539 \frac{f_{tp} W_m^2}{\rho_{ns} d^5} + \frac{7.2557 \rho_m W_g W_m}{\rho_{ns} p d^4 \mu_g} \frac{\Delta p}{\Delta L} \quad (6.44)$$

Definido el término de pérdidas por aceleración:

$$E_k = \frac{7.2557 \rho_m W_g W_m}{\rho_{ns} p d^4 \mu_g} \quad (6.45)$$

la Ec. (6.44) queda de la siguiente forma:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \frac{43.539 f_{tp} W_m^2}{\rho_{ns} d^5 (1 - E_k)} \quad (6.46)$$

El factor de fricción para las dos fases se obtiene de la siguiente ecuación

$$f_{tp} = \frac{f}{f_n} f_n \quad (6.47)$$

Donde f_n es el factor de fricción del diagrama de Moody para tubería lisa. Los autores proponen la siguiente expresión para calcularlo.

$$f_n = \left[2 \log \left[\frac{N_{Re}}{4.5223 \log N_{Re} - 3.8215} \right] \right]^{-2} \quad (6.48)$$

en donde:

$$N_{Re} = \frac{124 d V_m \rho_{ns}}{\mu_{ns}} \quad (6.49)$$

El factor de fricción normalizado (f_{tp}/f_n) es función del colgamiento del líquido $y_L(0)$, y del colgamiento sin resbalamiento λ y puede obtenerse de la siguiente expresión:

$$\frac{f_{tp}}{f_n} = e^S \quad (6.50)$$

en la cual:

$$S = \frac{\ln x}{-0.0523 + 3.182 \ln x - 0.8725 (\ln x)^2 + 0.01853 (\ln x)^4} \quad (6.51)$$

$$x = \frac{\lambda}{y_L(0)^2} \quad (6.52)$$

De sus observaciones Beggs y Brill elaboraron un mapa de patrones de flujo Fig.6. en función de λ y el número de Froude.

El patron de flujo puede determinarse de este mapa o de la tabla siguiente.

TABLA 6.1- CLASIFICACION DE PATRONES DE FLUJO

PATRON DE FLUJO	CONDICIONES
SEGREGADO	$\lambda \leq 0.01$ y $N_{FR} < L_1$ $0'$ $\lambda \geq 0.01$ y $N_{FR} < L_2$
TRANSICION	$\lambda \geq 0.01$ y $L_2 < N_{FR} \leq L_3$
INTERMITENTE	$0.01 \leq \lambda < 0.4$ y $L_3 < N_{FR} \leq L_1$ $0'$ $\lambda > 0.4$ y $L_3 < N_{FR} \leq L_4$
DISTRIBUIDO	$\lambda > 0.4$ y $N_{FR} \geq L_1$ $0'$ $\lambda \geq 0.4$ y $N_{FR} > L_4$

donde:

$$N_{FR} = 7734.9 \frac{K_{in}^2}{\rho_{ns}^2 d^5} \quad (6.53)$$

y los parámetros de correlación L_1 , L_2 , L_3 y L_4 se obtienen de las siguientes ecuaciones.

$$L_1 = 316 \lambda^{0.302} \quad (6.54)$$

$$L_2 = 0.0009252 \lambda^{-2.4624} \quad (6.55)$$

$$L_3 = 0.10 \lambda^{1.4516} \quad (6.56)$$

$$L_4 = 0.5 \lambda^{0.730} \quad (6.57)$$

El cálculo del colgamiento real del líquido, se obtiene de la siguiente expresión generalizada:

$$y_L(\theta) = \frac{a \lambda^b}{N_{FR} c} \quad (6.58)$$

donde los coeficientes están en función del régimen de flujo. Ver tabla-(6.2).

En el caso de flujo transitorio, el cálculo del colgamiento real se obtiene de la siguiente manera:

$$y_L(\alpha) = A y_L(0)(\text{segregado}) + y_L(\alpha)(\text{intermitente}) \quad (6.59)$$

donde:

$$A = \frac{L_3 - N_{FR}}{L_3 - L_2} \quad (6.60)$$

y

$$B_1 = 1 - A \quad (6.61)$$

El colgamiento sin resbalamiento (λ) se obtiene de la Ec. (5.9)

TABLA 6.2 CONSTANTES DE LOS PATRONES DE FLUJO			
	a	b	c
SEGREGADO	0.98	0.4846	0.0868
INTERMITENTE	0.845	0.5351	0.0173
DISTRIBUIDO	1.065	0.5824	0.0609

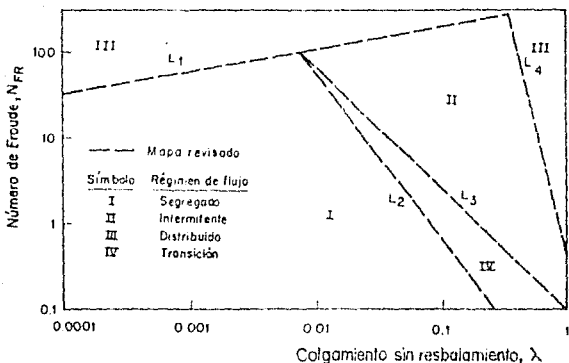


Fig 6.9- Mapa de patrones de flujo de Beggs y Brill.

6.5.2 Procedimiento de Cálculo

5. Calcular el N_{FR} , λ y los parámetros de correlación L_1 , L_2 , L_3 y L_4 , y determine el patrón de flujo de la Fig. 6.9 de la tabla 6.1.
6. Calcular el colgamiento real del líquido con la Ec. (6.59). Para flujo -- transitorio obtenerlo de la Ec. (6.59)
7. Determinar el valor de E_R con la Ec. (6.45). Si se consideran despreciables las pérdidas de presión por aceleración haga $E_R=0$
8. Con las Ecs. (6.48) a (6.52) determinar (\dot{t}_{tp}/fn) y fn .
9. Calcular f_{tp} de la Ec. (6.47)
10. Obtener $(\Delta p/\Delta L)$ aplicando la Ec. (6.44) y con este valor determinar la $-\Delta L$ correspondiente a Δp supuesta.

Ejemplo 6.3.- Aplicando el método de Beggs y Brill, calcular el valor de la ΔL correspondiente a un decremento de presión $\Delta p = 50 \text{ lb/pg}^2$ para las mismas condiciones del ejemplo 6.1.

(1) $p_1 = 300 \text{ lb/pg}^2$

(2) $\bar{p} = p_1 - \Delta p/2 = 300 - 50/2 = 275 \text{ lb/pg}^2$

(3) Del ejemplo anterior se tiene:

$R_s = 270.76$ pies 3/bl

$Y_{gd} = 0.9156$

$B_o = 1.1125$ bl/bl

Esta correlación al igual que otra cualquiera, justifica su aplicación en la misma medida en que sus resultados se apeguen a los medidos en condiciones de operación en el campo.

La expresión general para el cálculo del gradiente de presión es:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = 0.0012939 \frac{f_{tp} \rho_m v_m'}{d} + \frac{1}{4633 \Delta L} \Delta \left[\frac{\rho_g v_{sg}^2}{1 - y_L(0)} + \frac{\rho_L v_{sl}^2}{y_L(0)} \right] \Delta p \quad (6.62)$$

donde:

$$E_K = \frac{\rho_L \lambda^2}{y_L(0)} + \frac{\rho_g (1 - \lambda)^2}{1 - y_L(0)} \quad (6.63)$$

definiendo a E_K

$$E_K = \frac{1}{4633} \Delta \left(\frac{\rho_g v_{sg}^2}{1 - y_L(0)} + \frac{\rho_L v_{sl}^2}{y_L(0)} \right) \quad (6.64)$$

La Ec. (6.57) se reduce a:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \frac{0.0012939 f_{tp} \rho_m' v_m'^2}{d (1 - E_K)} \quad (6.65)$$

6.6.2 Procedimiento de Cálculo.

De igual forma que en los métodos precedentes los pasos modificados, del 5 - al 8, son:

5.- Calcular el colgamiento, $y_L(0)$, de la siguiente manera:

- a) Obtener la viscosidad de la mezcla μ_m con la Ec.(5.33).
- b) Suponer un valor del colgamiento del líquido $y_{LS}(0)$.
- c) Determinar el valor de la densidad de la mezcla ρ_m' con la Ec.(6.63)
- d) Obtener el N_{Re} de la Ec. (6.49).
- e) Resolver la Ec.(6.70) para obtener un $y_{LC}(0)$. Si $|y_{LC}(0) - y_{LS}(0)| \leq 0.001$, calcular un nuevo valor de ρ_m' y N_{Re} y continuar el paso 6. En caso contrario, hacer $y_{LS}(0) = y_{LC}(0)$ y repetir el procedimiento desde el inciso c.

(4) $W_m = 25.3358$

En la tabla siguiente se muestran los resultados de los pasos 5 a 10

<u>PASO</u>	<u>ECUACIONES</u>	<u>PARAMETRO</u>	<u>RESULTADO</u>	<u>OBSERVACIONES</u>
(5)	(6.53)	N_{FR}	4.2578	
	(5.9)	λ	0.1747	
	(6.54)	L_1	186.578	
	(6.55)	L_2	0.06864	
	(6.56)	L_3	1.2586	
	(6.57)	L_4	63738.3	
(6)	(6.58)	$\dot{y}_L(0)$	0.3239	FLUJO INTERMITENTE
	(6.52)	x	1.6652	
	(6.51)	S	0.3792	
(8)	(6.50)	$\left(\frac{f_{tp}}{f_h}\right)$	1.4611	
	(6.49)	N_{Re}	143947.96	$v_m = 10.5379$ pies/seg $\mu_{ns} = 0.6168$ cp
	(6.48)	f_n	0.01671	
(9)	(6.47)	f_{tp}	0.02441	
(10)	(6.46)	$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)$	0.00663 lb/pg ² /pie	$F_K = 0$
		ΔL	7546.9 pies	

6.6 CORRELACION DE DUKLER^{6,11}

6.6.1 Introducción

Este método involucra el cálculo del colgamiento del líquido aún y cuando las pérdidas de presión por aceleración se consideren despreciables.

En su correlación, Dukler desarrolla un procedimiento para obtener un factor de fricción normalizado para las dos fases y el colgamiento real del líquido Figs. 6.10 y 6.11. Sin embargo se emplearán, a menos que se indique lo contrario, las ecuaciones ajustadas a tales gráficas para la obtención del factor de fricción y el colgamiento real del líquido.

6.- Si las pérdidas de presión por aceleración se consideran despreciables hacer $E_K = 0$ y continuar el paso 8. De otra forma obtener el valor de E_K de la Ec.(6.64) en cuyo caso es necesario obtener los valores de ρ_g , ρ_L , v_{sg} , v_{sl} y $y_L(0)$ a p_1 y p_2 respectivamente.

7.- Obtener f_n y f_{tp}/f_n a partir de las siguientes ecuaciones:

$$f_n = 0.0056 + 0.5 N_{Re}^{-0.32} \quad (6.66)$$

y:

$$\frac{f_{tp}}{f_n} = 1.076587 - 2.182034 x - 0.937941x^2 - 0.101785x^3 \quad (6.67)$$

donde:

$$x = \log(\lambda) \quad (6.68)$$

finalmente, obtener f_{tp} de la siguiente expresión:

$$f_{tp} = \frac{f_{tp}}{f_n} f_n \quad (6.69)$$

8.- El colgamiento $y_L(0)$ se puede obtener de la Fig. 6.11, o bien, de las siguientes ecuaciones:

para $0.01 \leq \lambda \leq 1.0$

$$y_L(0) = b_0 + b_1 x + b_2 x^2 + b_3 x^3 + b_4 x^4 \quad (6.70)$$

donde:

$$x = 10\lambda - 2.107 \quad (6.71)$$

$$b_0 = 0.469609 - 0.138040Z - 0.027481Z^2 + 0.003537Z^3 - 0.024212Z^4 + 0.01097Z^5 + 0.027187Z^6 - 0.019885Z^7 - 0.004693Z^8 + 0.004295Z^9 \quad (6.72)$$

$$b_1 = 0.106343 + 0.001065Z - 0.00349Z^2 - 0.002214Z^3 + 0.002365Z^4 + 0.000567Z^5 - 0.000726Z^6 + 0.000127Z^7 \quad (6.73)$$

$$b_2 = -0.015214 + 0.004208Z + 0.006524Z^2 + 0.000246Z^3 - 0.00127Z^4 - 0.00028Z^5 + 0.000105Z^6 \quad (6.74)$$

$$b_3 = 0.001994 + 0.000064Z - 0.000572Z^2 - 0.000027Z^3 \quad (6.75)$$

$$b_4 = -0.000144 + 0.000016Z + 0.000083Z^2 - 0.000133Z^3 + 0.000043Z^4 - 0.000042Z^5 - 0.000028Z^6 + 0.000106Z^7 + 0.000032Z^8 - 0.000022Z^9 \quad (6.76)$$

donde:

$$Z = \log (N_{Re}) - 4.0176 \quad (6.77)$$

para $0.001 \leq \lambda \leq 0.01$

$$y_L(\lambda) = b_0 + b_1 \lambda \quad (6.78)$$

para $0.006 \leq \lambda \leq 0.01$

$$b_0 = 0.746444 + 0.402593x - 0.459559x^2 + 0.112758x^3 - 0.008571x^4 \quad (6.79)$$

$$b_1 = 0.037791 + 0.091513x + 0.205683x^2 + 0.390756x^3 + 0.47075x^4 - 0.230195x^5 + 0.023875x^6 \quad (6.80)$$

para $0.003 \leq \lambda < 0.006$

$$b_0 = 0.0800301 + 0.386447x - 0.524572x^2 + 0.140726x^3 - 0.011543x^4 \quad (6.81)$$

$$b_1 = 0.110852 + 0.254436x + 0.54049x^2 + 0.966715x^3 + 0.80144x^4 - 0.594425x^5 + 0.067371x^6 \quad (6.82)$$

para $0.0017 \leq \lambda < 0.003$

$$b_0 = 0.844299 + 0.363485x - 0.575184x^2 + 0.165097x^3 - 0.014327x^4 \quad (6.83)$$

$$b_1 = 5.37305 + 11.209496x + 13.672301x^2 - 6.758896x^3 + 0.71421x^4 \quad (6.84)$$

para $0.001 \leq \lambda < 0.0017$

$$b_0 = 0.691545 + 0.260211x - 0.494243x^2 + 0.155236x^3 - 0.014659x^4 \quad (6.85)$$

$$b_1 = 107.430534 + 62.558994x - 36.118309x^2 + 1.293692x^3 + 0.581947x^4 \quad (6.86)$$

La variable independiente de las coeficientes b_0 y b_1 para el intervalo $0.001 \leq \lambda < 0.01$ es equivalente al logaritmo del N_{Re} , esto es:

$$x = \log (N_{Re}) \quad (6.87)$$

Ejemplo 6.4.- Empleando el método de Dukler; calcular el valor de la ΔL correspondiente a un decremento de presión de 50 lb/pg², con los mismos datos del ejemplo 6.1.

Solución:

En la siguiente tabla se muestran los resultados de la aplicación del método.

PASO	ECUACION	PARAMETROS	RESULTADO	OBSERVACIONES
5	(5.33)	μ_{ns}	0.6168	
		$y_L(o)$	0.2500	Valor supuesto
	(6.63)	ρ'_n	8.9025	
	(6.49)	N_{Re}	113160.0	$v_m = 10.5379$ pies/seg
	(6.70)	$y_L(o)$	0.2548	Valor calculado
	(6.63)	ρ'_m	8.8032	
	(6.49)	N_{Re}	111898.23	
	(6.70)	$y_L(o)$	0.2558	Valor calculado
	(6.63)	ρ'_m	8.7831	
	(6.49)	N_{Re}	111642.74	
	(6.70)	$y_L(o)$	0.2560	Valor calculado
	(6.63)	ρ'_m	8.7791	
	(6.49)	N_{Re}	111591.89	
	(6.70)	$y_L(o)$	0.2560	Valor calculado
	6,7	(6.66)	f_n	0.01773
(6.67)		$\frac{f_{tp}}{f_n}$	2.2357	
(6.69)		f_{tp}	0.03964	
8	(6.65)	$(\Delta_p/\Delta L)$	0.008334	
		ΔL	5999.52	pies

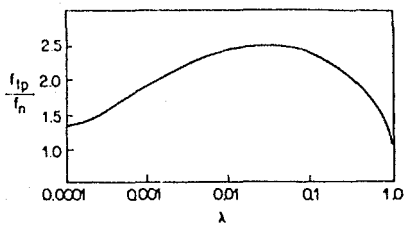


Fig.6.10 Factor de fricción para dos fases.⁶

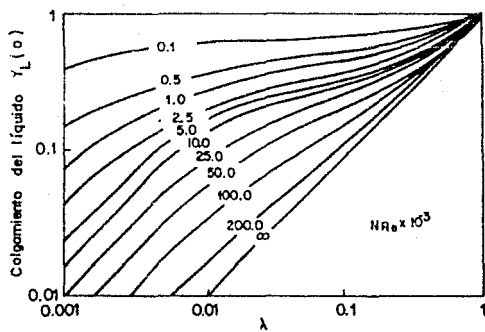


Fig.6.11 Colgamiento en tuberías horizontales.¹²

REFERENCIAS

1. Lozano, V.E.: "Apuntes de Medición y Transporte de Hidrocarburos". Facultad de Ingeniería, UNAM.
2. Eliseo, S.G.: "Teoría y Ecuaciones para Optimizar las Terminaciones y Reparaciones en Pozos Productores". Tesis UNAM (1987).
3. Bertuzzi, A.F.; Tek, M.R. y Poettman, F.H.: "Simultaneous Flow of Liquid and Gas -- Through Horizontal Pipe". Trans AIME(1956).
4. Eaton, B.A. et al.: "The Prediction of Flow Patterns, Liquid Holdup and Pressure Losses During Two-Phase in Horizontal Pipelines". J.P.T., Junio, 1967.
5. Beggs, H.D. and Brill, J.P.: "A Study of Two-phase Flow in Inclined Pipes". Trans. AIME(1973).
6. Duckler, A.E.; Wicks and Cleveland, R.G.: "Frictional Pressure Drop in Two-Phase Flow (A) Comparison of Existing Correlation for Pressure Loss and Holdup (B) An Approach Through Similarity Analysis". AIChE, Journal, pp. 38-51, Enero, 1964.
7. Garaicochea, P.F.: "Apuntes de Transporte de Hidrocarburos". Facultad de Ingeniería UNAM (1983).
8. Beal, C.: "Viscosity of Air, Water, Natural Gas, Crude Oil and its Associated Gases at Oil Field Temperatures and Pressures". Trans., AIME, 165, pp.94-115 (1946).
9. Minami, K. and Brill, I.P.: "Liquid Holdup in Wet-Gas Pipelines". SPE Production Engineering, pp. 36-44, Febrero, 1987.
10. Limón, T.: "Cálculos de Flujo en Tubos -- Mediante Calculadoras Programables de Bolsillo". Subgerencia de Ingeniería de Pozos Abril, 1980.
11. Hemeida, A.M.: "Program Calculates pressure Gradient in Two-Phase Flow". OGJ, ---- 36-38, Noviembre 9, 1987.
12. Baker, O., et al.: "Gas-Liquid Flow in Pipelines II, Design Manual. AGA and API Monograph, Project IX-28. Octubre 1970.

CAPITULO VII

7. FLUJO MULTIFASICO VERTICAL

7.1 INTRODUCCION

7.2 COMPORTAMIENTO CUALITATIVO EN TUBERIAS VERTICALES

7.3 CRITERIOS EN EL DESARROLLO DE LAS CORRELACIONES

7.4 METODO DE POETTMANN y CARPENTER

7.4.1 Introducción

7.4.2 Procedimiento de Cálculo

7.4.3 Obtención del Gasto Optimo

7.5 METODO DE ORKISZEWSKI

7.5.1 Introducción

7.5.2 Régimen de Burbuja

7.5.3 Régimen de Bache

7.5.4 Régimen Transitorio Bache-Niebla

7.5.5 Régimen de Niebla

7.5.6 Procedimiento de Cálculo

7.6 METODO DE BEGGS y BRILL

7.6.1 Introducción

7.6.2 Procedimiento de Cálculo

7.7 METODO COMBINADO

7.7.1 Introducción

7.7.2 Modificaciones al Método Original

7.8 METODO GRAFICO DE GILBERT

7.9 FLUJO POR CONDUCTOS ANULARES

7.10 SELECCION Y AJUSTE DEL METODO DE CALCULO

7.11 FLUJO EN BACHES

7.12 EJEMPLOS

REFERENCIAS

7. FLUJO MULTIFASICO VERTICAL

7.1 INTRODUCCION

Al pasar los fluidos del yacimiento a través de la tubería de producción, se consume la mayor parte de la presión disponible para llevarlos del yacimiento a las baterías de separación, como se puede ver en la Tabla 1, por lo que es de suma importancia realizar una evaluación precisa de la distribución de la presión a lo largo de dichas tuberías. Al hacerlo conjuntamente con un análisis integral del sistema de producción, es posible:

- Diseñar las tuberías de producción y líneas de descarga.
- Proyectar aparejos de producción artificial (neumático, mecánico, eléctrico).
- Obtener la presión de fondo fluyendo, sin intervenir los pozos.
- Calcular el efecto de los estranguladores sobre el gasto.
- Determinar la vida fluyente de los pozos.
- Corroborar los datos obtenidos con las correlaciones para su ajuste.

TABLA 1. DISTRIBUCION DE PERDIDAS DE PRESION EN FLUJO DE ACEITE¹

J	q _o (bl/dfa)	% DE PERDIDA		
		Yacmto.	T.P.	L.D.
2.5	2700	36	59	5
5.0	3700	25	69	6
10.0	4500	15	78	7
15.0	4800	11	81	8

CARACTERISTICAS DEL POZO

$$\begin{aligned}
 D &= 10\ 000 \text{ pies} \\
 R &= 750 \text{ pies}^3/\text{bl}_o \\
 p_{th} &= 100 \text{ lb/pg}^2 \\
 p_{ws} &= 3\ 000 \text{ lb/pg}^2 \\
 d_{tp} &= 3.5 \text{ pg}
 \end{aligned}$$

Cuando el flujo es vertical las caídas de presión por aceleración son muy pequeñas por lo que el gradiente de presión debido a la misma generalmente se desprecia, quedando la Ec. (2.9) de la forma siguiente:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_T = \left(\frac{dP}{dL}\right)_e + \left(\frac{dP}{dL}\right)_f \quad (7.1)$$

Si se realiza una gráfica de las caídas de presión por T.P. contra el gasto de líquido, considerando el diámetro de la tubería y el gasto de gas constantes, se obtendrá una curva semejante a la representada en la Fig. 7.1. En esta curva se observa que las caídas de presión disminuyen al aumentar el gasto de líquido hasta un punto mínimo a partir del cual aumentan considerablemente. Lo anterior se debe a que a altos gastos de líquido, la proporción de gas es pequeña y las caídas de presión se deben a efectos de elevación principalmente. Conforme disminuye el gasto de líquido, la proporción de gas aumenta y la densidad de la mezcla disminuye, por lo que las caídas de presión debidas a efectos de elevación van disminuyendo hasta un valor mínimo. Después de este valor, y debido a que la proporción de gas va aumentando, y el gasto de líquido va disminuyendo, la velocidad del gas va aumentando mientras que la velocidad del líquido va disminuyendo, provocando que las pérdidas de presión se deban principalmente a la fricción de la fase gaseosa en la mezcla, hasta que la capacidad de arrastre del gas disminuya provocando que la densidad de la mezcla aumente y se presente un flujo inestable (cabeceo).

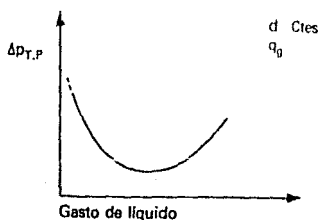


Fig. 7.1 Representación cualitativa de las caídas de presión por T.P. con la variación del gasto de líquido.

Si ahora se hace una gráfica de las caídas de presión por T.P. contra el diámetro de la tubería, manteniendo los gastos de gas y líquido constantes, la curva resultante será muy parecida a la representada en la Fig. 7.2. Obsérvese que conforme va aumentando el diámetro de la tubería las caídas de presión van disminuyendo hasta un valor mínimo, después del cual se incrementan notablemente. Aquí, para diámetros grandes de T.P. la velocidad del líquido con respecto a la velocidad del gas es menor, por lo que el resbalamiento entre las fases y el consecuente colgamiento del líquido provocan las mayores pérdidas de presión. Al ir disminuyendo el diámetro de la tubería, los efectos anteriores se van reduciendo hasta que, para diámetros pequeños, la velocidad del líquido va aumentando al igual que la velocidad del gas, sólo que ésta lo hace en menor proporción que aquélla, debido a la compresibilidad del gas. En esta etapa las pérdidas de presión se deben principalmente a la fricción.

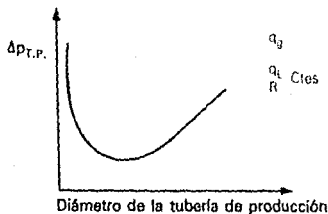


Fig. 7.2 Representación cualitativa de las caídas de presión por T.P. con la variación del diámetro.

Los signos de cada término correspondientes a las caídas de presión por aceleración y por fricción, dependerán de si el flujo es ascendente o descendente y de la presión conocida al inicio de la aplicación de alguno de los métodos, esto es, de la presión de entrada o de descarga de la tubería. Si el flujo es ascendente y la presión conocida es la presión de entrada, los términos de caídas de presión por elevación y por fricción se restan a la presión inicial.

Si el flujo es ascendente y la presión conocida es la presión de descarga, ambos términos se suman a la presión inicial. Cuando el flujo es descendente y la presión dato es la presión de entrada, el término por elevación se suma y el de fricción se resta. Finalmente, si el flujo es descendente y la presión dato es la de descarga, el término por elevación se resta y el de fricción se suma. En la Tabla 2 aparecen las relaciones anteriores.

TABLA 2. RELACION DE LOS SIGNOS, ASOCIADOS A CADA TERMINO DE CAIDAS DE PRESION, CON EL TIPO DE FLUJO Y LA PRESION CONOCIDA

TIPO DE FLUJO	PRESION CONOCIDA	SIGNO Δp_e	SIGNO Δp_f
ASCENDENTE	PRESION DE ENTRADA	-	-
	PRESION DE DESCARGA	+	+
DESCENDENTE	PRESION DE ENTRADA	+	-
	PRESION DE DESCARGA	-	+

La relación gas-líquido a condiciones de flujo no se puede determinar a partir de condiciones en la entrada de la tubería. Esto se debe al fenómeno de resbalamiento, el cual quedó explicado en el punto 5.1.2. Para determinar el valor de dicha relación se utilizan correlaciones desarrolladas experimentalmente en base a la distribución de las fases en el flujo.

7.3 CRITERIOS EN EL DESARROLLO DE LAS CORRELACIONES

Las diversas correlaciones existentes para el cálculo de distribuciones de presión con flujo multifásico en tuberías, pueden clasificarse en tres grupos en base al criterio utilizado en su desarrollo:

- GRUPO I.- No se considera resbalamiento entre las fases. La densidad de la mezcla se obtiene en función de las propiedades de los fluidos, corregidas por presión y temperatura. Las pérdidas por fricción y los efectos del colgamiento se expresan por medio de un factor de fricción correlacionado empíricamente. No se distinguen patrones de flujo. En este grupo están incluidos los métodos de Poettmann y Carpenter², Fancker y Brown³ y Baxendell y Thomas⁴.
- GRUPO II.- No se toma en cuenta el resbalamiento entre las fases. La densidad de la mezcla se calcula utilizando el efecto del colgamiento. El factor de fricción se correlaciona con las propiedades combinadas del gas y el líquido. No se distinguen regímenes de flujo. Un ejemplo de este grupo lo constituye el método de Hagedorn y Brown⁵.
- GRUPO III.- Se considera resbalamiento entre las fases. La densidad de la mezcla se calcula utilizando el efecto del colgamiento. El factor de fricción se correlaciona con las propiedades del fluido en la fase continua. Se distinguen diferentes patrones de flujo. Las principales correlaciones que caen dentro de este grupo son las de Duns y Ros¹, Orkiszewski⁶, Aziz⁷, Beggs y Brill⁸, Chierici⁹, Gould y Tek¹⁰, etc.

En esta publicación sólo se verán los métodos de Poettmann y Carpenter, Orkiszewski, Beggs y Brill y el método gráfico de Gilbert.

7.4 METODO DE POETTMANN Y CARPENTER²

7.4.1 Introducción

Poettmann y Carpenter publicaron en 1952 un procedimiento analítico para determinar las caídas de presión en tuberías verticales con flujo multifásico. Su ecuación principal fue desarrollada a partir de un balance de energía entre dos puntos dentro de la tubería de producción. Esta ecuación es:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \frac{1}{144} \left(\rho_{hs} + \frac{f_{tp} (q_o M)^2}{2.979 \times 10^5 \rho_{hs} d^5} \right) \quad (7.2)$$

El factor de fricción se determinó aplicando la ecuación anterior y datos medidos de presiones de fondo en 49 pozos fluentes y con sistema de bombeo neumático. Los valores de f_{tp} así obtenidos se correlacionan con el numerador del número de Reynolds, que expresado en unidades prácticas queda:

$$d v \rho_{hs} = 1.77 \times 10^{-4} \frac{q_o M}{d} \quad (7.3)$$

Baxendell y Thomas⁴ ampliaron los estudios anteriores para ser aplicables a pozos con altos gastos y flujo por el espacio anular. En la Fig. 7.3 se muestran los resultados de ambas correlaciones.

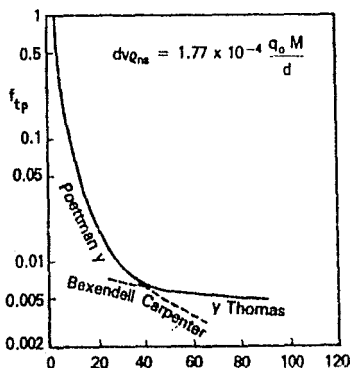


Fig. 7.3 Correlaciones para determinar f_{tp}

La siguiente ecuación puede emplearse para obtener el valor de f_{tp} :

$$f_{tp} = 5.415 \times 10^{-7} - 5.723 \times 10^{-4} a + 1.848 \times 10^{-4} a^2 + 3.5843 \times 10^{-6} a^3 \quad (7.4)$$

donde:

$$a = \frac{dx \times 10^6}{q_0 M} \quad (7.5)$$

7.4.2 Procedimiento de Cálculo

1. A partir de una p y L dadas (éstas pueden ser condiciones en la cabeza o en el fondo del pozo), fijar una Δp y obtener:

$$p_2 = p_1 + \Delta p \quad \text{y} \quad \bar{p} = p_1 + \frac{\Delta p}{2}$$

2. Calcular para las condiciones medias del intervalo (\bar{p} y \bar{T}), las propiedades de los fluidos.
3. Para las mismas condiciones medias anteriores, determinar el valor de ρ_{ns} con la Ec. (5.15) ó (5.26).
4. Determinar el valor de dv_{ns} con la Ec. (7.3) y obtener f_{tp} con la Fig. 7.3 o con la Ec. (7.4).
5. Aplicar la Ec. (7.2) y determinar ΔL .
6. Repetir el procedimiento hasta completar la profundidad total del pozo.

En la Fig. 7.4 se muestra el diagrama de flujo del procedimiento descrito.

7.4.3 Obtención del Gasto Óptimo (q_{op})

Como se observó en el punto 7.2 de este capítulo, existe un gasto para el cual las caídas de presión son mínimas. Este gasto ha sido definido como gasto óptimo o gasto límite, y como diámetro óptimo al diámetro correspondiente.

El gasto óptimo puede obtenerse aplicando la correlación de Poettmann y Carpenter-Baxendell y Thomas, de la siguiente manera:

sustituyendo (7.5) y (7.4) en (7.2), derivando con respecto a $q_0 M$ e igualando a cero, se tiene:

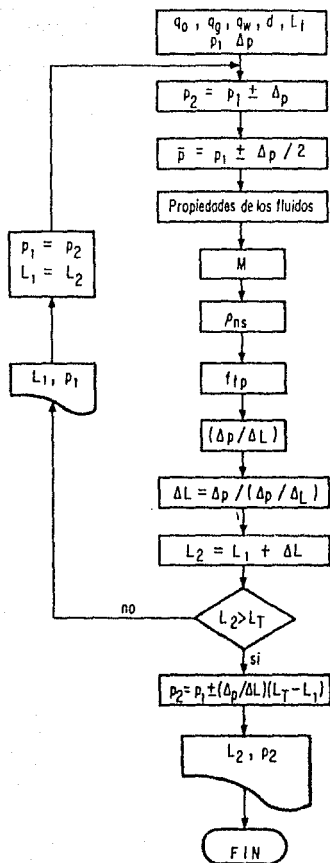


Fig 7.4 Diagrama de flujo simplificado del método de Poettmann y Carpenter

$$\frac{d(\Delta p/\Delta h)}{d(q_{op}M)} = \frac{1}{428.976 \times 10^5 d^5 \rho_{ns}} \left[10.83 \times 10^{-3} q_{op}^M - 5.723 \times 10^2 d - \frac{3.5843 \times 10^{12} d^3}{(q_{op}M)^2} \right] = 0 \quad (7.6)$$

La cual puede adoptar la forma siguiente:

$$(q_{op}M)^3 - 5.2844 \times 10^4 d (q_{op}M)^2 - 3.3096 \times 10^{12} d^3 = 0 \quad (7.7)$$

para:	d = 1 pg ,	q _o M = 91970 lb _m /día
	d = 2 pg ,	q _o M = 183942 "
	d = 3 pg ,	q _o M = 275913 "
	d = 4 pg ,	q _o M = 367883 "
	d = 6 pg ,	q _o M = 551825 "

Los valores anteriores constituyen una recta, cuya ecuación es:

$$q_{op}M = 91970 d \quad (7.8)$$

Resolviendo la ecuación anterior para q_{op} y sustituyendo a M por la Ec. (5.21), se tiene:

$$q_{op} = 91970d / (350.5(\gamma_o + \gamma_w WOR) + 0.0764 R\gamma_g) \quad (7.9)$$

La expresión anterior proporciona una manera sencilla y aproximada para diagnosticar si el gasto y el diámetro de la tubería son apropiados y si se requiere modificar el diámetro de una tubería. Este procedimiento es aplicable cuando se ha determinado que el método de Poettmann y Carpenter permite reproducir con suficiente aproximación la distribución de presiones en la tubería.

7.5 METODO DE ORKISZEWSKI⁶

7.5.1 Introducción

Para establecer y evaluar su modelo, Orkiszewski analizó 13 métodos publicados y los aplicó para predecir caídas de presión en pozos con condiciones muy diferentes a las supuestas en el desarrollo de los mismos. Orkiszewski observó que los mejores resultados, bajo ciertas condiciones de flujo, se obtenían con los métodos de Griffith y Wallis y Duns y Ros, por lo que tomó estas correlaciones como base para desarrollar su método, combinándolas para los diferentes patrones de flujo considerados como aparece en la Tabla 3.

Con su aplicación se obtuvo una precisión del orden del 10%, cuando los valores predichos se compararon contra datos de mediciones de caídas de presión de 148 pozos. El autor establece que la diferencia en velocidad y la geometría de las dos fases tienen una influencia considerable en las caídas de presión. En este método, la densidad de la mezcla se determina mediante el colgamiento, considerando en ella el resbalamiento entre las fases. El factor de fricción se correlaciona con las propiedades del fluido en la fase continua. Estos factores proporcionan la base para analizar el flujo bifásico en los diferentes patrones de flujo.

TABLA 3. CORRELACIONES UTILIZADAS PARA LOS DIFERENTES PATRONES DE FLUJO CONSIDERADOS POR ORKISZESKI

CORRELACION	PATRON DE FLUJO
GRIFFITH y WALLIS	BURBUJA
GRIFFITH y WALLIS	BACHE (TERMINO DE DENSIDAD)
ORKISZEWSKI	BACHE (TERMINO DE FRICCIÓN)
DUNS y ROS	TRANSICION BACHE-NIEBLA
DUNS y ROS	NIEBLA ANULAR

A continuación se indica como se definen los regímenes de flujo y como se calculan los gradientes de presión correspondientes a cada uno de ellos.

7.5.2 Régimen de Burbuja

Se presenta cuando $\frac{v_{sg}}{v_m} < L_B$

$$\text{donde } L_B = 1.091 - (2.6616 \frac{v_m^2}{d}) \quad (7.10)$$

$$L_B \geq 0.13$$

El gradiente por elevación se obtiene de la siguiente manera:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_e = \frac{1}{144} (\rho_L y_L + \rho_g (1-y_L)) \quad (7.11)$$

$$y_L = 1 - \frac{C_1 - C_2}{2} \quad (7.12)$$

$$C_2 = (C_1^2 - \frac{4}{0.8} v_{sg})^{0.5} \quad (7.13)$$

$$C_1 = 1 + \frac{v_{sg}}{0.8} \quad (7.14)$$

El gradiente por fricción se obtiene con la ecuación de Darcy Weisbach, utilizando un proceso iterativo para hallar el factor de fricción aplicando las Ecs. (2.14), (2.15) y (2.17), según sea el valor de N_{Re} :

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_f = \frac{1}{144} \left(\frac{12f_1 v^2}{64.4 d}\right) \quad (7.15)$$

7.5.3 Régimen de Bache

Se presenta si: $\frac{v_{sg}}{v_m} > L_B$ y $N_{gv} < L_S$

$$\text{donde } L_S = 50 + 36 N_{LV} \quad (7.16)$$

El gradiente por elevación se obtiene de acuerdo al procedimiento delineado por Griffith y Wallis:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_e = \frac{1}{144} \left(\frac{C_3}{v_m + v_b} + \rho_L \delta\right) \quad (7.17)$$

$$C_3 = \rho_L (v_{sL} + v_b) + \rho_g v_{sg} \quad (7.18)$$

El término δ se conoce como el coeficiente de distribución del líquido, el cual considera los siguientes fenómenos físicos:

1. El líquido está distribuido en tres espacios: el bache, la película alrededor de la burbuja de gas y dentro de la misma como gotas atrapadas. Un cambio en su distribución cambiará las pérdidas netas por fricción.
2. Las pérdidas por fricción están constituidas esencialmente por dos componentes, una corresponde al bache del líquido y la otra a la película del mismo.
3. La velocidad de elevación de la burbuja se aproxima a cero conforme el flujo tiende al tipo burbuja.

El coeficiente de distribución de líquido (δ) se calcula como se indica en la Tabla 4.

TABLA 4. RELACION DE LA ECUACION A APLICAR, CON LA VELOCIDAD DE LA MEZCLA Y LA FASE CONTINUA

FASE CONTINUA	v_m	APLICAR LA ECUACION
Agua $f_w > 0.75$	<10	(7.19)
	>10	(7.20)
Aceite $f_o > 0.25$	<10	(7.21)
	>10	(7.22)

$$\delta = -0.681 + 0.013 \left(\frac{d}{12}\right)^{-1.380} \log \mu_L + 0.232 \log v_m - 0.428 \log \left(\frac{d}{12}\right) \quad (7.19)$$

$$\delta = -0.709 + 0.0451 \left(\frac{d}{12}\right)^{-0.799} \log \mu_L - 0.162 \log v_m - 0.888 \log \left(\frac{d}{12}\right) \quad (7.20)$$

$$\delta = -0.284 + 0.0127 \left(\frac{d}{12}\right)^{-1.415} \log (\mu_L + 1) + 0.167 \log v_m + 0.113 \log \left(\frac{d}{12}\right) \quad (7.21)$$

$$\delta = 0.161 + 0.0274 \left(\frac{d}{12}\right)^{-1.317} \log (\mu_L + 1) - (0.397 + 0.01 \left(\frac{d}{12}\right)^{-1.571} \log (\mu_L + 1) + 0.631 \log \left(\frac{d}{12}\right)) \log v_m + 0.569 \log \left(\frac{d}{12}\right) \quad (7.22)$$

El valor δ debe estar dentro de los límites siguientes:

para $v_m < 10$

$$\delta \geq -0.064 v_m$$

para $v_m > 10$

$$\delta \geq - \frac{v_b}{v_m + v_b} \left(1 - \frac{\bar{n}_m}{\rho_L}\right)$$

El valor de v_b se determina por ensaye y error, con las ecuaciones siguientes:

$$N_{ReL} = \frac{d v_m \rho_L}{8.0645 \times 10^{-3} \mu_L} \quad (7.23)$$

$$N_{Reb} = \frac{d v_{bs} \rho_L}{8.0645 \times 10^{-3} \mu_L} \quad (7.24)$$

si $N_{ReL} > 6000$:

$$\bullet N_{Reb} < 3000$$

$$v_{bc} = (8.74 \times 10^{-6} N_{ReL} + 0.546) \left(\frac{32.174}{12} d \right)^{0.5} \quad (7.25)$$

$$\bullet 3000 \leq N_{Reb} \leq 8000$$

$$v_{bc} = 0.5 \left((\alpha^2 + k_v)^{0.5} + \alpha \right) \quad (7.26)$$

$$\alpha = (8.74 \times 10^{-6} N_{ReL} + 0.251) \left(\frac{32.174}{12} d \right)^{0.5} \quad (7.27)$$

$$k_v = 13.59 \frac{\mu_L}{\rho \left(\frac{d}{12} \right)^{0.5}} \quad (7.28)$$

$$\bullet N_{Reb} > 8000$$

$$v_{bc} = (8.74 \times 10^{-6} N_{ReL} + 0.350) \left(\frac{32.174}{12} d \right)^{0.5} \quad (7.29)$$

si $N_{ReL} \leq 6000$ y $N_{Reb} \leq 32.5$:

$$v_{bc} = C_1 C_2 \left(\frac{32.174}{12} d \right)^{0.5} \quad (7.30)$$

$$C_2 = 1.36 + C_3 + C_e C_3 + C_7 C_3^2 \quad (7.31)$$

$$C_3 = 0.0413 - 0.0112204 + 0.012 C_4^2 - 0.0011 C_4^3 - 0.001118 C_4^4 \quad (7.32)$$

$$C_5 = -0.220623 - 0.03408C_4 + 9.549999 \times 10^{-5} C_4^2 - 8.283001 \times 10^{-3} C_4^3 + 0.002645C_4^4 \quad (7.33)$$

$$C_4 = (N_{Reb} - 5500)/1000 \quad (7.34)$$

$$C_3 = (N_{ReL} - 3000)/1000 \quad (7.35)$$

$$C_1 = 0.013805 + 0.4246C_3 - 0.1753C_3^2 + 0.02363C_3^3 \quad (7.36)$$

$$C_2 = N_{Reb}/10 \quad (7.37)$$

si $N_{ReL} \leq 6000$ y $N_{Reb} > 32.5$:

$$C_1 = 0.351 \quad (7.38)$$

y se continúa a partir de la Ec. (7.35).

Donde v_{bs} puede suponerse igual a 1.75.

El gradiente por fricción se obtiene con la ecuación:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f = \frac{fv_m^2 \rho_L}{772.8d} \left(\delta + \frac{v_{sL} + v_b}{v_m + v_b}\right) \quad (7.39)$$

en la que f se puede calcular mediante un proceso iterativo, para un número de Reynolds de:

$$N_{Re} = \frac{124 \rho_L d v_m}{\mu_L} \quad (7.40)$$

7.5.4 Régimen Transitorio Bache-Niebla

Para este caso, Orkiszewski adoptó el método de interpolación propuesto por Duns y Ros que consiste en calcular $(\Delta p/\Delta L)_e$ y $(\Delta p/\Delta L)_f$ en las fronteras para flujo bache y flujo niebla, para luego ponderar linealmente cada término respecto al valor de n_{gv} .

La zona de transición está definida por:

$$L_m > n_{gv} > L_s$$

donde

$$L_m = 84 N_{LV}^{0.75} + 75 \quad (7.41)$$

El valor del término por elevación, está dado por:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_e = A \left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_{e \text{ BACHE}} + B \left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_{e \text{ NIEBLA}} \quad (7.42)$$

y el término por fricción, por:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_f = A \left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_{f \text{ BACHE}} + B \left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_{f \text{ NIEBLA}} \quad (7.43)$$

donde A y B se refieren a la ponderación lineal, la cual está dada por:

$$A = \frac{L_m - N_{gv}}{L_m - L_s} \quad (7.44)$$

$$B = \frac{N_{gv} - L_s}{L_m - L_s} \quad (7.45)$$

De acuerdo a las recomendaciones de los autores, se obtiene un valor más adecuado del término por fricción en la región de niebla, si el gasto de gas se obtiene con la siguiente ecuación:

$$q_g = A L_m \left(\frac{\rho L}{g q_L}\right)^{-0.25} \quad (7.46)$$

7.5.5 Régimen de Niebla

Para calcular el gradiente de presión correspondiente a esta región se aplica el método de Duns y Ros.

La región de niebla queda definida para

$$N_{gv} > L_m$$

El gradiente o término por elevación, dado que el líquido va en suspensión dentro de la corriente de gas y no existe diferencia de velocidad entre las fases, se calcula:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_e = \frac{1}{144} \left(\frac{\rho L v_{sL} + f_g v_{sg}}{v_m}\right) \quad (7.47)$$

En el término por fricción, se considera que la mayor parte de las caídas de presión por fricción se deben al flujo de gas por la tubería.

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_f = \frac{f \rho_g v_{sg}^2}{772.8 d} \quad (7.48)$$

El valor de f se obtiene mediante un proceso iterativo, para un número de Reynolds de:

$$N_{Re} = \frac{124 v_{sg} d \rho_g}{\mu_L} \quad (7.49)$$

En este caso la rugosidad relativa se determina a través de una función del número de Weber según los lineamientos establecidos por Duns y Ros, quienes señalan que ϵ/d será significativo cuando su valor esté comprendido entre 1×10^{-2} y 0.5.

Entre estos límites se calcula con las siguientes ecuaciones:

$$N_{\mu} N_w = 0.093 \frac{\rho_g}{\rho_L} \left(\frac{v_{sg} \mu_L}{\sigma_L} \right)^2 \quad (7.50)$$

$$\text{si: } N_{\mu} N_w < 0.005 \quad \epsilon = 0.8988 \frac{\sigma_L}{\rho_g v_{sg}^2 d} \quad (7.51)$$

$$N_{\mu} N_w > 0.005 \quad \epsilon = 4.4556 \frac{\sigma_L (N_{\mu} N_w)^{0.302}}{\rho_g v_{sg}^2 d} \quad (7.52)$$

El término donde se incluyen las caídas de presión por aceleración es:

$$E_K = \frac{v_m \rho_m v_{sg}}{4637 \bar{p}} = \frac{W_m v_{sg}}{4635 \bar{p} A_t} \quad (7.53)$$

Finalmente:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \frac{\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_e + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_f}{1 - E_K} \quad (7.54)$$

7.5.6 Procedimiento de Cálculo

1. A partir de una p y h dadas, fijar una Δp y obtener:

$$p_2 = p_1 + \Delta p \quad \text{y} \quad \bar{p} = p_1 + \frac{\Delta p}{2}$$

2. Determinar las propiedades de los fluidos a las condiciones medias de escurrimiento (\bar{p} y \bar{T}) anteriores.
3. Calcular para \bar{p} y \bar{T} : ρ_L , ρ_g , v_{sg} , v_m , μ_L , μ_g , N_{av} y N_{LW} , v_{sL} con las Ecs. (5.40), (1.10), (5.6), (5.7), (5.8), (5.35), (5.4), y (5.3).

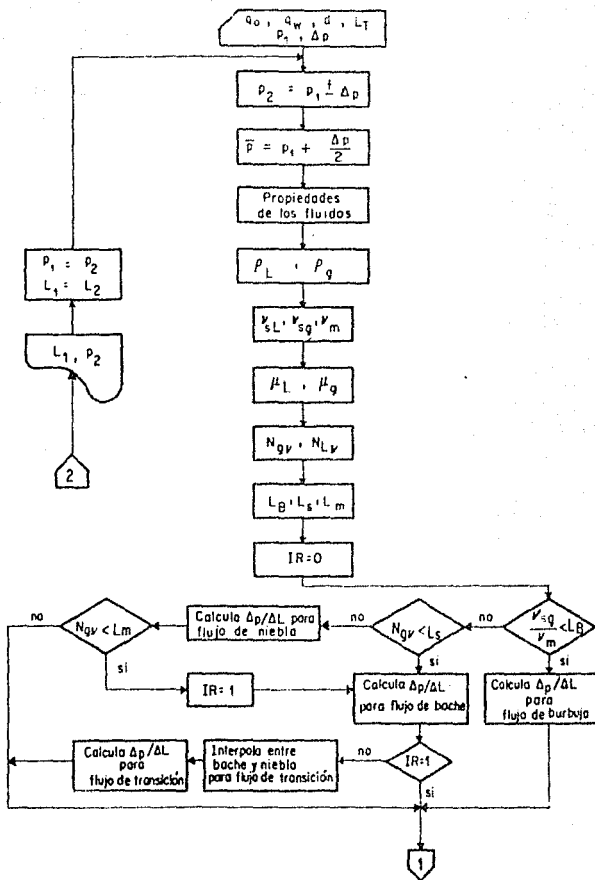


Fig. 7.5 - Diagrama de flujo simplificado del método de Orkiszewski.

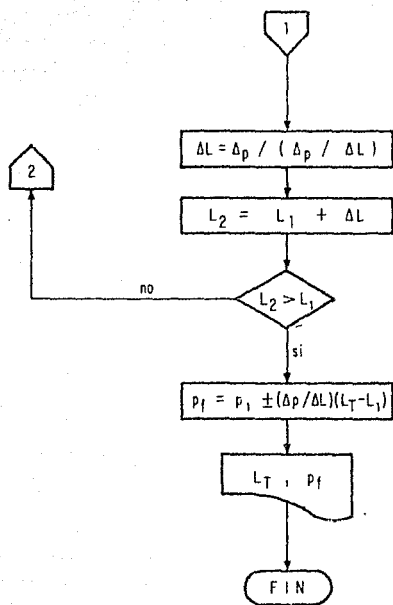


Fig 7.5 (Continuación)

4. Calcular L_B , L_S y L_m , con las Ecs. (5.10), (7.16) y (7.41).
5. Determinar el régimen de flujo (burbuja, bache, niebla, transición).
6. Calcular los gradientes por elevación y por fricción, de acuerdo al régimen de flujo determinado para el intervalo.
7. Aplicar la Ec. (7.1) y determinar ΔL .
8. Repetir el procedimiento hasta completar la profundidad total del pozo.

7.6 METODO DE BEGGS Y BRILL⁹

7.6.1 Introducción

Beggs y Brill establecieron una correlación para calcular la distribución de la presión en tuberías con flujo multifásico, a partir de pruebas de laboratorio. El método es aplicable a flujos horizontal, inclinado y vertical.

Los experimentos se realizaron en tubos transparentes de acrílico. Estos tubos estaban dotados de un mecanismo que permitía variar su posición desde la horizontal hasta la vertical; además se tenían dispositivos para medir gastos, caídas de presión, ángulos de inclinación y el colgamiento. Los fluidos utilizados fueron aire y agua.

No obstante que el método fue desarrollado dentro de rangos limitados (ver referencia), en trabajos posteriores se ha comprobado que permite predecir con bastante exactitud las caídas de presión en tuberías verticales con flujo simultáneo de aceite, gas y agua.

La ecuación general establecida es:

$$\frac{dp}{dL} = \frac{1}{144} \left[\frac{g \sin \theta \bar{\rho}_m + \frac{f_{tp} \rho_m v_m^2}{5.362 d}}{1 - \frac{v_m v_{sg} \bar{\rho}_m}{g_c \rho}} \right] \quad (7.55)$$

observando que si:

$y_L \rightarrow 1$, la ecuación se reduce para la fase líquida.

$y_L \rightarrow 0$, la ecuación se reduce para la fase gaseosa.

$\theta = 0^\circ$, el flujo es horizontal.

$\theta = +90^\circ$, el flujo es vertical.

$\theta = 0^\circ$, el flujo es ascendente.

$\theta > 0^\circ$, el flujo es descendente.

En la Ec. (7.55) se pueden apreciar fácilmente los términos de caídas de presión por elevación, por fricción y por aceleración (E_K), siendo posible escribirla de la siguiente forma:

$$\frac{dp}{dL} = \frac{\left(\frac{dp}{dL}\right)_e + \left(\frac{dp}{dL}\right)_f}{1 - E_K} \quad (7.56)$$

Obsérvese que los signos de los términos por elevación y por fricción, dependerán del tipo de flujo y de la presión conocida al inicio de la aplicación del método, tal y como se indicó en la sección 7.2.

El patrón de flujo se obtiene en función de los grupos adimensionales, y en la misma forma, que en la sección 6.5. El factor de fricción se calcula también como se indica en dicha sección.

Para flujo vertical, se determina el colgamiento que existiría si la tubería fuera horizontal y luego se corrige por la inclinación real de la tubería, que en este caso es $\pm 90^\circ$, de la siguiente manera:

$$y_L = y_L(0) \psi \quad (7.57)$$

$$y_L(0) = \frac{a \lambda^b}{N_{FR}^c} \quad (7.58)$$

$$\psi = 1 + 0.3C \quad (7.59)$$

$$C = (1 - \lambda) / n (d \lambda^n N_{LV}^f N_{FR}^g) \quad (7.60)$$

$$C \geq 0$$

donde las constantes a, b, c, d, e, f y g forman los valores que aparecen en la Tabla 5, dependiendo del patrón de flujo; $y_L(0)$ es el colgamiento para tubería horizontal y ψ es un factor de corrección para tuberías en posición diferente a la horizontal.

TABLA 5. CONSTANTES UTILIZADAS EN EL METODO DE BEGGS Y BRILL,
FLUJO VERTICAL

PATRON DE FLUJO	a	b	c	d	e	f	g
SEGREGADO	0.98	0.4846	0.0868	---	---	---	---
INTERMITENTE	0.845	0.5351	0.0173	---	---	---	---
DISTRIBUIDO	1.065	0.5824	0.0609	---	---	---	---
SEGREGADO (CUESTA ARRIBA)	---	---	---	0.611	-3.762	3.539	-1.614
INTERMITENTE (CUESTA ARRIBA)	---	---	---	2.96	0.305	-0.4473	0.0978
DISTRIBUIDO (CUESTA ARRIBA)	---	---	---	C = 0 ; f = 1			
TODOS LOS PATRONES (CUESTA ABAJO)	---	---	---	4.70	-0.3692	0.1244	-0.5056

7.6.2 Procedimiento de Cálculo

1. A partir de una p y h dadas, fijar una Δp y obtener:

$$p_2 = p_1 + \Delta p \quad \text{y} \quad \bar{p} = p_1 + \frac{\Delta p}{2}$$

2. Calcular para las condiciones medias del intervalo (\bar{p} y T), las propiedades de los fluidos.
3. Para las condiciones medias anteriores, determinar el valor de ρ_{ns}^* .
4. Calcular v_{sl} , v_{sg} , v_m y λ , con las Ecs. (5.6), (5.7), (5.8) y (5.9) y determinar el patrón de flujo.
5. Obtener el colgamiento y_L con las Ecs. (7.57), (7.58), (7.59) y (7.60).
6. Calcular \bar{r}_m , con la Ec. (5.14).

7. Determinar n_{ns} y N_{Re} , con las Ecs. (5.73) y (6.49).
8. Calcular f_n y f_{tp} , con las Ecs. (6.53), (6.52), (6.51), (6.48) y (6.47).
9. Obtener el término por aceleración ϵ_K .
10. Aplicar la Ec. (7.55) y determinar ΔL .
11. Repetir el procedimiento hasta completar la profundidad total del pozo.

7.7 METODO COMBINADO

7.7.1 Introducción

Como ejemplo de elaboración de un método combinado, a continuación se describe el procedimiento de aplicación del método de Beggs y Brill en el que el colgamiento se determina con la correlación de Mukherjee.

7.7.2 Modificaciones al Método Original

Para este caso la única modificación se hará en la forma de obtener el colgamiento, utilizando las Ecs. (5.1), (5.2), (5.3) y (5.4) en vez de las Ecs. (7.57), (7.58), (7.59) y (7.60). Por tanto, la secuencia establecida en el punto 7.6.2 para el método original, requiere cambiar el número de ecuaciones como se indicó anteriormente y aplicarlo en la misma forma.

7.8 METODO GRAFICO DE GILBERT

7.8.1 Introducción

El análisis del comportamiento de flujo bifásico en tuberías verticales se puede realizar en base a las gráficas de gradientes de presión, desarrolladas por Gilbert, Kermit, Brown¹² u otros métodos. En esta sección se describirá de manera general el desarrollo del método de Gilbert y la forma de usar las curvas gradientes de presión para determinar presiones en el fondo y en la cabeza del pozo, dadas ciertas condiciones de flujo.

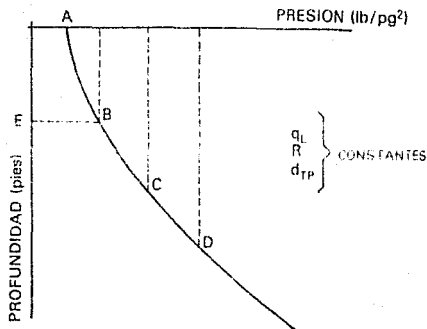


Fig. 7.7 Curva de distribución de presión para flujo vertical en dos fases.

En forma similar Gilbert construyó curvas de gradiente, considerando una presión en la boca del pozo igual a cero, para diferentes relaciones gas-aceite, conservando constantes el gasto del líquido y el diámetro de la TP.

La familia de curvas así formadas se conoce como curvas de gradientes de presión.

Las curvas de gradientes de presión se utilizan para determinar las presiones de fondo fluyendo para distintos gastos, a partir de la presión en la cabeza del pozo, la cual se considera constante. O bien, las presiones en la cabeza del pozo a partir de presiones de fondo fluyendo, correspondientes a gastos supuestos.

La manera de usar las gráficas de curvas de gradientes de presión es sencilla:

1. Se selecciona el juego de curvas en base al diámetro de la tubería de producción y el gasto de líquido.
2. Una vez seleccionado un juego de curvas de gradientes de presión, se localiza en el eje horizontal la presión conocida, se traza una línea vertical hasta intersectar la curva correspondiente a la relación gas-líquido de interés.
3. En el punto de intersección anterior, se traza una línea horizontal hasta intersectar el eje vertical que corresponde a las profundidades.
4. A este punto se le suma o se le resta el valor de la profundidad o longitud de la tubería de producción, según se desee determinar la presión de fondo fluyendo o la presión en la cabeza del pozo, respectivamente.

7.9 FLUJO POR CONDUCTOS ANULARES

Los métodos analíticos descritos anteriormente pueden aplicarse al flujo multifásico por el espacio anular. Para esto basta sustituir al diámetro de la tubería por el diámetro hidráulico, considerando el área anular entre la tubería de producción y la tubería de revestimiento, o sea:

$$d_h = \frac{4 \text{ área transversal al flujo}}{\text{perímetro mojado}}$$
$$d_h = \frac{4}{\pi} \frac{(d_{ci}^2 - d_{te}^2)}{(d_{ci} - d_{te})} = d_{ci} - d_{te} \quad (7.61)$$

Se ha considerado que el concepto de diámetro hidráulico, para flujo por el espacio anular, es válido cuando $\frac{d_{te}}{d_{ci}} \leq 0.3$.

Cornish¹¹ obtuvo resultados muy satisfactorios al aplicar el método de Poettmann-Baxendell, usando como rugosidad absoluta el término siguiente:

$$\epsilon = \epsilon_{ci} \left(\frac{d_{ci}}{d_{ci} + d_{te}} \right) + \epsilon_{te} \left(\frac{d_{te}}{d_{ci} + d_{te}} \right) \quad (7.62)$$

donde:

ϵ_{ci} = rugosidad de la superficie interior de la TR, pg
($\epsilon_{ci} = 0.0018$)

ϵ_{te} = rugosidad de la superficie exterior de la TP, pg
($\epsilon_{te} = 0.006$)

7.10 SELECCION Y AJUSTE DEL METODO DE CALCULO

Es evidente que para calcular las caídas de presión por las tuberías, se seleccionará el método que permita reproducirlas con mayor aproximación en base a los valores medidos en el campo.

Sin embargo, generalmente es necesario realizar algunos ajustes para lograr mayor precisión en los resultados. Si se observa una variación sistemática entre los valores calculados y los medidos, el ajuste consistirá en modificar el valor de la rugosidad de la tubería, hasta lograr la mejor aproximación. Otra forma de efectuar el ajuste sería con un factor de corrección como el descrito en el Capítulo 1.

7.11 FLUJO EN BACHES

En las tuberías verticales submarinas ("risers"), que descargan en las plataformas de producción, el flujo se presenta frecuentemente en forma de baches. La presencia de éstos ocasiona que los separadores y las bombas operen de manera ineficiente. Este tipo de flujo puede eliminarse reduciendo el diámetro del "riser"; sin embargo, se ocasiona una contrapresión que provoca la disminución en la capacidad de producción del sistema.

Schmith² investigó la influencia del flujo en la formación de los baches, tanto en la tubería horizontal de llegada, como en el "riser". Observó que el flujo de baches en los "risers" ocurría cuando el flujo de llegada por la tubería horizontal era estratificado o en baches.

Respecto a los patrones de flujo, determinó que los mapas propuestos por Duns y Ros¹ y Azis⁷, fueron los mejores para predecir el tipo de flujo en los "risers" y que la correlación de Beggs y Brill es aceptable para las tuberías horizontales.

Para evitar los efectos indeseables del flujo en baches, se ha sugerido el empleo de un "riser" múltiple constituido por varias tuberías con un área equivalente a la de la tubería sola. También se ha propuesto reinyectar el gas obtenido del separador, y así romper el bache para cambiar el patrón de flujo a tipo espuma.

7.12 EJEMPLOS

Para la solución de los siguientes ejemplos, se usará la correlación de Oistein para determinar los valores de R_s y B_0 suponiendo factores de corrección iguales a cero.

Ejemplo 7.1

Determinar con el método de Poettmann y Carpenter el gradiente de presión para un pozo con flujo vertical que presenta las siguientes condiciones:

$$\begin{aligned}q_o &= 943.5 \text{ bl/día} & q_w &= 0 \\R &= 1122 \text{ pie}^2/\text{bl} & \gamma_o &= 0.85 \\d &= 1.995 \text{ pg} & \gamma_g &= 0.65 \\ \bar{p} &= 960 \text{ lb/pg}^2 \\ \bar{T} &= 153^\circ\text{F}\end{aligned}$$

2. Obtener las propiedades de los fluidos a las condiciones de presión y temperatura:

Con las Ecs. (1.34), (1.2), por ensaye y error:

$$R_s = 297.59 \quad \gamma_{gd} = 0.91229$$

En base a las ecuaciones vistas en el Capítulo 1

$$B_o = 1.1353 \quad \gamma_{gf} = 0.55532 \quad z = 0.93043 \quad B_g = 0.016784 \quad r_g = 2.5278$$

$$\rho_o = 49.976$$

3. De la Ec. (5.26):

$$\rho_{ns} = 17.497 \text{ lb}_m/\text{pie}^3$$

4. De las Ecs. (7.5) y (7.4):

$$a = 5.979 \quad f_{tp} = 936.58 \times 10^{-5}$$

5. Aplicando la Ec. (7.2):

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = 0.16547 \text{ lb/pg}^2/\text{pie}$$

Ejemplo 7.2

Con los datos del problema anterior, determinar el gradiente de presión con el método de Orkiszewski.

2. Como las condiciones son las del ejemplo anterior:

$$R_s = 297.59 \quad \mu_g = 0.014038$$

$$B_o = 1.1353 \quad \mu_o = 1.0619$$

$$\rho_o = 49.976 \quad \sigma_o = 13.2084$$

$$\gamma_{gd} = 0.91829$$

$$\gamma_{gf} = 0.55532$$

$$r_g = 2.5278$$

$$B_g = 0.016784$$

$$z = 0.93043$$

3. De las Ecs. (5.40), (5.6), (5.7), (5.8), (5.35), (5.4) y (5.3):

$$r_L = 49.976$$

$$v_{sL} = 3.2054$$

$$v_{sg} = 6.9605$$

$$v_m = 10.1659$$

$$\mu_L = 1.0619$$

$$N_{Lv} = 8.6639$$

$$N_{gv} = 18.8136$$

4. De las Ecs. (7.10), (7.16) y (7.41):

$$L_B = -136.8049$$

$$L_S = 361.9004$$

$$L_m = 499.1938$$

5. Dado que: $0.6846 > -136.859$ y $18.8136 < 361.9004$
se deduce que el flujo es bache.

6. De las Ecs. (7.22) a (7.38):

$$\delta = -0.148571$$

$$v_b = 3.201872$$

Con las Ecs. (7.18) y (7.17):

$$C_3 = 337.8046$$

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_e = 0.1239242 \text{ lb/pg}^2/\text{pie}$$

Con las Ecs. (7.40) y (2.20), suponiendo una rugosidad $\epsilon=0.0006$:

$$N_{Re} = 118355$$

$$f = 0.019018$$

De la Ec. (7.39):

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_f = 0.0210624 \text{ lb/pg}^2/\text{pie}$$

7. Aplicando la Ec. (7.1):

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = 0.1449866 \text{ lb/pg}^2/\text{pie}$$

Ejemplo 7.3

Con los datos del ejemplo anterior, determinar el gradiente de presión con los métodos de Beggs y Brill y el combinado.

Como los datos son los mismos del ejercicio anterior, se usarán los resultados obtenidos en los puntos 2, 3 y 4, del ejemplo anterior.

4. Con la Ec.(5.9): $\lambda = 0.31531$. Flujo intermitente.
5. Método original. Con las Ecs. (7.57), (7.58), (7.59) y (7.60):

$$C = 0.03895$$

$$v = 1.01169$$

$$y_L(0) = 0.43290$$

$$y_L = 0.43796$$

Método combinado. Con las Ecs. (5.1), (5.2), (5.3) y (5.4):

$$N_{gv} = 18.81361$$

$$N_{Lv} = 8.66391$$

$$N_{L\mu} = 0.00907$$

$$y_L = 0.44893$$

6. Con la Ec. (5.14):

$$\text{Método original. } \rho_m = 23.3082$$

$$\text{Método híbrido. } \rho_m = 23.8287$$

7. Con las Ecs. (5.33) y (6.40):

$$v_{ns} = 0.3444, \quad N_{Re} = 127749.9$$

8. Con las Ecs. (6.53), (6.52), (6.51), (6.48) y (6.47).

$$\text{Método original. } x = 1.6439, \quad S = 0.3780, \quad f_n = 0.017119$$

$$f_{tp} = 0.024984$$

Método combinado. $N = 1.5645$, $S = 0.3737$, $f_n = 0.017119$

$$f_{tp} = 0.024875$$

9. Método original. $E_K = 0.05335$

Método combinado. $E_K = 0.05455$

10. Aplicando la Ec. (7.55):

Método original. $\frac{\Delta P}{\Delta L} = 0.20197 \text{ lb/pg}^2/\text{pie}$

Método combinado. $\frac{\Delta P}{\Delta L} = 0.20591 \text{ lb/pg}^2/\text{pie}$

REFERENCIAS

- 1.- Duns H. y Ros N.C.J.: "Vertical Flow of Gas and Liquid Mixtures in Wells", Proc. 6th World Petroleum Congress, 1963.
- 2.- Poettman F.H. y Carpenter P.G.: "The Multiphase Flow of Gas, Oil and Water Through Vertical Flow Strings with Application to the Design of Gas Lift - Installation", Drill. and Prod. Prac., API 1952.
- 3.- Fancher F.H. y Brown K.E.: "Prediction of Pressure Gradients for Multiphase Flow in Tubing", SPE Journal, Marzo 1963.
- 4.- Baxendell P.B. y Thomas R.: "The Calculation of Pressure Gradients in High Rate Flowing Wells", Journal of Petroleum Technology, Octubre 1961.
- 5.- Hagedorn A.R. y Brown K.E. "Experimental Study of Pressure Gradients occurring During Continuous Two-phase Flow in Small Diameter Vertical Conduits" Journal of Petroleum Technology, Abril 1965.
- 6.- Orkiszewski J.: "Predicting Two Phase Pressure Drops in Vertical Pipes". Journal of Petroleum Technology, Junio 1967.
- 7.- Aziz, K., Grovier G.W., y Fogarasi M.: "Pressure Drop in Well Producing -- Oil and Gas". Journal Canadian Petroleum Technology, Julio-Septiembre 1972.
- 8.- Beggs H.B., Brill J.P.: "An Experimental Study of Two Phase Flow in inclined Pipes", Journal of Petroleum Technology, Mayo 1973.
- 9.- Chierici G.L., Ciucci G.M. Sclocchi G.: "Two-Phase Flow in Oil Wells, Prediction of Pressure Drop". SPE 4316, Second Annual European Meeting, Abril 2-3 1973.
- 10.- Gould T.L., Tek M.R., Katz D.L.: "Two-Phase Flow Through Vertical, inclined or Curve Pipe". Journal of Petroleum Technology, Agosto 1974.
- 11.- Nind, T.E.N.: "Fundamentos de Producción y Mantenimiento de Pozos Petroleros". Ed. Limusa 1989.
- 12.- Kermit E. Brown.: "The Technology of Artificial Lift Methods". Volumen 1, Petroleum Publishing Company, Tulsa Okla., 1977.
- 13.- Cornish R.E.: "The Vertical Multiphase Flow of Oil and Gas at High Rate" J.P.T., Julio 1976.
- 14.- Schmit, Z.: "Experimental Study of Gas-Liquid Flow in a Pipeline Riser, -- Pupe System". M.S.Thesis The University of Tulsa, 1976.

CAPITULO VIII

FLUJO MULTIFASICO A TRAVES DE ESTRANGULADORES

- 8.1 INTRODUCCION
 - 8.2 CORRELACIONES DE GILBERT, ROS, BAXENDELL, ACHONG
 - 8.3 CORRELACION DE POETIMANN Y BECK
 - 8.4 ECUACION DE ASHFORD
 - 8.5 MODELO DE ASHFORD Y PIERCE
 - 8.6 CORRELACION DE OMAÑA R.
- REFERENCIAS

8. FLUJO MULTIFASICO A TRAVES DE ESTRANGULADORES

8.1 INTRODUCCION

Se anticipa que la predicción del comportamiento del flujo de mezclas gas-líquido en orificios no es un problema que pueda considerarse resuelto. Existen numerosos estudios sobre este tema y se han encontrado varias correlaciones que relacionan el gasto a través del orificio, la presión y temperatura antes del orificio y el área de estrangulamiento, cuando el flujo es crítico. Algunas de las correlaciones obtenidas están basadas en trabajos experimentales y se ajustan razonablemente a los rangos probados; sin embargo se desconoce su precisión fuera de esos límites.

En el desarrollo de sus correlaciones los autores han supuesto diversas relaciones de presión crítica. Establecer un valor fijo para dicha relación implica una simplificación que indudablemente se reflejará en la exactitud de las predicciones que se obtengan al aplicar las correlaciones citadas. Por lo anterior es recomendable que al desarrollar una correlación se investiguen las fronteras del flujo crítico y además que las relaciones se cumplan para los casos extremos, ó sea: flujo sólo de gas ó sólo de líquido.

8.1 CORRELACIONES DE GILBERT, ROS, BAXENDELL, ACHONG

A partir de datos de producción, Gilbert desarrolló una expresión aplicable al flujo simultáneo gas-líquido a través de estranguladores. En su trabajo describe en forma detallada el papel del estrangulador en un pozo y analiza cual es el efecto sobre la producción de cambios bruscos en el diámetro del orificio.

Tomando como base la relación entre las presiones antes y después de un orificio para flujo sónico de una fase, Gilbert recomendó para tener flujo sónico, una relación de 0.588 ó menor, entre la presión promedio en el sistema de recolección (después del estrangulador) y la presión en la boca del pozo (antes del estrangulador).

Utilizando datos adicionales Baxendell actualizó la ecuación de Gilbert, modificando los coeficientes.

Ros orientó su trabajo al flujo de mezclas con alta relación gas-a-ceite, en las que el gas fue la fase continua. En su desarrollo llegó a una expresión similar a Gilbert; pero con coeficientes diferentes. Aparentemente su expresión la comprobó con datos de campo.

Achong también revisó la ecuación de Gilbert y estableció una expresión que validó comparándola con más de 100 pruebas de campo.

La forma general de las ecuaciones desarrolladas por los investigadores citados son:

$$p_1 = \frac{A q_L R^B}{d^C} \quad (8.1)$$

- P_1 Presión corriente arriba, (lb/pg²)
 q_L Producción de líquido, (bl/día)
 R Relación gas libre líquido, (pies³/bl)
 d_p Diámetro del estrangulador, (64 avos de pg)
 A, B, C Constantes que dependen de la correlación y que toman los valores siguientes:

Correlación	A	B	C
Gilbert	10.0	0.546	1.89
Ros	17.40	0.500	2.00
Baxendell	9.56	0.546	1.93
Achong	3.82	0.650	1.88

8.3 CORRELACION DE POETTMMANN Y BECK (P y B)⁴

El modelo de P y B fue establecido a partir del trabajo presentado por Ros. La precisión de los resultados obtenidos se comprobó comparándolos con 108 datos medidos. El método fue establecido a partir de un análisis teórico del flujo simultáneo gas-líquido a velocidad sónica a través de orificios y una correlación para el comportamiento p V T de los fluidos. No se consideró producción de agua.

Para que exista flujo crítico se supuso que la presión corriente abajo debe ser al menos de 0.55 de la presión en la boca del pozo. Bajo estas condiciones el gasto en el estrangulador es sólo función de la presión corriente arriba y de la relación gas-aceite a condiciones de flujo.

La ecuación de P y B es:

$$q_o = \frac{1.549 d_p^2}{73.856 \rho_o + \gamma_g R} \sqrt{\frac{9273.6 P_1}{V_1 (1 + 0.5 m)}} \left[\frac{0.4513 \sqrt{r+0.766}}{r + 0.5663} \right] \quad (8.2)$$

donde:

$$r = \frac{0.00504 I_1 Z_1 (R - R_s)}{P_1 B_o} \quad (8.3)$$

$$m = \frac{1}{1 + r(\rho_g/\rho_o)} \quad (8.4)$$

$$V_1 = \frac{m}{\rho_o} \quad (8.5)$$

Siendo:

r = Relación gas libre aceite a condiciones de flujo

V = Volumen específico del líquido (pies³ de liq. / lb de mezcla)

m = Masa de líquido por unidad de masa de mezcla

8.4 ECUACION DE ASHFORD⁵

A partir de un balance de energía y considerando que el fluido se expande politrópicamente al pasar por el estrangulador, Ashford derivó una ecuación que describe el flujo multifásico, bajo condiciones sónicas, a través de un orificio.

Para compensar la ecuación por las suposiciones incluídas en su desarrollo se introdujo en ella un coeficiente de descarga. Sin embargo al evaluarla, comparando sus resultados con datos medidos en 14 pozos, se encontró que el coeficiente de descarga resultaba muy cercano a -- la unidad.

En su derivación Ashford supuso una relación de calores específicos - K = 1.04 y una relación de presiones, para obtener flujo sónico en el orificio, de 0.544.

La ecuación propuesta por Ashford es:

$$q_0 = \frac{1.53 d^2 p_1 \left[(T_1 + 460) Z_1 (R - R_S) + 151 p_1 (\gamma_0 + 0.000217 \gamma_g R_S + \text{WOR } \gamma_w) \right]^{0.5}}{(B_0 + \text{WOR})^{0.5} \left[(T_1 + 460) Z_1 (R - R_S) + 111 p_1 (\gamma_0 + 0.000217 \gamma_g R_S + \text{WOR } \gamma_w) \right]} \quad (8.6)$$

donde:

d = Diámetro del estrangulador (64 avos de pg)

8.5 MODELO DE ASHFORD Y PIERCE⁶

Ashford y Pierce establecieron una ecuación que describe la dinámica de las caídas de presión y capacidades de flujo en condiciones de flujo multifásico. Este modelo relaciona el comportamiento del estrangulador en ambos regímenes de flujo, crítico y no crítico.

La capacidad y caídas de presión que se presentan en la restricción -- se han relacionado con sus dimensiones y las propiedades de los fluidos manejados.

Los datos unidos, reflejan el comportamiento de una válvula de seguridad OTIS tipo J-22J037. Sin embargo el modelo puede usarse para estimar las caídas de presión a través de cualquier dispositivo que restringe el flujo.

Para la validación del modelo se diseñó una prueba de campo en un pozo fluyente. Tanto las caídas de presión como el gasto se midieron directamente y luego se compararon con datos análogos obtenidos del modelo. Esta información se usó para determinar "el coeficiente de descarga -- del orificio", definido por la relación del gasto medido entre el gasto calculado.

La ecuación obtenida por los autores es:

$$q_0 = 1.9706 C d^2 \alpha \beta \quad (8.7)$$

donde:

$$\alpha = (B_0 + WOR)^{-1/2} \quad (8.8)$$

$$\beta = \frac{\left(\frac{k}{k-1}\right) T_1 Z_1 (R-R_s) \left(1-E\left(\frac{k-1}{k}\right)\right) + 198.6 p_1 (1-E)^{1/2} \left[\gamma_0 + 0.000217 \gamma_g R_s + WOR \gamma_w\right]}{\left[198.6 + \frac{T_1 Z_1}{p_1} (R-R_s) E^{-1/k}\right] \left[\gamma_0 + 0.000217 \gamma_g R + WOR \gamma_w\right]} \quad (8.9)$$

$$k = C_p / C_v$$

$$E = p_2 / p_1$$

Para un diámetro dado de estrangulador, su coeficiente de descarga se obtuvo de la siguiente forma:

DIAMETRO DEL ESTRANGULADOR (1/64pg)	GASTO MEDIDO (b1/d1a a C.S)	GASTO CALCULADO (b1/d1a a C.S)	COEFICIENTE DE DESCARGA (-)
16	559	615	0.9089
16	484	402	1.2039
16	334	-	-

$$C = \frac{0.9089 + 1.2039}{2} = 1.0564$$

Los resultados obtenidos en las pruebas, para diámetros de estrangulador de 14, 16 y 20/64 vos de pulgada son:

DIAMETRO DEL ESTRANGULADOR (1/64 pg)	COEFICIENTE DE DESCARGA (-)
14	1.1511
16	1.0564
20	0.9760

Para diámetros menores de 20.81/64 vos de pulgada puede aproximarse el coeficiente de descarga con la siguiente ecuación, que es el resultado del ajuste de la relación entre el diámetro del estrangulador y el coeficiente de descarga:

$$C = 2.398 - 0.477 \ln (d_g) \quad (8.10)$$

Para valores mayores el valor de C es constante e igual a 0.95.

8.6 CORRELACION DE OMAÑA R²

Omaña desarrolló una correlación (para flujo crítico) entre el gasto, - la presión corriente arriba del estrangulador, la relación gas-líquido, la densidad de los líquidos y el tamaño del orificio. Dicha correlación se obtuvo a partir de datos experimentales. En vista de que estos datos estuvieron dentro de rangos muy limitados, su aplicación sólo se recomienda para orificios hasta de 14/64 de pg y gastos máximos de - - 800 bl/día.

Las condiciones de flujo crítico se fijaron para una relación de presiones igual o menor de 0.546 y una relación gas-líquido mayor de 1.0.

La ecuación establecida, mediante un análisis de regresión múltiple, es:

$$q_L = \frac{N_q}{1.84 (\rho_L/\sigma)^{1.25}} \quad (8.11)$$

donde:

$$N_q = 0.263 N^{-3.49} (N_p)^{3.19} (Q)^{0.657} (N_d)^{1.0} \quad (8.12)$$

$$N = \rho_g/\rho_L \quad (8.13)$$

$$N_p = \frac{0.0174 P_1}{(\rho_L \sigma)^{0.5}} \quad (8.14)$$

$$Q = \frac{1}{(R - R_s) \frac{B_g}{5.615 B_o}} \quad (8.15)$$

$$N_d = 120.872 d_c (\rho_L / \sigma)^{0.5} \quad (8.16)$$

La secuencia de cálculo para aplicar la correlación de Omaña puede sintetizarse en los pasos siguientes:

1. Calcular ρ_g , ρ_L y σ a la presión y temperatura existentes antes del estrangulador.
2. Evaluar N , N_p , Q y N_d a las condiciones prevalecientes corriente arriba del estrangulador.
3. Obtener N_q con la Ec. (8.12) y q_L con la (8.11).

Antes de usar la ecuación (8.11) es conveniente comprobar su validez y ajustarla para las condiciones de flujo observadas en un campo. El ajuste se efectúa introduciendo una constante ó coeficiente de descarga del orificio (C), definido por:

$$C = \text{gasto medido} / \text{gasto calculado}$$

- 1.- Gilbert, W.E.: "Flowing and Gas Lift Well Performance". Drill and Prod. Pract. 1954
- 2.- Ros, N.C.: "An Analysis of Critical Simultaneous Gas/Liquid Flow Through a Restriction and its Application to Flowmetering". Appl. Sciences Res., Sec. A. 1960.
- 3.- Beggs, H.D. y Brill, J.P.: "Two-Phase Flow in Pipes". Tulsa University, 1975.
- 4.- Poettmann, F.H. y Beck, R.L.: "New Charts Developed to Predict Gas Liquid Flow Through Chokes". World Oil, Marzo 1963.
- 5.- Ashford, F.E.: "An Evaluation of Critical Multiphase Flow Performance Through Wellhead Chokes". J.P.T. Ago. 1974.
- 6.- Ashford, F.E. y Pierce, P.E.: "The Determination of Multiphase Pressure Drops and Flow Capacities in Down-Hole Safety Valves". J.P.T. Sept. 1975
- 7.- Omaña, R.: "Multiphase Flow Through Chokes". SPE 2682. 44th Fall Meeting. Sept.-Oct. 1969
- 8.- Bernal, L. V. y Solís, R.R. "Dispositivos de Seguridad en Sistemas de Producción", Tesis, UNAM, 1987.

CAPÍTULO IX

COMPORTAMIENTO DE POZOS FLUYENTES

- 9.1 INTRODUCCION.
- 9.2 ANALISIS DEL FLUJO DEL YACIMIENTO AL POZO.
 - 9.2.1 Factores que afectan la productividad del yacimiento.
 - 9.2.1.1 Permeabilidad relativa.
 - 9.2.2 Eficiencia de la terminación.
 - 9.2.2.1 Método de evaluación de las condiciones de terminación.
 - 9.3 INDICE DE PRODUCTIVIDAD
 - 9.3.1 IP en yacimientos bajo saturados.
 - 9.3.2 IPR en yacimientos de aceite saturados.
 - 9.3.2.1 Método de Vogel.
 - 9.3.3 Curvas de IPR futuras.
 - 9.3.3.1 Método de Fetkovich.
 - 9.3.3.2 Método de Eickmer.
 - 9.3.3.3 Método de Standing.
 - 9.4 ANALISIS NODAL.
 - 9.4.1 Análisis cualitativo del sistema.
 - 9.4.1.1 Flujo en el yacimiento.
 - 9.4.1.2 Comportamiento del flujo por la T.P.
 - 9.4.1.3 Terminación del flujo natural.
 - 9.4.1.4 Efecto del diámetro de la T.P.
 - 9.4.1.5 Efecto del diámetro del estrangulador.
 - 9.4.1.6 Comportamiento del flujo por la L.D.
 - 9.4.1.7 Distribución general de presiones.
 - 9.4.1.8 Diseño de T.P. y L.D.
 - 9.4.2 Elección del nodo solución.
 - 9.4.3. El fondo del pozo como nodo solución.
 - 9.4.3.1 Procedimiento de solución.
 - 9.4.4 Líneas de descarga paralelas.
 - 9.4.5 La cabeza del pozo como nodo solución.
 - 9.4.5.1 Procedimiento de solución.
 - 9.4.6 El separador como nodo solución.
 - 9.4.6.1 Procedimiento de solución.
 - 9.4.7 El yacimiento como nodo solución.
 - 9.4.7.1 Procedimiento de solución.
 - 9.4.8 Tubercias telescópicas.
 - 9.4.8.1 Procedimiento de solución.
 - 9.4.9 Nodos funcionales.
 - 9.4.10 Estrangulador superficial como nodo solución.
 - 9.4.10.1 Procedimiento de solución.
 - 9.4.11 Pozos de inyección de gas o agua.

- 9.5 OPTIMIZACION DEL DISEÑO Y OPERACION DE SISTEMAS DE BOMBEO NEUMATICO CONTINUO (BNC).
- 9.5.1 Procedimiento de diseño.
- 9.5.2 Analisis nodal de un sistema de producción por BNC.
- 9.5.3 Caída de presión a través del orificio de la válvula.
- 9.5.4 Caída de presión en un espacio anular con flujo de gas.
- 9.5.5 Cálculo de la presión de descarga de las compresoras.
- 9.5.6 Potencia requerida de compresión.
- 9.5.7 Costos de producción por BNC.
- 9.5.8 Concepto de la pendiente económica.
- 9.5.9 Flujo estable con BNC.

- 9.6 OPTIMIZACION DE UN SISTEMA DE PRODUCCION.

- 9.7 EJEMPLOS DE APLICACION.

C A P I T U L O 9.

COMPORTAMIENTO DE POZOS FLUYENTES.

9.1 INTRODUCCION.

En los capítulos anteriores se han expuesto los conceptos y procedimientos necesarios para entender y obtener el comportamiento del flujo en tuberías verticales, - inclinadas, horizontales y a través de estranguladores; tanto para aceite como para gas y gas con condensados.

Al analizar el comportamiento de un pozo fluyente es necesario considerar el sistema de producción en su conjunto. Como el yacimiento es el elemento que falta por exponer para completar el estudio integral de un sistema de producción, en este capítulo se hace una descripción de algunos de los métodos y los conceptos que sustentan la teoría del flujo en el yacimiento y sus aplicaciones.

Posteriormente y con base en todo lo antes visto, se presenta una técnica simple y sencilla, conocida como análisis nodal*, que permite el estudio de un sistema integral de producción. Finalmente y en relación a la técnica mencionada, se desarrollan ejemplos de aplicación.

9.2 ANALISIS DE FLUJO DEL YACIMIENTO AL POZO.

9.2.1 Factores que afectan la productividad del yacimiento.

Para la determinación de la capacidad de producción de un pozo, el ingeniero de producción, además de considerar el sistema en su conjunto, deberá tener un conocimiento adecuado del yacimiento¹, las propiedades de sus fluidos, la declinación de su presión, la variación de la saturación de sus fluidos, sus permeabilidades relativas y el tipo y severidad del daño a la formación, entre otros aspectos².

La información anterior permitirá al ingeniero comprender las restricciones y posibilidades que ofrecen las condiciones del yacimiento.

Si un pozo no produce en forma satisfactoria, la ó las causas de su baja productividad deben ser determinadas para establecer el método correctivo adecuado³.

Invariablemente los problemas de producción asociados al potencial de la formación se relacionan con:

- a) La formación productora.
 - b) Los fluidos.
- a).- La formación productora^{1,2}

El flujo de fluidos del yacimiento al pozo puede estar restringido por problemas -

* Nombre asignado por la Compañía Schlumberger.

inherentes a la formación, tales como: baja permeabilidad específica, baja porosidad, baja presión del yacimiento, depósitos orgánicos e inorgánicos, residuos de materiales de estimulación, grado de consolidación de la formación, etc. La elección del método de solución, si lo hay, depende de la naturaleza del problema y de los resultados del estudio económico realizado al respecto.

b).- Los fluidos.

En el movimiento de fluidos a través de medios porosos intervienen además de las fuerzas de presión y gravitacionales las capilares y viscosas³. La Ec. (9.1) en unidades consistentes representa la forma más general de la ecuación de Darcy al considerar los efectos mencionados. De la expresión siguiente se infiere que las variaciones de las propiedades de fluidos, tales como: viscosidad, densidad y tensión interfacial, provocarán que el potencial del yacimiento también varíe. En condiciones naturales este potencial disminuye. En operaciones de estimulación normalmente aumenta.

$$v = -\frac{k}{\mu} \left[\nabla p - \vec{k} (\rho_o - \rho_g) g - \frac{2\sigma \cos \theta}{r} \right] \quad (9.1)$$

La presencia de crudo viscoso, la liberación y expansión del gas disuelto y la entrada de agua², son algunos de los problemas que afectan el flujo de hidrocarburos del yacimiento al pozo. Las altas viscosidades del aceite reducen su movilidad y sólo aumentando la temperatura en las vecindades del pozo puede facilitarse su recuperación.

La expansión continua del gas aumenta su movilidad y reduce la del aceite¹. Una elección adecuada de la profundidad a la cual se realicen los disparos, o bien el control de la producción a través de la selección del mejor estrangulador asegurará en algunos casos una declinación más lenta de la presión del yacimiento, incrementándose la producción acumulada del aceite.^{4,5}

Finalmente, la presencia de agua constituye un problema severo, pues reduce la S_o , incrementa el gradiente de flujo y consecuentemente disminuye la producción de aceite². Aunado a lo anterior, los costos de operación se incrementan en función del tratamiento que se requiere para separar el aceite del agua. Esencialmente son dos las principales fuentes de presencia de agua: la entrada de agua del acuífero asociado al yacimiento y la interdigitación, resultado de la existencia de zonas altamente permeables en las cuales la movilidad del agua es muy superior a la del aceite².

9.2.1.1 Permeabilidad relativa.⁶

La permeabilidad es una medida de la facilidad con que un fluido pasa a través de una roca porosa, bajo condiciones de flujo no turbulento⁷. Para flujo de más de una fase es conveniente expresarla como una fracción de la permeabilidad absoluta, y referirla entonces como la permeabilidad relativa de la fase.⁴

El valor de la permeabilidad relativa de cada fase depende de la saturación, o bien del grado de interconexión de los poros. Su evaluación representa las interacciones roca-fluido y fluido-fluido, durante el flujo multifásico en el yacimiento.

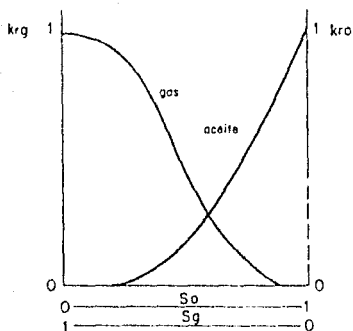


Fig 9.1 . Curva típica de permeabilidades relativas para sistemas gas-agua o gas-aceite.

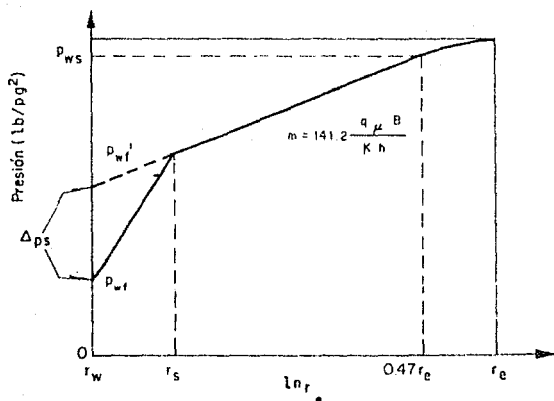


Fig 9.2 . Perfil de presión para pozos dañados con fluidos drenados desde la frontera de un yacimiento circular.

Las curvas de permeabilidad relativa en rigor deben determinarse experimentalmente. Si no es posible, se obtendrán correlaciones, o bien a partir de datos de producción⁶. Para un sistema gas-aceite o gas-agua las curvas tienen la forma mostrada en la fig. 9.1

9.2.2 Eficiencia de la terminación.^{2,7}

Además de los problemas con los que la formación y sus fluidos inciden en la variación de la producción en la etapa de explotación, existe un daño a la formación generado durante la perforación y terminación del pozo. Este daño se refleja en el análisis a las curvas obtenidas en una prueba de incremento de presión.⁷ El daño (o mejoramiento) a la formación modifica la eficiencia del flujo, y por tanto el comportamiento de afluencia al pozo.

La eficiencia de flujo (EF), depende de la variación de las condiciones naturales de la formación. Cualquier cambio en ellas alterará la distribución de presiones y consecuentemente el gasto. En la Fig. 9.2, puede observarse que la diferencia entre la P_{wf} ideal y la P_{wf} real es una caída de presión adicional (p_s) debido al daño en la formación.

Cuando no varían las condiciones naturales de la formación, ésta puede explotarse en agujero descubierto y con todo el intervalo expuesto al flujo. Esto no es común; sin embargo, en la práctica, bajo ciertas condiciones de terminación, se ha observado que un pozo produce como si estuviera en condiciones de flujo ideal. Un pozo produciría bajo condiciones de flujo ideal (con una EF = 1), si estuviera terminado en agujero descubierto y sin daño.

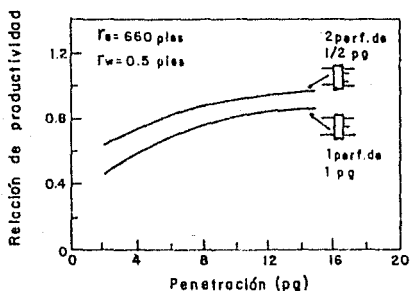
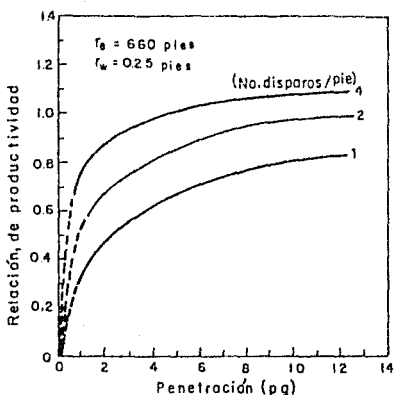
En las Figs. 9.3 y 9.4, se pueden reconocer las condiciones de densidad y penetración de disparos en la formación a través de la TR que permitirán igualar una eficiencia de flujo unitaria.

9.2.2.1 Método de evaluación de las condiciones de terminación.

Jones, Blount y Glaze¹⁰, sugirieron en 1976 que el flujo radial de gas y aceite puede ser presentado en forma tal que muestre las restricciones existentes al flujo cerca del pozo. Si la información es suficiente puede aplicarse la ecuación de Darcy; pero si los datos se obtienen de una prueba de flujo de tres o cuatro puntos, puede procederse como se indica a continuación:

- Calcular $(P_{ws} - P_{wf})/q_o$ para diferentes gastos y graficarlos como se muestra en la Fig. 9.5, contra el gasto de aceite.
- Ajustar una línea recta al juego de puntos y prolongarla hasta cortar el eje vertical. El resultado igualarlo a C.
- Obtener la pendiente de la recta. Este valor igualarlo a D.

Con este método pueden distinguirse las pérdidas de presión por flujo turbulento (disparos inapropiados) y por daño a la formación. Lo cual permite seleccionar el método correctivo apropiado, sea este estimulación, o redispersar el intervalo.



Sus indicadores son tres: 1) El valor C indica si hay o no daño en la formación; 2) D, indica el grado de turbulencia del flujo; 3) La relación de C'/C indica las pérdidas de presión causadas por flujo turbulento. C' puede obtenerse de la relación $C' = C + Dq_{max}$. En resumen el diagnóstico se establece de acuerdo a las condiciones siguientes:

- a) Si el valor de C es bajo (< 0.05), la formación no está dañada. El grado del daño aumenta al aumentar el valor de C.
- b) Si el valor C'/C es pequeño (< 2.0) la turbulencia es poca o nula.
- c) Si los valores de C y C'/C son pequeños, la terminación del pozo es satisfactoria.
- d) Si el valor de C es bajo y el de C'/C es alto, la baja productividad es ocasionada por insuficiencia de área disponible al flujo. Se recomienda la ampliación del intervalo disparado a su reperforación con mayor densidad o penetración o diámetro.
- e) Si el valor de C es alto y C'/C es bajo, se recomienda un tratamiento de estimulación.

9.3 INDICE DE PRODUCTIVIDAD.

Para saber si un pozo produce en forma apropiada es necesario conocer su potencial. El potencial es el gasto máximo que aportaría un pozo si se le impusiera el mejor, conjunto de condiciones posibles. El potencial debe compararse con lo que el pozo es capaz de producir en las condiciones en las que se encuentra. El conocimiento del yacimiento, las propiedades de los fluidos, estado actual de depresionamiento, saturaciones de fluidos, permeabilidades relativas, daño al pozo y las características de la T.P. y la L.D., permiten determinar lo que un pozo en particular puede producir.

En la Fig. 9.6 se muestran las curvas típicas que representan el comportamiento del flujo en el yacimiento de un pozo. En la línea A, la tendencia es una recta que se presenta cuando la presión de fondo fluyendo es mayor a la presión de saturación. A presiones de fondo fluyendo menores a p_b el comportamiento observa la tendencia de la línea B. Al depresionarse el yacimiento puede esperarse un comportamiento como el de las líneas C y D.

En relación a la misma Fig. 9.6, cuando la presión de fondo fluyendo es mayor a la presión de saturación la pendiente de la recta es constante y entonces: $J = IP$ (línea A)-. Cuando $P_{wf} < p_b$ se considera un comportamiento no lineal - al que se conoce como IPR (líneas B, C, D.)

El gasto teórico que se obtendría de un pozo cuando $P_{wf} = 0$ se conoce como q_{max}

9.3.1 IP en yacimientos bajo saturados.⁴

Suponiendo un índice de productividad constante, independientemente de la producción a condiciones superficiales y con producción de aceite y agua se puede - -

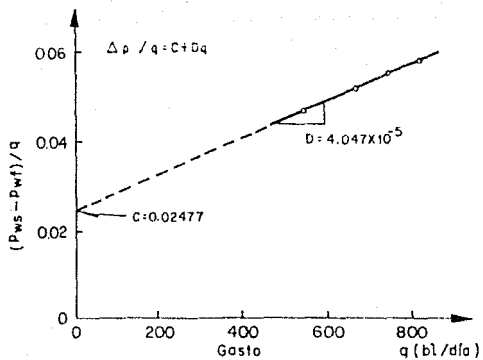


Fig 9.5 . Gráfica de $(P_{ws} - P_{wf})/q$ vs q del ejemplo 9.7.1

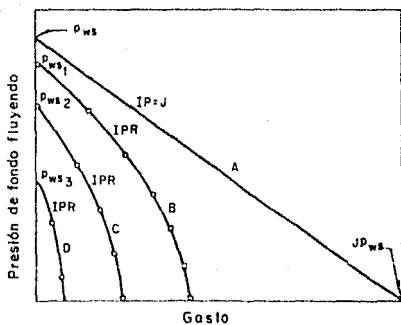


Fig 9.6 . Curvas típicas del comportamiento de afluencia del yacimiento al pozo.

emplear la siguiente ecuación:

$$J = IP = q (P_{ws} - P_{wf}) \quad (9.2)$$

O bien, considerando flujo radial para un yacimiento homogéneo, horizontal, - uniforme y de poca compresibilidad, la ecuación de Darcy:

$$J = IP = \frac{7.082 \times 10^3 h}{\ln(re/rw) - 0.75 + S + Dq} \left[\frac{k_o}{B_o \mu_o} + \frac{k_w}{B_w \mu_w} \right] \quad (9.3)$$

Donde:

S = Es el factor total de daño a la formación, el cual puede ser determinado - mediante pruebas de presión en los pozos.

Dq = Es el término por flujo turbulento, generalmente despreciado cuando se está produciendo a gastos bajos y para formaciones de baja permeabilidad.

En rigor debería usarse la Ec. (9.3), pero por el problema que presenta la determinación de las permeabilidades relativas se opta por manejar la Ec. (9.2).

El comportamiento de afluencia en esta etapa de producción se muestra en la Figura 9.7 (línea A). Se observa que a cualquier gasto la J es la misma. Cuando $q = 0$, $P_{wf} = P_{ws}$ y si $P_{wf} = 0$ $q_{max} = J P_{ws}$. En la Fig. 9.7 se muestra el comportamiento de flujo para tres pozos productores de un mismo yacimiento, pero con diferente J. Se infiere que si las características de la formación y -- sus fluidos son las mismas, las diferencias en los valores de J se deben al daño en la formación.

9.3.2 I.P.R. en yacimientos de aceites saturados.

Cuando existe flujo de dos fases en el yacimiento la relación se establece con la Ec. (9.2) no se cumple, pues el valor de la pendiente cambia continuamente - en función del abatimiento en la presión, Fig. 9.8.

Esto se justifica al entender que: si $P_{wf} < P_b$, el abatimiento continuado de - la presión permite la liberación de gas. Como consecuencia, la k_{rg} se incrementa por encima de la k_{ro} , el IP (que es función de k_o) disminuye y la R aumenta. El efecto resultante de esta serie de fenómenos es un comportamiento - de afluencia (IPR) no lineal.

De lo anterior se concluye que el IP para cualquier gasto de producción, siempre que $P_{wf} < P_b$, será la primera derivada del gasto con respecto al abatimiento, esto es:

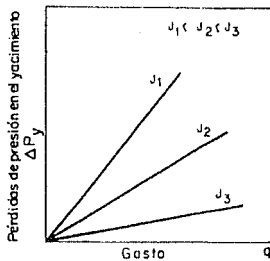


Fig 9.7. Curvas típicas del comportamiento de J .

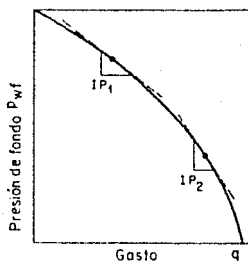


Fig 9.8. Variación del IP para yacimientos saturados.

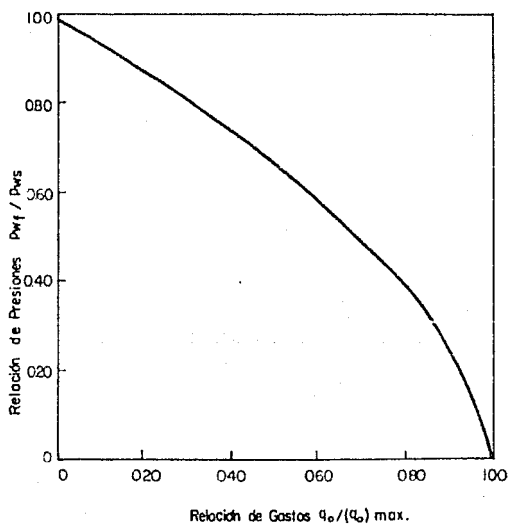


Fig 9-9 Curva de afluencia para pozos sin daño de un yacimiento con empuje por gas disuelto.

$$IP = IPR = \frac{dq}{dp_{wf}} \quad (9.4)$$

9.3.2.1 Método de Vogel.¹¹

Para yacimientos productores por empuje de gas disuelto liberado ($p_{wf} < p_b$), y su poniendo flujo radial, saturación de agua constante en un medio poroso uniforme e isotrópico; en donde los efectos gravitacionales y de compresibilidad de la -- formación y el agua no son significativos, Vogel¹¹ propuso para la determinación de la curva de comportamiento de flujo del yacimiento al pozo la siguiente relación empírica:

$$q/q_{max} = 1 - 0.2 (p_{wf} / p_{ws}) - 0.8 (p_{wf} / p_{ws})^2 \quad (9.5)$$

que es la ecuación que representa a la curva adimensional mostrada en la Fig. -- 9.9. La Ec. (9.5) puede interpretarse como una solución general para yacimientos con empuje de gas disuelto.

El error máximo ($\leq 10\%$) de este método se presenta cuando las pruebas en los pozos se realizan a gastos bajos y abatimientos de presión pequeños.

Este método ha dado buenos resultados para yacimientos donde prevalece otro tipo de mecanismo de empuje e inclusive mecanismos combinados. Para flujo de tres fases se ha notado buena precisión; sin embargo, se recomienda aplicarlo con el máximo apego a las condiciones originales.

Para obtener la p_{wf} en forma directa, conociendo p_{ws} , q y q_{max} se emplea la siguiente ecuación.

$$p_{wf} = 0.125 p_{ws} \left(-1 + \sqrt{81 - 80 (q / q_{max})} \right) \quad (9.6)$$

La curva de la Fig. 9.9 sólo es aplicable para $EF = 1.0$. Por ello Standing³ en 1970, presentó una familia de curvas en adición a la de Vogel para diferentes eficiencias de flujo. Con referencia a la Fig. 9.2, Standing estableció que:

$$EF = \frac{\Delta p_{ideal}}{\Delta p_{real}} = \frac{p_{ws} - p_{wf} - \Delta p_s}{p_{ws} - p_{wf}} \quad (9.7)$$

o bien, para flujo radial:

$$EF = \ln \frac{0.47 r_e}{r_w} / \left(\ln \frac{0.47 r_e}{r_w} + S \right) \quad (9.7.a)$$

En la Fig. 9.10 se presentan las curvas de IPR para eficiencias de flujo de -

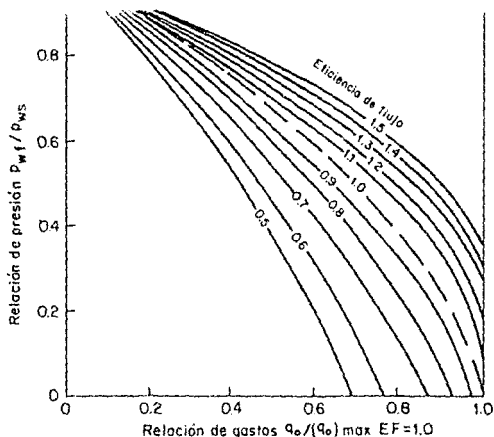


Fig 9.10. Curvas de afluencia para pozos con $EF \neq 1$ de yacimiento con empuje por gas disuelto.⁹

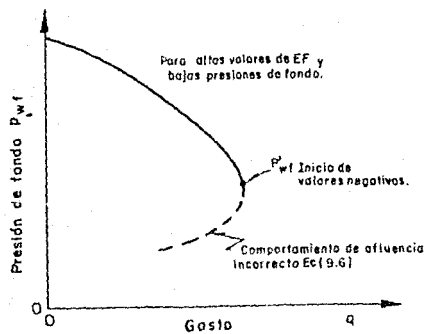


Fig 9.11. Errores al extrapolar con el metodo de Standing.

$0.5 \leq EF \leq 1.5$. De esta ampliación al método de Vogel es factible obtener: a) El gasto máximo posible para pozos con o sin daño o bien, estimulados; b) El gasto para cualquier p_{wf} y diferentes valores de EF; c) La curva de IPR para pozos dañados o estimulados o sin daño.

La Ec. (9.5) considerando la Ec. (9.7) adquiere la siguiente forma:

$$q / q_{\max} = 1 - 0.2 (p'_{wf} / p_{ws}) - 0.8 (p'_{wf} / p_{ws})^2 \quad (9.8).$$

donde:

$$p'_{wf} = p_{ws} - (p_{ws} - p_{wf}) EF \quad (9.9)$$

En la aplicación de las Ecs. (9.5.) y (9.8) para bajas presiones en fondo fluyendo y altas eficiencias de flujo, la curva de IPR presenta una forma similar a la de la Fig. 9.11. Existen dos procedimientos alternativos de solución:

a).- Harrison²², sugiere el empleo de la siguiente ecuación:

$$q / q_{\max} = 1.2 - 0.2 \exp (1.792 p_{wf}' / p_{ws}) \quad (9.10)$$

Esta ecuación se puede usar en lugar de la Ec. (9.5), para cualquier valor de p'_{wf} . Sin embargo, sus resultados serán menores a los obtenidos con la ecuación de Vogel.

b).- Fetkovich²³, sugiere el empleo de la siguiente ecuación:

$$q = J'_{o} (p_{ws}^2 - p_{wf}^2) \quad (9.11)$$

que representa una línea recta en coordenadas log-log. Para usar esta ecuación se emplea la Ec. (9.5) hasta que principien los valores negativos de p_{wf} (Fig. 9.12). Usando los valores de la línea continua de la misma figura, se construye una gráfica log-log como la de la Fig. 9.13, J'_{o} es la intersección sobre el eje q, donde $(p_{ws}^2 - p_{wf}^2) = 1.0$ y $n = 1/\text{pendiente}$. Después de obtener n y J'_{o} , la Ec. (9.11) se aplica para completar la curva IPR, como se muestra en la Fig. 9.14.

Es interesante observar que la forma de la Ec. (9.11) es la misma que la usada para pozos productores de gas; esto es:

$$q_g = C (p_{ws}^2 - p_{wf}^2)^n \quad (4.101)$$

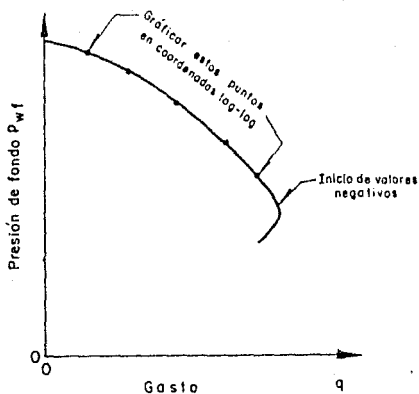


Fig 9.12. Curva de presión vs gasto para valores positivos de P_{wf} .

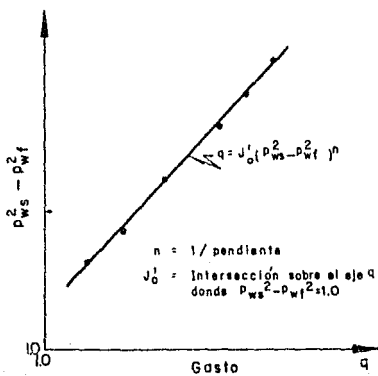


Fig 9.13. Gráfica log-log de presiones contra gasto.

y lleva en forma natural a considerar que las técnicas usadas por mucho tiempo en las pruebas y análisis de los resultados para pozos productores de gas pueden usarse para pozos productores de aceite.

La gráfica generalizada de Harrison, resultado de la aplicación de la Ec. (9.11) se muestra en la Fig. 9.15. Se recomienda su uso cuando el valor de EF salga del rango de la gráfica original de Standing; por otra parte, proporcionará resultados más precisos que los obtenidos con la Ec. (9.10).

En relación a los métodos y conceptos que se refieren al comportamiento del flujo del yacimiento al pozo cuando la presión de fondo fluyendo es menor o mayor que la presión de burbujeo, se pueden citar autores tales como Patton, D. (14), inciso (9.34) y Hasan, M. (15). En adición a estos autores, las referencias 1, 4 y 11 se refieren a la teoría y elaboración de curvas de IPR compuestas.

9.3.3 Curvas de IPR futuras.

Del estudio del comportamiento de flujo del yacimiento al pozo y en relación al gasto, se distinguen dos problemas a resolver. El primero es la forma de la curva de presión contra gasto en una etapa particular de la explotación. El segundo es la manera en que el IPR decrece a medida que continúa la explotación¹.

El estudio y análisis del primero ya ha sido efectuado, por tanto, se estudiará y analizará el segundo problema.

La importancia de la determinación de las curvas de IPR futuras reside en el pronóstico del gasto del pozo tanto para pozos fluyentes como para aquéllos que tienen instalado un sistema artificial de producción. También son relevantes cuando se desea obtener el momento más conveniente para la conversión a un sistema artificial de producción.

9.3.3.1 Método de Fetkovich.¹³

Muskat¹⁶, en 1957, presentó la Ec. (9.12), que relaciona el índice de productividad de un tiempo t_1 a otro t_2 ,

$$\frac{J_1}{J_2} = \left(\frac{k_{ro}}{\mu_o B_o} \right)_1 / \left(\frac{k_{ro}}{\mu_o B_o} \right)_2 \quad (9.12)$$

De un balance de materia para un yacimiento con empuje de gas disuelto, Fetkovich¹³, encontró que el comportamiento de k_{ro} es casi lineal con la presión, y se puede calcular aproximadamente con la siguiente expresión:

$$\frac{k_o}{k_i} \frac{P_{ws}}{P_{wsi}} = \frac{P_{ws}}{P_{wsi}} \quad (9.13)$$

o bien:

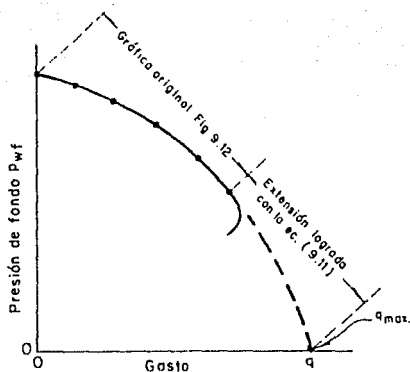


Fig 9.14. Corrección de la Fig 9.14 con los datos de la Fig 9.13.

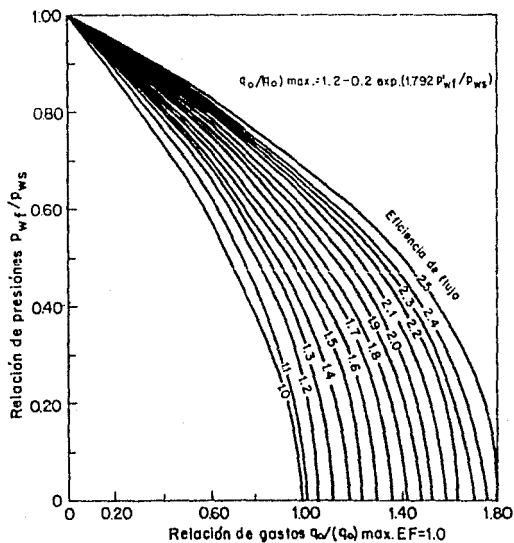


Fig 9.15. Curvas de afluencia para pozos con $EF \neq 1$, de un yacimiento con empuje por gas disuelto¹².

$$k_{ro} p_{ws} = \frac{k_{iws}}{p_{wsi}} \quad (9.14)$$

donde k_{ro} se toma con respecto a k_i y se define en aquél lugar geométrico donde no existe abatimiento. La Fig. 9.16 define el lugar geométrico de los valores de $(k_{ro} / (\mu_0 \beta_0)) p_{ws}$ vs. presión a $p = 0$. De esta forma:

$$q_{o1} = J'_{o1} (p_{wsi}^2 - p_{wf}^2)^n \quad (9.15)$$

que define el gasto contra el abatimiento de presión; por otra parte, la Ec. (9.14) proporciona la corrección por declinación de la presión. Finalmente la ecuación propuesta por Fetkovich es:

$$q_{o2} = J'_{o1} \left(\frac{D_{wsc}}{D_{wsl}} \right) (p_{ws}^2 - p_{wf}^2)^n \quad (9.16)$$

Realizando una prueba de flujo de tres o cuatro puntos para el tiempo presente, es posible construir las curvas IPR para otras presiones estáticas usando la -- Ec. (9.16).

9.3.3.2 Método de Eickmer.¹⁷

Para $n = 1$ y $p_{wf} = 0$, el resultado del cociente de la Ec. (9.15) a t_1 entre la Ec. (9.16) a t_2 permite obtener el q_{max} a t_2 .

$$\frac{q_{max1}}{q_{max2}} = \left(\frac{p_{wsl}}{p_{ws2}} \right)^3 \quad (9.17)$$

La solución a la Ec. (9.17) requiere una prueba de pozo al tiempo presente t_1 , a partir de la cual se puede obtener q_{max1} . Conociendo q_{max1} y p_{wsl} , se puede resolver q_{max2} a cualquier otra presión estática considerada y, como complemento, puede construirse una curva completa de IPR para t_2 empleando la Ec. -- (9.5).

9.3.3.3 Método de Standing.¹⁸

Standing desarrolló un procedimiento que requiere cálculos de balance en materia para determinar saturaciones futuras, a partir de las cuales se pueden obtener valores de k_{ro} . De su estudio, la Ec. (9.15) toma la siguiente forma:

$$q / q_{max} = (1 - p_{wf}/p_{ws}) (1 + 0.8 p_{wf}/p_{ws}) \quad (9.18)$$

y de la Ec. (9.2) se obtiene:

$$J = q_{max} (1 + 0.8 p_{wf}/p_{ws}) / p_{ws} \quad (9.19)$$

Si el valor de J se toma para abatimientos bajos, es decir, cuando p_{wf} / p_{ws} la Ec. (9.19) se convierte en:

$$J^* = 1.8 q_{max} / p_{ws} \quad (9.20)$$

dividiendo la Ec. (9.19) entre la Ec. (9.20), se tiene que:

$$J_p^* = 1.8 J / (1 + 0.8 p_{wf} / p_{ws}) \quad (9.21)$$

Que permite calcular J_p^* a partir de un valor medido de J. De lo anterior, se infiere que un valor futuro de J^* (J_f^*) se puede calcular a partir del valor presente (J_p^*), para cualquier p_{ws} futura. Este valor se determina con la siguiente ecuación:

$$J_f^* = J_p^* \left(\frac{k_{ro}}{B_o} \right)_f / \left(\frac{k_{ro}}{B_o} \right)_p \quad (9.22)$$

finalmente, si q se elimina de las Ecs. (9.5) y (9.21), la curva del IPR futura se puede construir a partir de la Ec. (9.23).

$$q = \frac{J_p^* p_{ws}}{1.8} \left[1 - 0.2 (p_{wf} / p_{ws}) - 0.8 (p_{wf} / p_{ws}) \right] \quad (9.23)$$

Para la aplicación de la Ec. (9.22) es necesario contar con los valores presentes y futuros de k_{ro} , B_o y B_o . Para B_o y B_o pueden usarse las correlaciones del Capítulo 1, para obtener k_{ro} puede usarse la correlación de Corey 1^{θ}

$$k_{ro} = (S_o / (1 - S_{wi}))^4 \quad (9.24)$$

Para una correcta aplicación del método, se sugiere:

- Realizar una prueba de producción, de tal manera que el valor a tiempo presente de p_{ws} y J puedan ser determinados.
- Calcular el valor de J_p^* con la Ec. (9.21), o bien de la Ec. (9.3).
- Obtener el valor de J_f^* aplicando la Ec. (9.22).
- Construir la curva IPR con la Ec. (9.23) suponiendo diferentes valores de p_{wf} .

Nuevamente el problema es el cálculo de k_{ro} que es función de la S_o y ésta dependerá del grado de depresionamiento del yacimiento, por lo que se requiere de

la predicción del comportamiento del mismo.

9.3.4 Curvas generalizadas de IPR.¹⁴

Patton y Goland¹⁴, en adición a las ecuaciones presentadas en los incisos anteriores, obtuvieron, al combinar las Ecs. (9.2), (9.5) y (9.11), una serie de expresiones para construir las curvas generalizadas de IPR. Ver Fig. 9.17.

9.3.4.1 Procedimiento de cálculo.

- 1) Obtener el valor de la p_b de un análisis pVT.
- 1) Determinar la p_{ws} del pozo y obtener la p_{wf} a un gasto medido q .
- 2) Para datos de pruebas de producción donde $p_{wf} > p_b$, obtener J , q_b , q_c y q_{max} , en ese orden, empleando las siguientes expresiones:

$$J = q / (p_{ws} - p_{wf}) \quad (9.25)$$

$$q_b = J (p_{ws} - p_b) \quad (9.26)$$

$$q_c = q_b p_b / (1.8(p_{ws} - p_b)) \quad (9.27)$$

$$q_{max} = q_b + q_c \quad (9.28)$$

- 3) Para datos de prueba de producción donde $p_{ws} > p_b > p_{wf}$ obtener q_c , q_b y q_{max} con las siguientes expresiones:

$$q_c = q / [1.8 p_{ws} / p_b - 0.8 - 0.2 p_{wf} / p_b - 0.8 (p_{wf} / p_b)^2] \quad (9.29)$$

$$q_b = J (p_{ws} - p_b) \quad (9.30)$$

$$q_{max} = q_b + q_c \quad (9.31)$$

Para la construcción de la curva IPR ($p_{wf} < p_b$), se emplea para calcular q , a diferentes valores de p_{wf} , la Ec. (9.32).

$$q = q_b + [q_{max} - q_b] \left[1 - 0.2 p_{wf} / p_{ws} - 0.8 (p_{wf} / p_{ws})^2 \right] \quad (9.32)$$

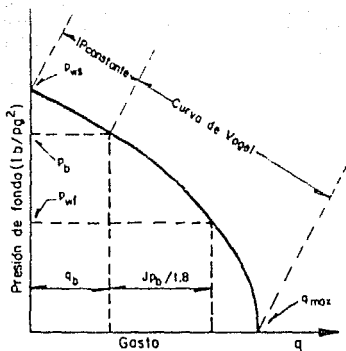


Fig 9-17 Comportamiento de afluencia generalizado.

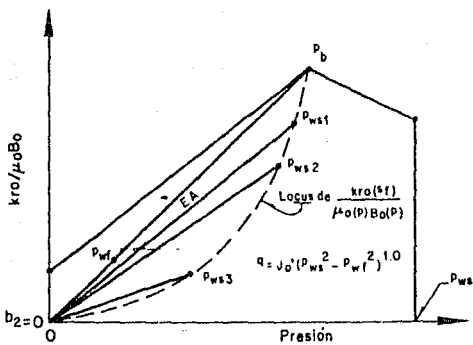


Fig 9.16 Gráfica de locus $(kro/\mu_o B_o)$ vs $P^{1.5}$.

Si la prueba se efectúa a una presión abajo del punto de burbujeo, se debe primero calcular el valor de J con la Ec. (9.33).

$$J = q / \left[p_{ws} - p_b + p_b / 1.8 \left(1 - 0.2 p_{wf} / p_b - 0.8 (p_{wf} / p_b)^2 \right) \right] \quad (9.33).$$

9.4 ANALISIS NODAL.

La razón fundamental de someter un sistema de producción a la técnica de análisis nodal es simplemente porque ésta involucra en sus cálculos a todos los elementos del sistema, permite determinar el efecto de su variación en la capacidad de transporte, y tener una imagen de conjunto del comportamiento del pozo. Desde la perspectiva de evaluación esto es posible; sin embargo, en condiciones de diseño, sin restricciones económicas, es factible dimensionar el sistema de producción en su conjunto para obtener la capacidad de transporte requerida, o bien la capacidad de transporte idónea, teniendo como limitante tan sólo la capacidad de afluencia del yacimiento al pozo.

El análisis nodal se puede aplicar a pozos fluyentes, inyectores o productores, mediante un equipo artificial de producción, (su aplicación al bombeo neumático es muy común). Por otra parte, del análisis del comportamiento de los elementos del sistema se pueden identificar las posibles restricciones que modifiquen negativamente la capacidad de transporte del mismo. Asimismo, es posible estudiar y comprender con relativa facilidad el comportamiento de estranguladores, válvulas de seguridad, etc.

9.4.1 Análisis cualitativo del sistema.⁷

En la Fig. 9.18 se muestra un sistema de producción en el que se aprecian las posibles pérdidas de presión desde el yacimiento hasta los separadores. Este sistema es común en instalaciones marinas; sin embargo, para efectos de estudio se utilizará un sistema de producción como el mostrado en la Fig. 9.19. Una vez delineado el procedimiento general de manera sencilla, pueden enfrentarse con éxito problemas más complejos.

En la Fig. 9.20 se muestran las pérdidas de presión asociadas a cada elemento de la Fig. 9.19, donde:

Δp_1 = pérdidas de presión en el medio poroso. Representan entre el 10 y el 50% de las pérdidas totales.

Δp_2 = pérdidas de presión en la tubería vertical. Representan entre el 30 y el 80% de las pérdidas totales.

Δp_3 = pérdidas de presión en la L.D.. Generalmente constituyen entre el 5 y el 30% de las pérdidas totales.

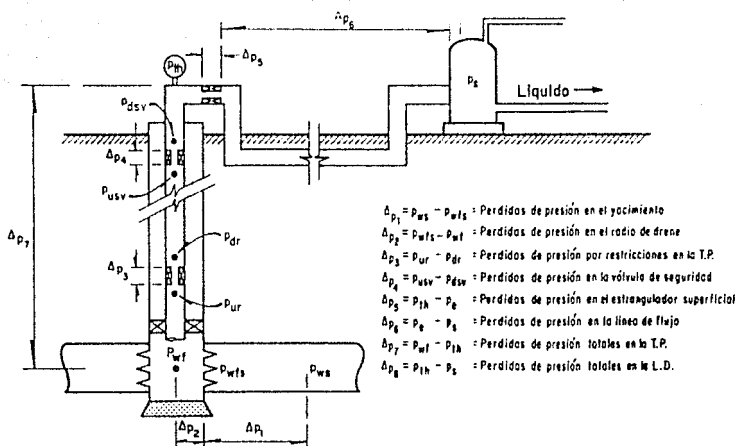


Fig 9.18. Pérdidas de presión en un sistema completo de producción

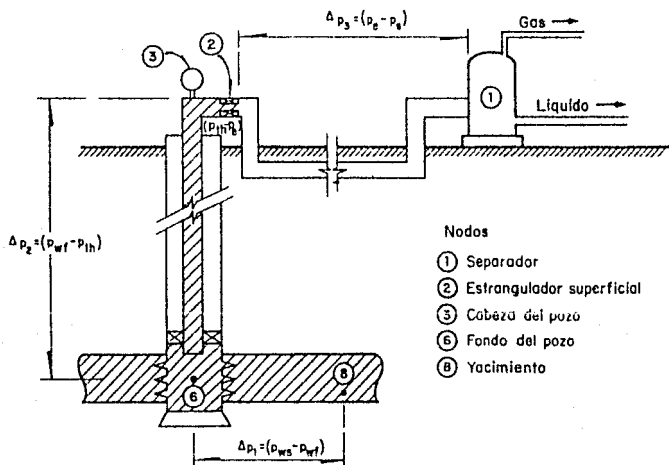


Fig 9.19. Pérdidas de presión y nodos principales en un sistema básico de producción

9.4.1.1. FLUJO EN EL YACIMIENTO.

Partiendo del análisis de la Fig. 9.20 se puede distinguir en principio, que a medida que el gasto se incrementa, la diferencia entre la presión estática y la presión de fondo fluyendo se acentúa. Esta diferencia depende, como se indicó, de las características del sistema roca-fluidos y de la eficiencia de la terminación, (inciso 9.2).

9.4.1.2 Comportamiento del flujo por la T.P.

El comportamiento del flujo por la tubería vertical ha sido indicado, en lo fundamental, en el Capítulo 7; sin embargo, por su importancia es necesario analizar algunos otros aspectos. Nind (1), para relacionar el gasto de producción con la RGL supone constante ésta última, mientras varía el gasto de líquido y muestra que: "para cualquier diámetro y profundidad de tubería dados, hay un gasto de producción que ocasiona la mínima pérdida de presión en la tubería de producción". La Fig. 9.21 muestra la forma general del comportamiento indicado. Lo mismo puede apreciarse en la Fig. 9.20 para Δp_2 . Es de esperarse, sin embargo, que la declinación de la presión del yacimiento permitirá un incremento de la RGL, que en principio beneficiará la producción de fluidos, pero después su continuo aumento, podría llegar a producir pérdidas por fricción paulatinamente mayores.

La Fig. 9.22 es importante, pues en ella se muestran los gastos que limitan el flujo estable. Un pozo que produzca con un gasto menor generalmente estará --operando con "cabeceo", o flujo inestable. Las condiciones para obtener flujo estable deben ser tales que al agregar a la curva anterior la curva IPR se obtenga un resultado semejante al de la Fig. 9.23. La Fig. 9.24 muestra la condición en la cual la curva de flujo por la T.P. corta a la de IPR en dos puntos. En la posición 2, a la derecha del gasto límite el flujo será estable, mientras que el flujo en la posición 1, no ocurrirá, a menos que se estrangule la cabeza del pozo provocando flujo inestable o "cabeceo"; esto originaría un cambio en la curva del flujo por la T.P., según se muestra en la Fig. 9.25. Aquí la curva IPR no ha cambiado para un particular juego de condiciones, de tal forma --- que, a medida que el diámetro del estrangulador disminuye, la p_{th} aumenta. Reducciones posteriores al diámetro del estrangulador provocarán un desplazamiento hacia arriba de la curva del flujo por la T.P. hasta llegar al caso extremo mostrado en la Fig. 9.26, en el que el pozo dejará de fluir.

Esto mismo puede explicarse observando la Fig. 9.20 en la cual se distingue que cuando $p_{th} = p_e$ se tiene el gasto máximo correspondiente al flujo sin estrangulador y para gastos menores se usan estranguladores. Se aprecia también que al ir utilizando estranguladores con diámetros menores, disminuye el gasto y aumenta la presión en la boca del pozo, hasta alcanzar un valor máximo, indicado por θ_3 . La reducción posterior del diámetro abate la p_{th} y el gasto, al incrementar las pérdidas de presión en la tubería vertical, con el riesgo de provocar la "muerte del pozo".

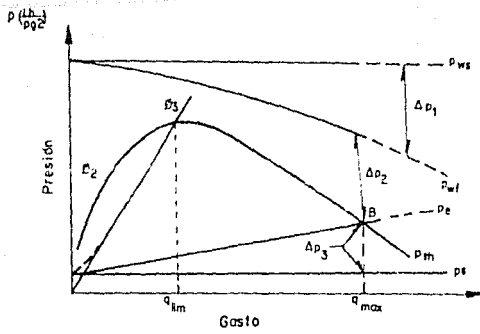


Fig 9.20 Distribución de presiones en un sistema de producción.

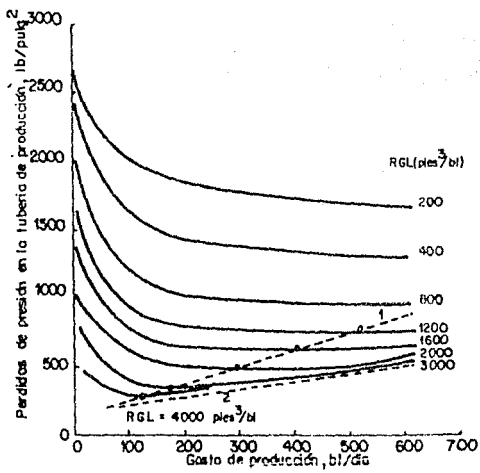


Fig 9.21 Pérdidas de presión en función del gasto para varias RGL. (Tomando de: Gilbert, W.E. "Flowing and Gas Lift Well Performance," API, Drilling and Production Practices (1954), pag. 26.)

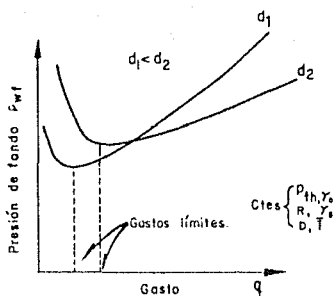


Fig. 9.22 Curvas típicas de gasto vs. P_{wf} para diferentes diámetros de T.P.

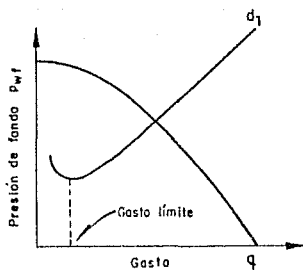


Fig. 9.23 Gráfica típica de condiciones de flujo estable²⁰

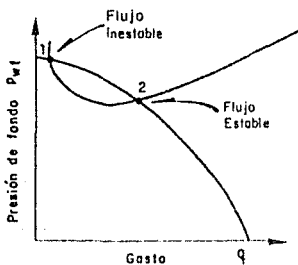


Fig. 9.24 Pozo fluyente en la posición 2.²⁰

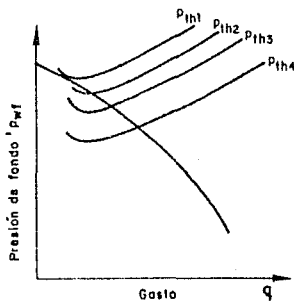


Fig. 9.25 Efecto del cambio de estrangulador sobre el comportamiento del flujo por la T.P.¹¹

Por ejemplo, el cambio de β_3 a β_2 incrementará el colgamiento del líquido y és te la carga hidrostática, con lo cual la velocidad de flujo disminuye, conduciendo a un estado inestable y finalmente a la suspensión del flujo.

9.4.1.3 Terminación del flujo natural.⁷

La determinación de la presión estática P_{ws} a la cual el pozo dejará de fluir es una aplicación importante del flujo multifásico vertical. El procedimiento consiste en graficar los valores de la P_{wf} obtenidos a partir del comportamiento del flujo en el yacimiento y del flujo por la TP. Fig. 9.27. Las curvas de IPR corresponden a presiones estáticas de 1200 y 1300 lb/pg². El pozo tiene una T.P. de 3 1/2 pg, una $P_{th} = 100$ lb/pg². El pozo no fluirá a una $P_{ws} < 120$ lb/pg². A una $P_{ws} = 1150$ lb/pg² el pozo estará muerto.

Se advierte que el gasto es de 100 bl/día cuando el pozo deja de producir. Esta situación puede ocurrir de un día para otro. En la misma figura se observa que con una T.P. de menor diámetro (1.9 pg) el flujo natural continuaría por ma yor tiempo, hasta que la P_{ws} se abatiera a 900 lb/pg².

9.4.1.4 Efecto del diámetro de la T.P.

Nind (1), demostró el efecto del cambio del diámetro de la T.P. sobre el gasto de producción y la presión de fondo fluyendo. En sus cálculos consideró los valores asentados en la Tabla 9.1 y un pozo con 10,000 pies de profundidad y una $P_{th} = 0$.

T A B L A 9 . 1

DATOS EMPLEADOS EN EL CALCULO DEL EFECTO DEL GASTO Y EL DIAMETRO SOBRE LAS PERDIDAS DE PRESION EN LA T.P.		
d (pg)	q (bl/día)	RGL (pies ³ /bl)
1.66	50	
1.9	100	1000
2 3/8		
2 7/8	200	400
3 1/2	400	

Tomada de la referencia (1).

Sus resultados se muestran de las Figs. 9.28 y 9.29. En ellas se distingue -- que a gastos bajos se reducen las pérdidas de presión al utilizar diámetros

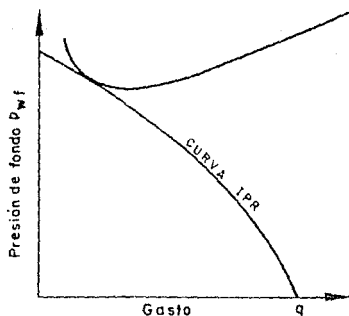


Fig 9.26 Curvas de comportamiento de flujo correspondientes a un pozo "muerto".

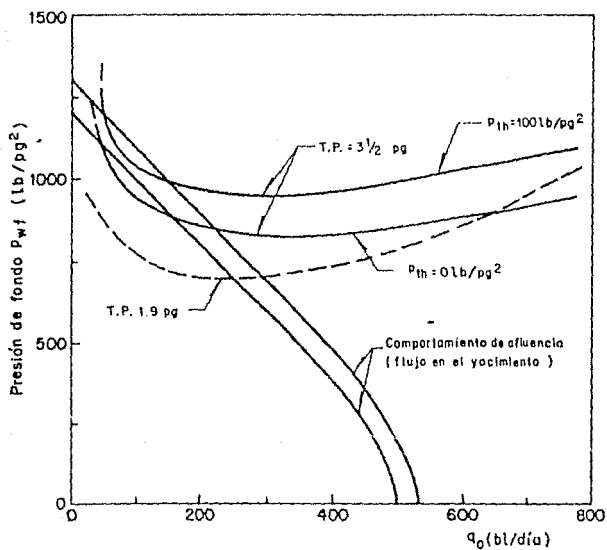


Fig 9.27. Determinación de la presión estática a la que el pozo deja de fluir.

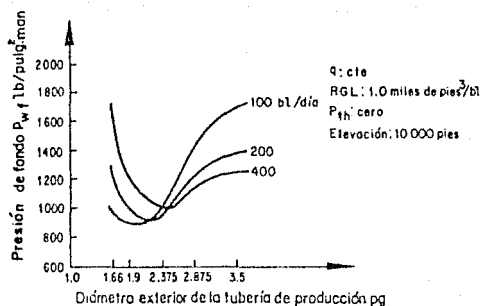


Fig 9.29. Efecto del diámetro de la tubería de producción sobre las pérdidas de presión por el flujo vertical: diferentes gastos!

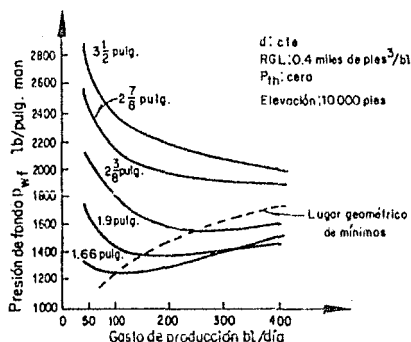


Fig 9.28. Efecto del gasto sobre las pérdidas de presión por el flujo vertical: diferentes diámetros de tubería de producción!

menores de T.P. Fig. 9.28. En relación a la Fig. 9.29 se observa que para diámetros de T.P., pequeños aumentan las caídas de presión al aumentar el gasto, - pero esta situación se invierte para diámetros de T.P. mayores.

9.4.1.5 Efecto del diámetro del estrangulador.

Se puede observar que la Ec. (8.1), para un diámetro dado de estrangulador y una R constante es una línea recta que pasa por el origen, Fig. 9.20. Suponiendo -- un gasto muy pequeño, la presión en la cabeza y la presión corriente abajo tenderían a igualarse a la presión en el separador. Al fluir el pozo, el comportamiento del estrangulador sería semejante al mostrado en la Fig. 9.30.

9.4.1.6 Comportamiento del flujo por la L.D.⁷

La caída de presión en la L.D., se debe fundamentalmente a la fricción del fluido con las paredes de la tubería y sus características más significativas se reflejan en las Fig. 9.31, 9.32 y 9.33

Para la selección del diámetro óptimo de la línea de descarga es necesario tener en mente que el gasto alcanza un valor máximo, a partir del cual el empleo de tuberías de descarga de mayor diámetro, es innecesario. Esto se debe a que otro elemento del sistema (el yacimiento, la T.P., el estrangulador o bien, la presión del separador) limita el ritmo de producción. En adición a lo anterior se enfatiza que la elección del diámetro requiere de un análisis económico.

9.4.1.7 Distribución general de presiones.⁷

Para la obtención de una gráfica similar a la Fig. 9.20 se procede de la siguiente manera:

- a) Suponer un gasto y obtener, a partir de la presión estática del pozo, su presión en el fondo. Para esto remitirse al inciso 9.3.
- b) A partir de la presión de fondo fluyendo obtenida se calcula, para el gasto supuesto, la P_{th} . Este cálculo se realiza aplicando el método de flujo - multifásico seleccionado para determinar las pérdidas de presión en la T.P. El valor obtenido corresponde al flujo corriente arriba del estrangulador. Para efectuar este cálculo, es necesario estimar previamente la relación - gas - aceite.
- c) Para continuar la secuencia de cálculo obtener, a partir de la presión de separación, la presión en la boca del pozo corriente abajo del estrangulador (P_e), necesaria para transportar el gasto supuesto a través de la línea de descarga. Para realizar los cálculos se debe usar el método seleccionado de flujo multifásico horizontal.

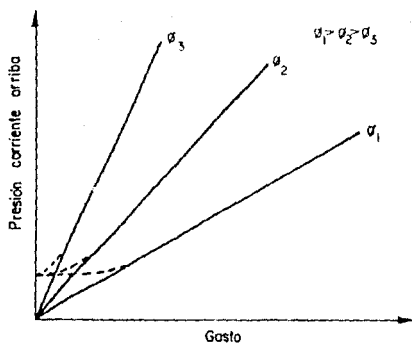


Fig. 9.30 Gráfica de $pvsq$ para diferentes diámetros de estrangulador.

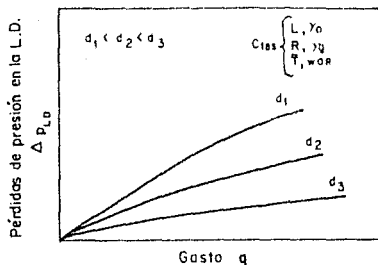


Fig 9.31. Variación de las ΔP_{LD} vs gasto para diferentes diámetros de la línea de descarga.⁵

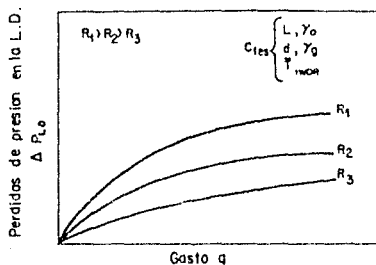


Fig 9.32 Variación de las ΔP_{LD} Vs. gasto para diferentes relaciones gas-aceite.⁵

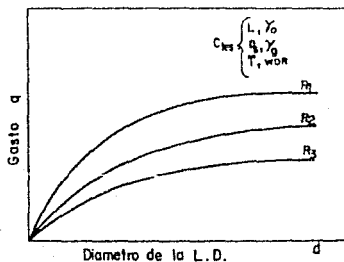


Fig 9.33 Efecto del diámetro de la L.D. sobre el gasto considerando el sistema de producción en conjunto.

- d) Repetir los pasos anteriores para otros gastos supuestos, conviene recordar al elaborar la gráfica, todas las presiones dependen del ritmo de producción excepto la P_{ws} y la P_s .

Al repetir el procedimiento de cálculo expuesto, considerando valores decrecientes de P_{ws} , se obtienen las relaciones existentes entre estas presiones y los gastos máximos correspondientes. Fig. 9.34

9.4.1.8 Diseño de tuberías de producción y líneas de descarga.²¹

Del procedimiento descrito es posible analizar el efecto del cambio de las tuberías de producción y de descarga sobre el gasto. Sin embargo la elección del diámetro de las tuberías debe basarse en un análisis económico, en el que se comparen los incrementos en la producción, al instalar tuberías de mayor diámetro o telescopiadas, con la inversión adicional que es necesario realizar. De este modo pueden determinarse, para cada etapa de la vida fluyente de un pozo, cuales son las tuberías necesarias para su explotación óptima.

Al analizar el efecto del cambio de las tuberías, contra el gasto máximo, se obtienen resultados como los mostrados en las Figs. 9.35 y 9.36.

La Fig. 9.35 muestra la variación del gasto máximo al usar líneas de descarga de diferentes diámetros. Se observa que para una tubería de producción dada, existe un diámetro de línea de descarga para el cual se obtiene el máximo gasto. Incrementos adicionales en el diámetro de la línea de descarga ya no proporcionan mayor producción.

La Fig. 9.36 muestra la variación del gasto máximo al usar diferentes diámetros de T.P. Se aprecia que el gasto aumenta hasta alcanzar un valor máximo y posteriormente disminuye.

La combinación más adecuada de tuberías, se obtiene al analizar diferentes alternativas y considerar las que permitan prolongar al máximo la etapa fluyente del pozo.

En relación a los procedimientos descritos para determinar la terminación del flujo natural y al diseño de tuberías de producción, es necesario indicar lo siguiente:

- Al aplicar cualquier método de flujo multifásico (como los indicados en los capítulos anteriores), se obtiene un gasto límite de aceite a partir del cual la presión de fondo aumenta al disminuir el gasto.
- Todos los métodos indican que los gastos límites decrecen al disminuir el diámetro de la tubería de producción.
- Los valores de los gastos límites son diferentes para cada correlación.

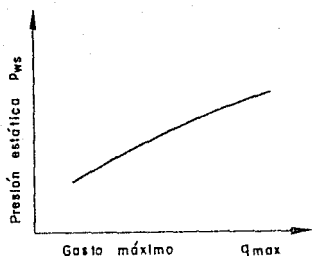


Fig. 9.34 Gasto máximo a diferentes valores de P_{ws} ?

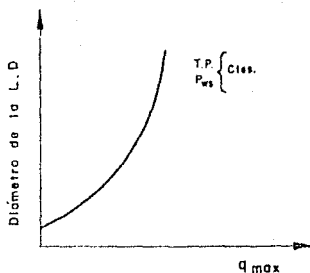


Fig. 9.35 Relación entre el q_{max} y el diámetro de la L.D.¹¹

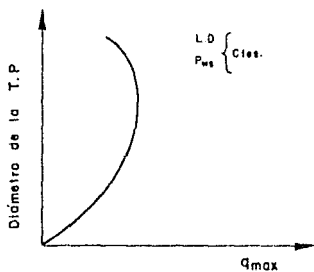


Fig. 9.36 Relación entre el q_{max} y el diámetro de la T.P.¹¹

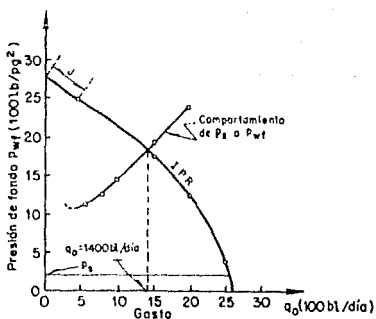


Fig. 9.37a. Comportamiento del sistema tomando como nodo de solución la P_{wf} .

- d) Sólo el método de Orkiszewski muestra que la presión de fondo correspondiente al gasto límite, decrece al disminuir el diámetro de la T.P. Los otros métodos indican la tendencia opuesta.

Se recomienda obtener, a través de pruebas de presión y producción (pruebas cortas DST) (22), los datos necesarios para aplicar satisfactoriamente los métodos seleccionados.

9.4.2. Elección del nodo solución.

La elección del nodo de solución para pozos fluyentes o inyectores, depende del componente que se desee evaluar; esto es, que su análisis muestre convenientemente la respuesta del sistema a las condiciones dadas y a las que se establezcan como supuestas, de tal forma que se pueda identificar con certeza el problema y planear la solución técnica, a la luz de una justificación económica para su posterior ejecución.

9.4.3. El fondo del pozo como nodo solución.^{21,23}

Es un nodo de solución común y se localiza a la profundidad media del intervalo disparado Fig. 9.19. En estas condiciones el sistema se divide en dos: el yacimiento y el sistema total de tuberías.

9.4.3.1 Procedimiento de solución.

- Si $P_{wf} < P_b$, suponer varios gastos y construir la curva IP con la Ec. (9.2) o bien, con las Ecs. (9.25) a (9.28), si se desea obtener la curva generalizada. Si $P_{wf} < P_b$ construir la curva IPR con el método de Vogel, o emplear las Ecs. (9.29) a (9.33) para obtener la curva generalizada.
- A partir de P_s y para cada uno de los gastos supuestos del inciso anterior, obtener la P_{th} necesaria para mover los fluidos al separador. Es indispensable emplear el método seleccionado para determinar las pérdidas de presión por la línea de descarga.
- Obtener la P_{wf} para los gastos considerados y las P_{th} calculadas aplicando para ello el método seleccionado para calcular las pérdidas de presión por la T.P.
- Graficar los valores de P_{wf} del paso anterior en la misma gráfica donde se encuentra la curva de IPR. En su intersección y sobre la abscisa se encontrará un gasto.

Es necesario indicar que este es el gasto máximo obtenible dadas las condiciones del sistema Fig. 9.37a. Para modificarlo se requiere cambiar el diámetro de la T.P. o de la L.D. o el estrangulador, o la presión de separación, o bien, a través de una estimulación, modificar las condiciones de la

formación.

La elección del nodo C , como nodo de solución, obedece a que al aislarse el yacimiento del resto del sistema puede verse clara e inmediatamente el efecto del abatimiento de la presión estática sobre el gasto, Fig. 9.37b. Así también, puede observarse, según la Fig. 9.38, el efecto al realizar una estimulación o remover el daño.

9.4.4 Líneas de descarga paralelas.^{21,23}

Es posible, en ocasiones que algunos pozos produzcan con líneas de descarga paralelas y que se requiera obtener su comportamiento. El procedimiento de solución es semejante al anterior y se inicia a partir de la P_s .

- Obtener P_{th} para cada tubería de manera independiente suponiendo diferentes gastos.
- Graficar P_{th} vs. q y a continuación y para cada P_{th} obtener el gasto total y graficarlo. Fig. 9.39.
- A partir de la P_{ws} y considerando un gasto dentro del rango de gastos totales obtener la presión de fondo y a continuación la P_{th} correspondiente. Repetir este paso para otros gastos totales.
- Graficar los valores de P_{th} vs. q del paso anterior sobre la Fig. 9.39. La intersección de las curvas indica el gasto máximo posible del sistema considerado.

9.4.5 La cabeza del pozo como nodo solución.^{21,23}

Es también un nodo de solución muy común. En estas condiciones el sistema se divide también en dos: el separador y la línea de descarga constituyen un componente y el yacimiento y la T.P., el otro.

9.4.5.1 Procedimiento de solución.

- Para diferentes gastos supuestos, obtener, a partir de la P_s la P_{th} necesaria para mover los fluidos al separador empleando para ello el método seleccionado de flujo multifásico.
- Para los gastos supuestos y a partir de la P_{ws} obtener la P_{wf} aplicando las Ecs. (9.6) o (9.32).
- Con el método de flujo multifásico seleccionado para la T.P., los gastos supuestos y los valores de P_{wf} obtenidos en el paso anterior, calcular las P_{th} .

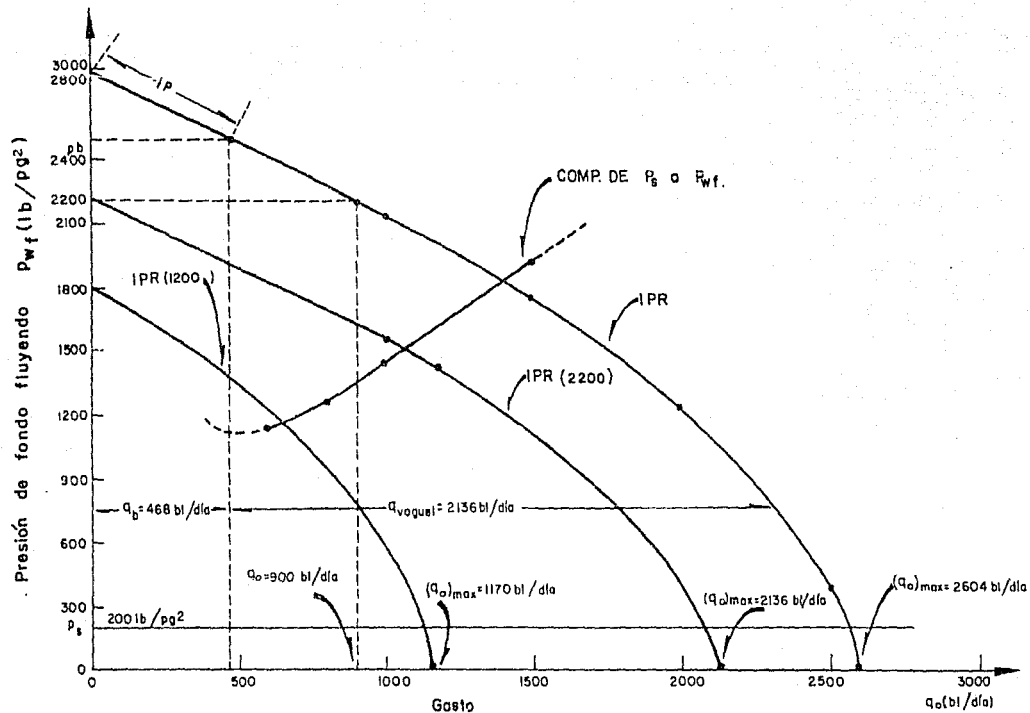


Fig. 9.37b Pronóstico del comportamiento de afluencia para diferentes presiones estáticas supuestas.

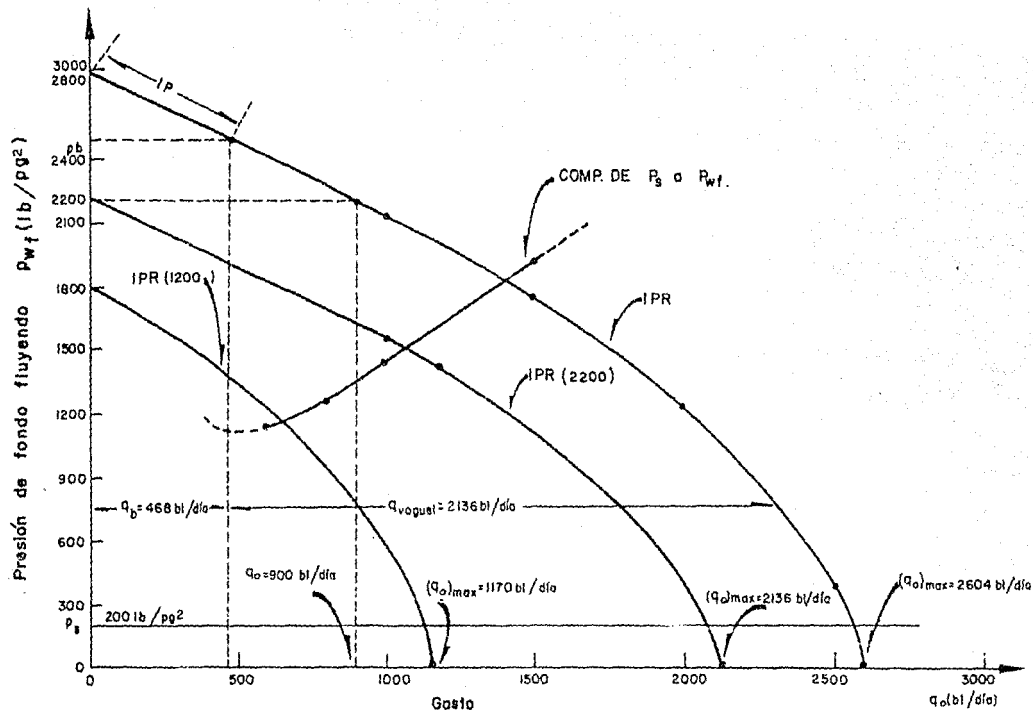


Fig. 937b Pronóstico del comportamiento de afluencia para diferentes presiones estáticas supuestas.

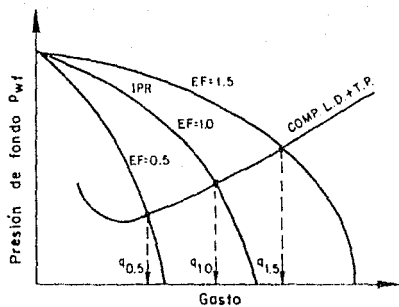


Fig 9.38. Eficiencia de flujo y su relación con el ritmo de producción.

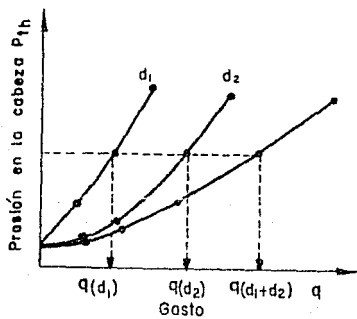


Fig. 9.39 Flujo a través de líneas paralelas.

- d) Graficar los valores de q_{th} calculados en el paso a) y los obtenidos en el paso c), para encontrar en la intersección de ambas curvas el gasto máximo del sistema, así como la P_{th} correspondiente.

Al considerar como nodo de solución la cabeza pozo, la línea de descarga se -- aísla y de esta forma es fácil mostrar el efecto que el cambio de su diámetro tiene sobre el gasto. Esto se observa en las Figs. 9.40a y 9.40b.

9.4.6 El separador como nodo solución.

La elección del separador como nodo de solución es apropiada cuando el gas a la descarga del mismo debe tener una presión tal, que le permita incorporarse a un sistema de alta presión, o algún otro sistema de recolección. Además, como la P_s controla la succión de los compresores, está directamente relacionada con la potencia requerida por éstos. Entonces, la variación de la P_s debe analizarse considerando el sistema en su conjunto, pues no siempre una reducción de ella -- se traduce en un incremento del gasto. La razón es que la línea de escurrimiento, o la T.P., o el yacimiento en pozos de baja productividad pueden constituir la restricción principal al flujo.

9.4.6.1 Procedimiento de solución.

- A partir de la P_{ws} y para diferentes gastos supuestos obtener la P_{wf} .
- Con los valores de la P_{wf} obtenidos y para los mismos gastos supuestos, calcular los valores correspondientes a la P_{th} , usando el método de flujo multi fásico vertical seleccionado.
- Con los valores de q_{th} obtenidos, calcular los correspondientes a la P_s para cada gasto supuesto.
- Graficar P_s vs. q como se muestra en la Fig. 9.41. Esta figura muestra el efecto de la P_s , sobre el gasto máximo del sistema.

Es importante hacer notar que en ocasiones se observará poco incremento en -- la producción al reducirse la P_s . Esto se debe a que la línea de descarga se -- convierte en la restricción para el sistema. La razón es la liberación de gas -- disuelto que provoca incrementos en las pérdidas de presión por fricción.

Tomar el nodo 1 como posición de solución permite concluir que el cambio en el -- gasto depende del comportamiento total del sistema. En todo caso, la elección de la presión de separación está sujeta a la razón costo - comportamiento.

Abundando, es necesario indicar que hay casos en los que, cambiando de la L.D., se observan mayores incrementos en el gasto que modificando la presión de separación.

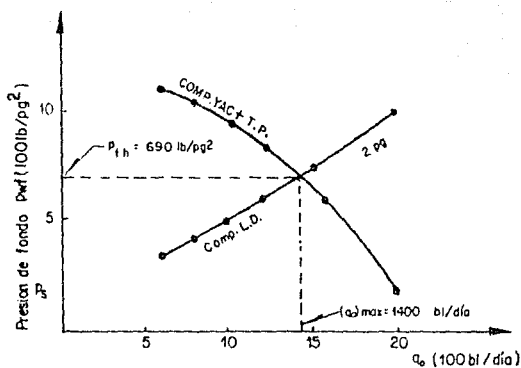


Fig. 9.40a Comportamiento del sistema tomando como nodo de solución la cabeza del pozo.

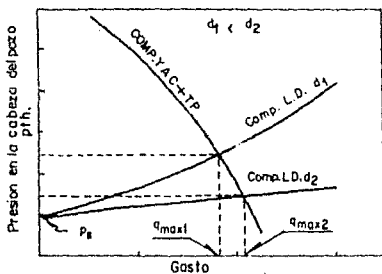


Fig. 9.40b Influencia del cambio de diámetro de una línea de escurrimiento.

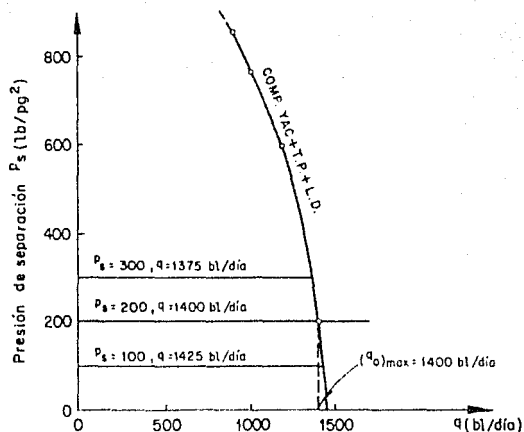


Fig 9.41. Efecto de la presión de separación sobre el gasto máximo del sistema.

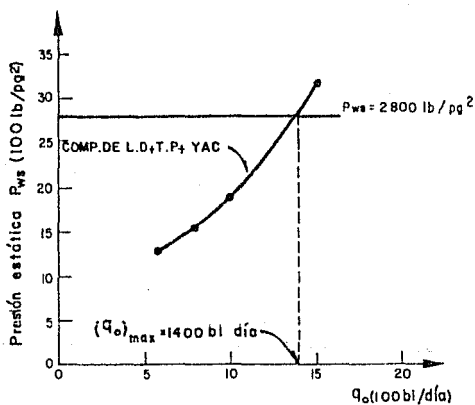


Fig. 9.42. Nodo solución: P_{ws} .

9.4.7 El yacimiento como nodo solución.^{21,23}

La elección del nodo 8 como punto de solución permite obtener el gasto posible para diferentes presiones estáticas. Sin embargo, su utilidad es relativa si no se considera la variación de la R. Su cambio provoca a su vez una nueva -- curva que represente al resto del sistema.

9.4.7.1 Procedimiento de solución.

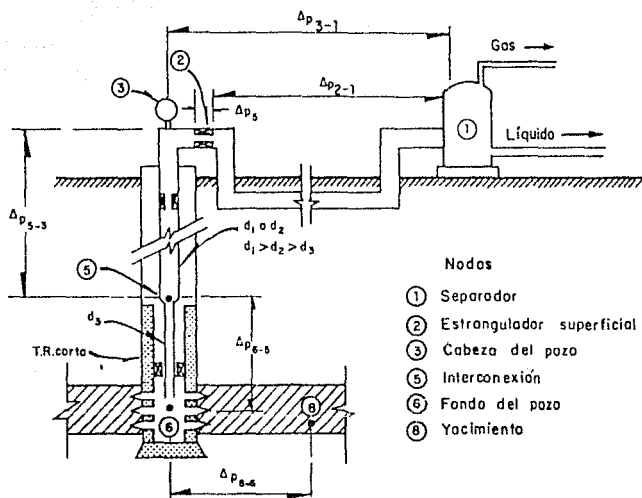
- A partir de la P_s , obtener la P_{th} , para diferentes gastos supuestos.
- Obtener la P_{wf} para los gastos supuestos, y a partir de los valores de la P_{th} calculados aplicar el método seleccionado de flujo multifásico por T.P.
- Determinar, con los valores de las P_{wf} anteriores y la Ec. (9.6) ó (9.32), los correspondientes a las P_{ws} para cada gasto supuesto.
- Graficar los valores de P_{ws} vs. gasto e incluir ahí línea que represente - la P_{ws} actual. Fig. 9.42.

9.4.8. Tuberías telescopiadas.²³

El empleo de una T.P. telescopiada es común en pozos profundos donde la terminación del pozo incluye una T.R. corta. En la Fig. 9.43 se muestra una terminación de este tipo. La aplicación de la técnica nodal permite obtener el --- efecto que produce el diámetro de la T.P. arriba o abajo del nodo 5 sobre el - gasto de producción.

9.4.8.1 Procedimiento de solución.

- A partir de la P_s obtener, para diferentes gastos supuestos, la P_{th} correspondiente.
- Calcular la presión en el nodo 5 con los valores de P_{th} y los gastos anteriores.
- Determinar las P_{wf} para los diferentes gastos supuestos a partir del nodo 8.
- Con los valores anteriores (paso c), y para los gastos supuestos, obtener la presión en el nodo 5, aplicando el mismo método de flujo multifásico -- utilizado en el paso b.
- Graficar en la misma figura los valores de p vs. q, obtenidos en los pasos b y d. La intersección de ambas curvas se observa en la Fig. 9.44. Es ne cesario hacer notar que un aumento en el diámetro de la T.P. arriba del no do 5 ayuda a aumentar el gasto; sin embargo, su efecto posterior puede ori ginar flujo inestable.



Nodos

- ① Separador
- ② Estrangulador superficial
- ③ Cabeza del pozo
- ⑤ Interconexión
- ⑥ Fondo del pozo
- ⑧ Yacimiento

Fig. 9.43 Pérdidas de presión y nodos principales en un sistema básico de producción considerando tubería telescopiada.

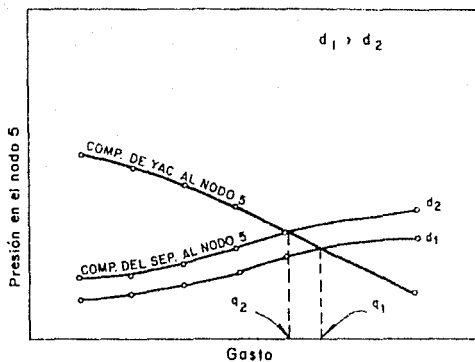


Fig 9.44. Comportamiento en tubería telescópica.

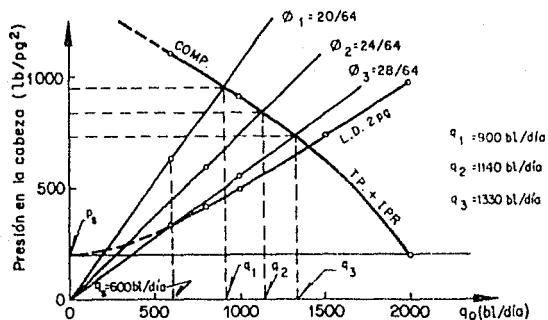


Fig 9.45. Comportamiento del sistema para diferentes diámetros de estranguladores superficiales.

Estos mismos conceptos pueden ser aplicados a líneas de descarga telescopiadas.

9.4.9 Nodos funcionales.²³

Son aquéllos donde se presentan caídas de presión en una corta distancia. En la Fig. 9.18 se muestra que los estranguladores, las válvulas de seguridad, las perforaciones, etc., son nodos funcionales.

9.4.10 Estrangulador superficial como nodo solución.^{7,23}

La elección del nodo 2 como nodo de solución, responde a lo indicado en el inciso (9.4.4). En el procedimiento de solución se agrega un paso más, en el que se incluye el efecto del cambio del diámetro del estrangulador.

9.4.10.1 Procedimiento de solución.

- Aplicar el procedimiento de solución del inciso (9.4.4.1). Con esto se obtienen las P_{th} considerando el flujo por la L.D. y considerando en forma independiente el flujo a través del yacimiento y la T.P.
- Para un diámetro de estrangulador β_j , y un gasto q_p supuestos, obtener la P_{th} aplicando la correlación seleccionada para evaluar el comportamiento de flujo de la mezcla gas-líquido.
- Trazar la línea que une el origen con el punto anteriormente obtenido como se muestra en la Fig. 9.45.
- En la intersección de la curva que representa el comportamiento del flujo, - desde el yacimiento hasta la cabeza del pozo, con la recta que representa el comportamiento del estrangulador, se obtiene, sobre el eje de las abscisas, el gasto obtenible con el estrangulador supuesto y sobre el eje de las ordenadas la P_{th} correspondiente.
- Repetir los pasos b, c y d para otros diámetros de estranguladores supuestos.

9.4.11 Pozos de inyección de gas o agua.^{7,12}

La técnica de análisis nodal es aplicable a pozos de inyección de gas o agua para seleccionar, según sea el caso, gastos de inyección, diámetros idóneos de la sarta usada, técnicas de estimulación y además como un diagnóstico de las condiciones de flujo a través de cada uno de los instrumentos del sistema. En el Capítulo 3, se indica como se puede realizar el análisis nodal en el caso de un pozo inyector de agua.

9.5 OPTIMIZACIÓN DEL DISEÑO Y OPERACION DE SISTEMAS DE BOMBEO NEUMÁTICO CONTINUO (BNC).

Para realizar el diseño óptimo de un pozo operado por BNC, es indispensable - -

determinar la capacidad de flujo del sistema de producción, así como los costos asociados a la operación y producción por BNC. Estas determinaciones solo pueden obtenerse mediante la aplicación del procedimiento que se describe a continuación.

9.5.1 Procedimiento de diseño.

Normalmente se realiza considerando el sistema integral de flujo de un pozo. En publicaciones anteriores 25, 26 se han descrito algunos procedimientos de diseño que comprenden las determinaciones siguientes:

- a) Las pérdidas de presión en el yacimiento.
- b) La distribución de presiones en la T.P.
- c) La distribución de presiones en la L.D.
- d) La distribución de temperaturas en las tuberías.
- e) La caída de presión a través del orificio de la válvula de inyección de gas.

El diseño del BNC se ha realizado considerando una presión máxima disponible -- el gas de inyección y una contrapresión fija en la cabeza del pozo 25,26. Sin embargo, para establecer el diseño óptimo, es necesario incluir además las determinaciones siguientes:

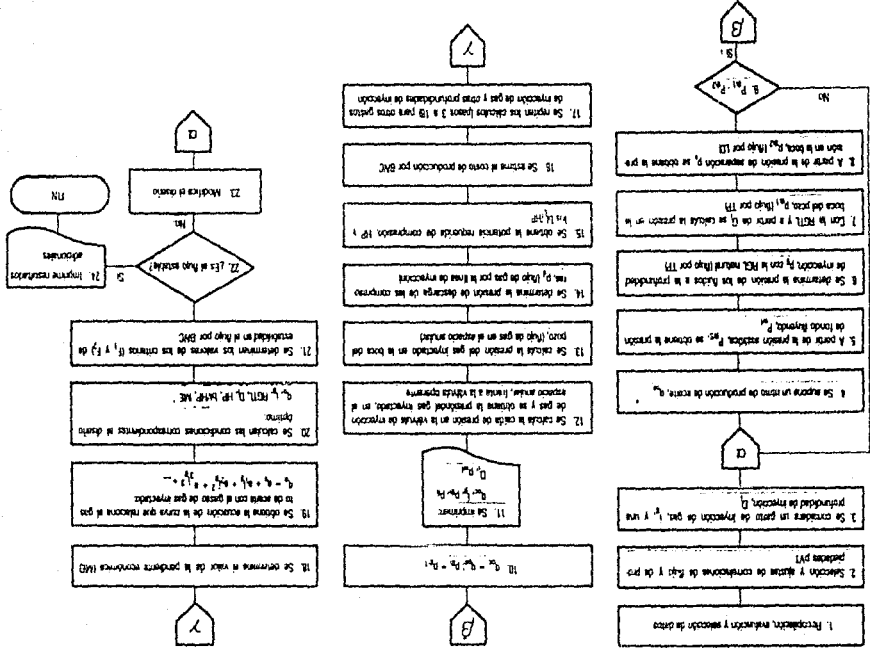
1. El efecto que tiene, sobre el ritmo de producción, el aumento de la contrapresión en la boca del pozo, al incrementarse el gasto del gas inyectado. Este cálculo se realiza considerando la boca del pozo como el nodo de solución.
2. La presión de operación del gas de inyección en la boca del pozo, en función del gasto de gas inyectado, la profundidad de inyección y la configuración del espacio anular.
3. La presión de descarga de las compresoras, en función de la geometría de la línea o del sistema de distribución del gas de inyección, del gasto de gas inyectado y la presión de operación del gas en la boca del pozo.
4. La potencia (HP) requerida de compresión, de acuerdo a la presión de descarga, la de succión y el ritmo de inyección de gas.
5. El costo de las inversiones requeridas para aplicar el BNC de acuerdo a las necesidades de compresión, operación y mantenimiento.
6. El gasto de inyección de gas óptimo.
7. Los requisitos para realizar un diseño bajo condiciones de flujo estable.

Las determinaciones complementarias indicadas permiten establecer el diseño óptimo en función de criterios económicos. Este procedimiento comprende los pasos que se detallan en la Fig. 9.46, y se resumen a continuación.

- a) Recopilación, evaluación y selección de datos.
- b) Introducción de datos.
- c) Selección y ajuste de correlaciones de flujo multifásico y de propiedades de los fluidos.
- d) Para diferentes gastos de inyección de gas y profundidades de inyección - supuestos, se calcula, mediante el análisis del sistema de producción - (análisis nodal), la presión en la boca del pozo y su ritmo de producción. Esta etapa comprende los pasos 4 a 10 de la Fig. 9.46. En el inciso - (9.5.2) se explica el análisis nodal aplicado al BNC. Para determinar si el pozo está dañado y requiere estimulación o ampliación del área expuesta al flujo por los disparos, se emplea el método de Jones,¹⁹ indicado en el inciso (9.2.2.1).
- e) A partir de la presión de los fluidos en la TP, a la profundidad de la -- válvula operante, se calculan las caídas de presión que experimenta el -- gas inyectado a través del orificio de la válvula del espacio anular del pozo, y de la línea de inyección superficial, para obtener la presión de descarga de las compresoras. En los incisos (9.5.3 a 9.5.5) se describe la forma en que se realizan estos cálculos.
- f) Con la presión de descarga de las compresoras, la presión de succión y el gasto de gas de inyección, se calcula la potencia requerida de compresión, según se indica en el inciso (9.5.6).
- g) Se realiza el análisis económico que incluye la estimación de los costos por compresión del gas y el de las instalaciones requeridas para aplicar el BNC. Se determinan: 1) El costo de producción por bombeo neumático - en dl1/b1; 2) El volumen de aceite producido por cada HP utilizado en la compresión del gas; 3) El gasto de inyección de gas óptimo, en función - del concepto de la pendiente económica. En los incisos (9.5.7) y (9.5.8) se explican estos pasos.
- h) Finalmente se determina si el flujo es o no estable. Si el flujo es inestable se modifica el diseño. Los requisitos para flujo estable se exponen en el inciso (9.5.9).

En conclusión, los resultados que se obtienen al aplicar el procedimiento anteriormente expuesto en función del gasto de gas inyectado, son: (a) La capacidad de producción de aceite del sistema; (b) La contrapresión en la boca del

Fig 9.46. Diagrama de flujo del procedimiento de diseño del bombeo neumático continuo.



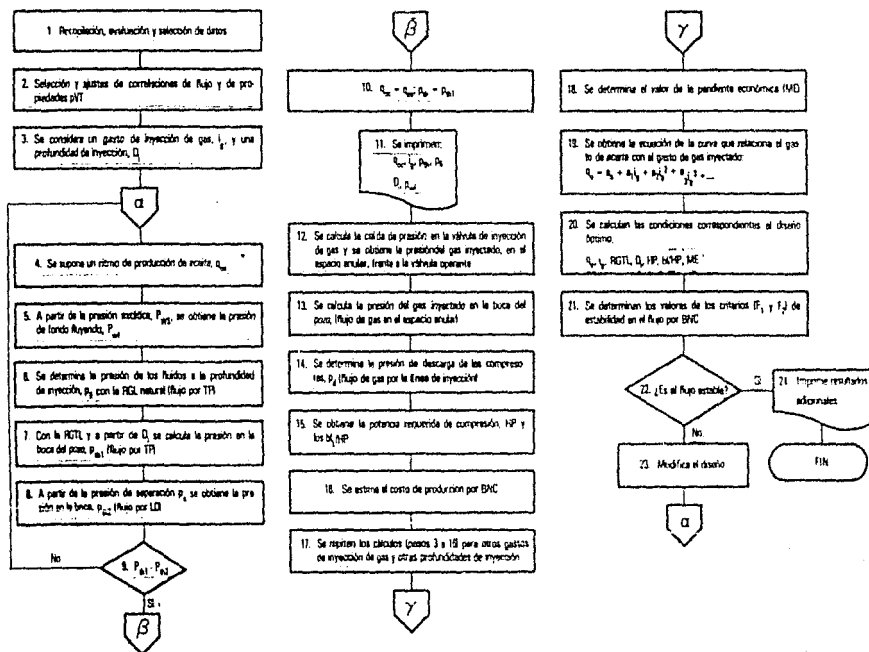


Fig 9.46. Diagrama de flujo del procedimiento de diseño del bombeo neumático continuo.

pozo; (c) La potencia y la presión de descarga requeridas en la compresión del gas; (d) El análisis económico del BNC; (e) El gasto óptimo de inyección de gas; (f) El diseño bajo condiciones de flujo estable.

9.5.2 Análisis nodal de un sistema de producción por BNC.²⁷

En la realización de este análisis se usan el fondo o la boca del pozo como nodos de solución. Aquí se describe este análisis considerando la boca del pozo como el punto de solución. El procedimiento comprende los pasos siguientes:

- 1.- A partir de la presión estática y para un gasto de aceite supuesto (Q_{os}) - se calcula la presión en el fondo del pozo (P_{wf}). Se considera el flujo en el yacimiento, previamente caracterizado por la ecuación de Vogel¹¹ - Fetkovich¹³ ó Jones¹⁹.
- 2.- A partir del valor de la P_{wf} del paso anterior y considerando el flujo en el pozo, se calcula la presión del fluido producido a la profundidad de la válvula (P_{ti}). Estos cálculos se realizan para el gasto de aceite supuesto, con la relación gas-aceite (R), de la formación y usando un método de flujo multifásico apropiado y ajustado al caso estudiado.
- 3.- A partir de la P_{ti} y la profundidad correspondiente, se calcula, para el gasto supuesto, la presión en la boca del pozo (P_{th1}), considerando ahora una relación gas total-aceite (RGTL) constituida por el gas de la formación más el del gas inyectado (i_g).
- 4.- Se repite el procedimiento (pasos 1 a 3) para diferentes gastos de aceite y relaciones gas-total-aceite.
- 5.- Con los valores de P_{th1} así obtenidos y los correspondientes de gas y - RGTL se construye una gráfica como la mostrada en la Fig. 9.47.
- 6.- A partir de la presión de separación (P_s) y considerando el flujo en la línea de descarga, se calcula la presión en la boca del pozo (P_{th2}). Este paso se realiza para el mismo rango de gastos de aceite y las mismas RGTL supuestas anteriormente y usando el método de flujo multifásico apropiado.
- 7.- Se grafican los valores de P_{th2} en igual forma que en el paso 5. (Fig. 9.48).
- 8.- La sobreposición de las Figs. 9.47 y 9.48 permite obtener la capacidad de producción del sistema y las presiones en la boca para diferentes RGTL o gastos de inyección de gas. Estos valores están determinados por los puntos de intersección de las familias de curvas derivadas en los pasos 5 y

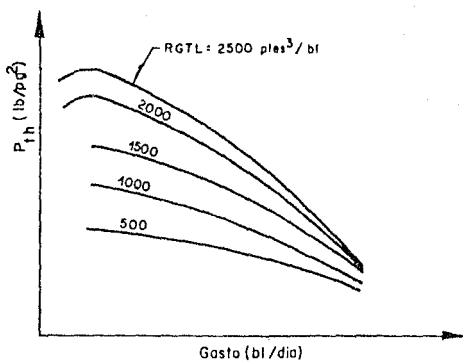


Fig. 9.47 Presiones en la boca para diferentes RGTL y gastos, considerando el flujo en el yacimiento y por la TP.

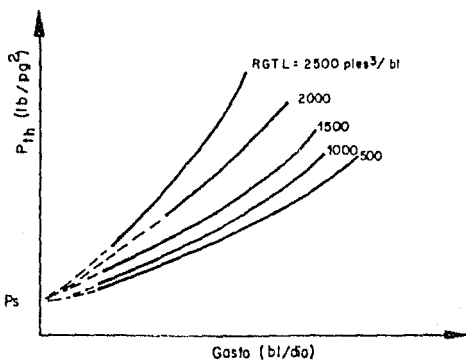


Fig. 9.48 Presiones en la boca para diferentes RGTL y gastos, considerando el flujo en la línea de descarga.

7, como se aprecia en la Fig. 9.49.

9.- De la Fig. 9.49 se obtiene el comportamiento del BNC al relacionar el gasto de aceite producido con el ritmo de inyección de gas (Fig. 9.50).

9.5.3 Caída de presión a través del orificio de la válvula.

El API ²⁸, recomienda que el tamaño del orificio de la válvula se seleccione a fin de establecer una presión diferencial de 100 lb/pg² a través del orificio. En muchos casos esto asegura un comportamiento de flujo estable, de acuerdo con Asheim ²⁹. En consecuencia es aceptable considerar en el diseño una caída de presión de 100 lb/pg²; sin embargo, se utiliza la ecuación de Cook Dotterweich ³⁰ para calcular la caída de presión mencionada, por tanteos.

$$i_g = 155.5 C_d A P_{it} \left[\frac{64.34 k H}{\rho_g (+460)(k-1)} \right]^{0.5} \quad (9.34)$$

el término H se encuentra definido por la Ec. (4.130).

9.5.4 Caída de presión en un espacio anular con flujo de gas.

La presión del gas inyectado en la boca del pozo (P_{ic}) se calcula a partir de la presión de dicho gas frente a la válvula operante. La ecuación siguiente se emplea en el cálculo de P_{ic} ^{31,32}

$$P_{ic} = ((P_{icv}^2 + A)/\exp(XTVD))^{0.5} \quad (9.35)$$

donde:

$$A = \frac{667 f i_g^2 T^2 Z^2 (\exp(XMD) - 1)}{(d_{ci} - d_{te})^3 (d_{ci} + d_{te})^2} \quad (9.36)$$

$$XTVD = \frac{0.375 Dvi}{\bar{T} \bar{Z}} \quad (9.37)$$

$$XMD = \frac{0.375 Dmi}{\bar{T} \bar{Z}} \quad (9.38)$$

El factor de fricción se calcula en función del número de Reynolds, que para -- flujo anular está dado por:

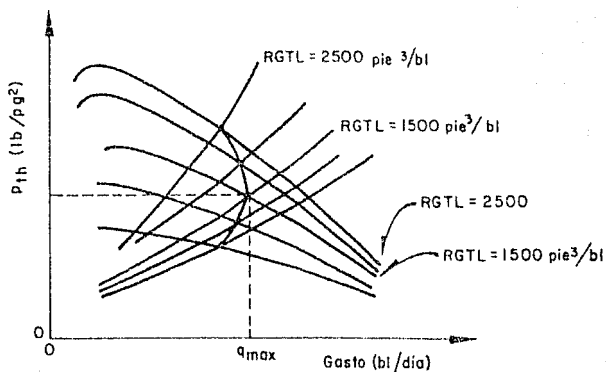


Fig 9.49 Comportamiento del BNC en función de la $RGTL^{24}$

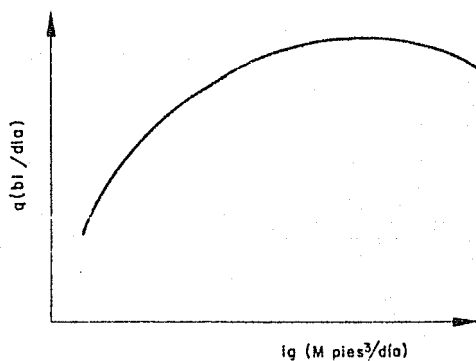


Fig. 9.50 Comportamiento del BNC en función del ritmo de inyección del gas²⁴

$$N_{Re} = \frac{20109 \ i_g \ l_g}{\mu_g (d_{ci} + d_{te})} \quad (9.39)$$

En la práctica, es posible que se presente flujo anular con tuberías combinadas; sin embargo aquí solo se presentan las ecuaciones correspondientes a una geometría anular uniforme.

9.5.5 Cálculo de la presión de descarga de las compresoras.³¹

Se utilizan las siguientes ecuaciones, similares a las del inciso anterior:

$$P_d = ((P_{ic}^2 + A)/\exp(XTH))^{0.5} \quad (9.40)$$

donde:

$$A = \frac{667 \ f \ i_g^2 \ T^2 Z^2 (\exp(XML-1))}{d^5} \quad (9.41)$$

$$XTH = \frac{0.375 \ \Delta h}{\bar{T} \ \bar{Z}} \quad (9.42)$$

$$XML = \frac{1979 \ L}{\bar{T} \ \bar{Z}} \quad (9.43)$$

El número de Reynolds en este caso es:

$$N_{Re} = \frac{20109 \ i_g \ l_g}{\mu_g \ d} \quad (9.44)$$

9.5.6 Potencia requerida de compresión.³³

La potencia teórica para incrementar la presión del gas de inyección, se calcula mediante la siguiente expresión:

$$HP = 44.5 \ Nc \ (RCS)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \ \left(\frac{k}{k-1} \right) \ i_g \ \frac{F_s}{EC} \quad (9.45)$$

La relación de compresión (Rc) que se define como la presión de descarga entre la de succión (P_d/P_s), se recomienda que su valor sea menor de cuatro. Esta limitación es debida a que, al aumentar la relación de compresión, disminuye la eficiencia mecánica de las compresoras y se incrementan los esfuerzos a

que se somete el equipo.

Cuando el valor de la relación de compresión resulte mayor de cuatro, el proceso de compresión debe realizarse en varios pasos o etapas. Para calcular el número de pasos de compresión se utiliza la ecuación:

$$RCT = (P_d / P_s) \quad (9.46)$$

donde:

P_s = presión de succión de los compresores (lb/pg²)

P_d = presión de descarga de los compresores (lb/pg²).

En la Fig. 9.51 se muestra el diagrama de flujo del procedimiento empleado para obtener la relación de compresión, el número de pasos y la potencia requerida de compresión.

9.5.7 Costos de producción por BNC.³⁴

En esta parte del análisis económico se realizan los cálculos siguientes:

1. Se obtiene la inversión por compresión, en dll/pozo:

$$INVC = HP \text{ CHP} + INVP \quad (9.47)$$

- 2.- Se calcula el costo total de las inversiones necesarias para operar el BNC:

$$INVT = INVC + INVDG + INVVM + INVACP + INVIAG \quad (9.48)$$

- 3.- Se calcula el factor de conversión a costo anual:

$$F1 = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (9.49)$$

- 4.- Se obtiene la amortización anual de las inversiones anteriores:

$$AMAK = F1 \times INVT \quad (9.50)$$

- 5.- El costo del mantenimiento anual por compresión es:

$$CMTOC = CMC \times HP \quad (9.51)$$

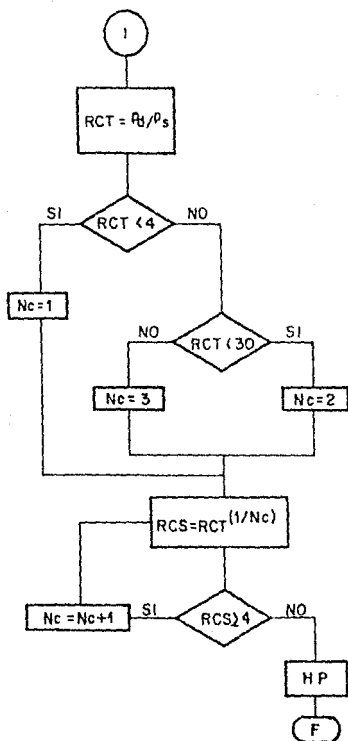


Fig. 9.51 Diagrama de flujo del procedimiento usado para obtener la potencia de compresión.

6.- El costo de aditivos del gas, para evitar la corrosión, es:

$$CAG = i_g \times CAC \times 365 \quad (9.52)$$

7.- El costo total del mantenimiento se obtiene con:

$$CMTOT = CMTOC + CECV + CAG \quad (9.53)$$

8.- El costo anual del combustible (gas) empleado en la compresión del gas es:

$$CFU = 24 \times 365 \times FCM \times CGAS \times HP/1000 \quad (9.54)$$

9.- El costo del gas perdido (por fugas) es:

$$CGL = 365 \times FRCG \times i_g \times CGAS \times 1000 \quad (9.55)$$

10.- El costo del barril de aceite producido por BNC se calcula con:

$$CPB = \frac{AMAK + CMTOT + CFU + CGL + CAG}{365 \times (q_{ob} - q_{on})} \quad (9.56)$$

Es evidente que los resultados del análisis económico dependen de la precisión de los datos de los costos utilizados en los cálculos. Por otra parte algunos costos pueden variar considerablemente. Por ejemplo, el acondicionamiento de los pozos puede ser nulo cuando los pozos se terminan previendo la implantación futura del BN. Estos costos son altos cuando hay necesidad de reparar los pozos, como en el Campo Forties en el Mar del Norte, donde el acondicionamiento tuvo un costo promedio de cinco millones de dólares por pozo (35). Otro ejemplo es el del tratamiento del gas de inyección que también puede ser nulo o muy alto, dependiendo de su composición.

Se observa que en la estimación de los costos de producción por BNC no aparecen en forma explícita los costos indirectos. Estos deben tomarse en cuenta en la estimación del valor de cada término.

9.5.8 Concepto de la pendiente económica.

Kanu³³, y colaboradores establecieron la forma de obtener matemáticamente el gasto de inyección de gas óptimo. Se parte de la gráfica del pozo que relaciona el gasto de aceite con el del gas inyectado (Fig. 9.50). En esta curva existe un punto donde las utilidades derivadas del aumento en el gasto

de aceite igualan o exceden el incremento en el costo requerido para inyectar el gas adicional que se necesita para obtener dicho aumento en el gasto del aceite. Kanu demuestra que la pendiente en el punto económico óptimo es:

$$ME = \frac{CGBN}{FOxU} \quad (9.57)$$

donde:

$$CGBN = \frac{AMAK + CMTOT + CFU + CGL}{365 i_g} \quad (9.58)$$

Por lo tanto, la determinación de la pendiente económica es indispensable en el establecimiento del diseño óptimo. En la Fig. 9.52, se observa que con el gasto de inyección de gas correspondiente a i_{g1} , se obtendrá una producción de aceite q_1 . El incremento en la producción de aceite, de q_1 a q_2 que se obtuviera al inyectar más gas (Δi_g), no compensaría las inversiones requeridas para aumentar el volumen de gas inyectado. En la misma figura y sólo con fines de comparación, se aprecia la notable diferencia (24) que se obtiene en el gasto al considerar constante la contrapresión en la boca del pozo.

Es importante también mencionar que la presión de inyección se calcula y no se supone en forma arbitraria. Una presión de operación del gas de inyección baja provocará la inyección del gas a menor profundidad y las siguientes deficiencias en la operación: (1) menor caída de presión en el yacimiento; (2) menor producción de aceite, (3) mayor volumen de gas de inyección.

9.5.9 Flujo estable con BNC.^{29.36}

Recientemente se han presentado dos publicaciones en las que se describen métodos para predecir el flujo inestable en BNC. De éstos se seleccionó el propuesto por Asheim, por su simplicidad relativa y porque ha sido probado en pozos operados por BNC. Se propone como criterio de evaluación de flujo estable el cumplimiento de las expresiones siguientes:

$$F_1 = \frac{\rho_{gsc} B_g i_g^2 J}{q_1 (EA_i)^2} > 1 \quad (9.59)$$

$$F_2 = \frac{V_t P_{th} (q_{fi} + i_{gi})}{V_c g D^3 (P_{fi} - P_{gi}) q_{fi} (1 - F_1)} > 1 \quad (9.60)$$

Como se observa en el paso 22, de la Fig. 9.46, si el flujo es inestable se modifica el diseño, hasta cumplir con los criterios indicados en las ecuaciones anteriores. Las modificaciones convenientes se derivan del análisis de los términos que aparecen en F_1 y F_2 . Las modificaciones más simples corresponden a los términos A_i y D_i ; sin embargo en ocasiones es conveniente modificar V_c o V_t .

9.6 OPTIMIZACION DE UN SISTEMA DE PRODUCCION (7)

En conclusión, puede afirmarse que la aplicación de la técnica nodal a un sistema de producción, permite identificar los elementos que limitan la capacidad de flujo del sistema; es decir, que el análisis nodal se emplea para obtener el efecto que sobre el gasto tendrían las modificaciones siguientes:

- a) Disminuir la presión de separación.
- b) Eliminar o cambiar válvulas o conexiones inapropiadas.
- c) Colocar separadores a boca de pozo. En este caso se pueden analizar dos opciones:
 - c.1) Separar con la presión necesaria para transportar el aceite hasta la central de recolección.
 - c.2) Separar a baja presión (10-30 lb/pg²), y bombear el aceite hasta la central de recolección.
- d) Cambiar la T.P.
- e) Cambiar la L.D., o instalar una adicional.
- f) Instalar un sistema artificial de producción.

Es evidente que la selección de las modificaciones a un sistema y el orden de su aplicación debe basarse en un análisis económico, en el que se comparan los incrementos en la producción, al efectuar algún cambio, con la inversión adicional que sea necesario realizar.

9.7 EJEMPLOS DE APLICACION.

9.7.1 Ejemplo.

De una prueba de producción se obtuvo:

$$p_{ws} = 4500 \text{ lb/pg}^2; \quad R = 400 \text{ pies}^3/\text{b}; \quad \text{WOR} = 0$$

PRUEBA Núm.	q, bl/día	P _{wf} lb/pg ²
1	550	4474
2	670	4465
3	750	4459
4	820	4452

diagnosticar las condiciones de flujo y establecer la recomendación para mejorar la producción del pozo. Consultar inciso (9.2.2.1).

Solución: Del procedimiento propuesto por Jones, Blount & Glaze.¹⁰

a) Calcular $(P_{ws} - P_{wf}) / q$

Prueba Núm.	$(P_{ws} - P_{wf})/q_0$
1	0.047
2	0.052
3	0.055
4	0.058

b) De la Fig. 9.5, se obtiene:

$$C = 0.02477$$

$$D = 4.047 \times 10^{-5}$$

por tanto, la ecuación de Jones es:

$$(P_{ws} - P_{wf}) / q_0 = 4.047 \times 10^{-5} q_0 + 0.02477$$

y para obtener el q_{max} se substituyen los valores de $P_{ws} = 4500 \text{ lb/pg}^2$ y

$P_{wf} = 0$, quedando:

$$4.047 \times 10^{-5} q_{max}^2 + 0.02477 q_{max} - 4500 = 0$$

y cuya solución es:

$$q_{max} = 10243.24 \text{ bl/día.}$$

c) Obtención de los indicadores C' y C'/C .

$$C' = C + Dq_{max} = 0.02477 + 4.047 \times 10^{-5} (10243.24)$$

$$C' = 0.4393$$

$$C'/C = 17.74$$

Diagnóstico: En referencia al inciso (9.2.2.1) C'/C indica alta turbulencia y la conveniencia de incrementar el área disponible al flujo a través de los disparos.

9.7.2 Ejemplo.

Obtener el comportamiento de afluencia generalizado para un pozo productor de aceite de cuya prueba de producción se obtuvieron los siguientes datos:

Profundidad 5000 pies.

$$P_{ws} = 2400 \text{ lb/pg}^2$$

$$q = 200 \text{ bl/día}$$

$$P_b = 1800 \text{ lb/pg}^2$$

$$R = 400 \text{ pie}^3/\text{bl}$$

$$P_{wf} = 2200 \text{ lb/pg}^2$$

$$WOR = 0$$

del procedimiento de solución señalado en el inciso (9.3.4):

a) De las Ecs. (9.25) a (9.28):

$$J = 200 / (2400 - 2200) = 1.0 \text{ (bl/día/lb/pg}^2)$$

$$q_b = 1.0 (2400 - 1800) = 600 \text{ (bl/día)}$$

$$q_c = 600(1800) / (1.8(600)) = 1000 \text{ (bl/día)}$$

$$q_{\max} = 600 + 1000 = 1600 \text{ (bl/día)}$$

b) Para puntos intermedios de la curva, abajo de P_b , aplicar la Ec. (9.32) o (9.6) con P_b en lugar de P_{ws} .

$P_{wf} \text{ (lb/pg}^2)$	$q_o \text{ (bl/día)}$
1600	790
1200	1111
800	1353
400	1516

$$\text{Ec. (9.6)} \quad \left. \begin{array}{l} P_{wf} = 0.125(1800) \\ 790 \text{ bl/día} \end{array} \right\} (-1 + \sqrt{81 - 80(190/1000)^2}) = 1600 \text{ lb/pg}^2$$

o bien:

$$\text{Ec. (9.32)} \quad \left. \begin{array}{l} q_o = 600 + 1000 (1 - 0.2(0.888) - 0.8(0.888)^2) \\ 1600 \text{ lb/pg}^2 \end{array} \right\} = 790 \text{ bl/día}$$

c) Graficando los resultados de los pasos a y b se obtiene la Fig. 9.53.

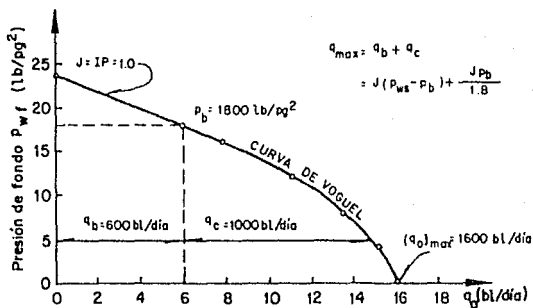


Fig 9.53. Curva generalizada del ejemplo 9.7.2.

9.7.3 EJEMPLOS

Obtener la capacidad de flujo y la presión en los nodos para cada una de las figuras 9.54 a 9.61, aplicando la técnica nodal. El fluido manejado es gasolina y se cuenta con la siguiente información.

$$\begin{aligned}f &= 0.7 & \epsilon &= 0.0006 \text{ pg} \\ \mu &= 0.525 \text{ cp.} & \Delta h &= 0\end{aligned}$$

Solución:

- A partir de P_1 , calcular P_n para diferentes gastos supuestos.
- Elaborar una gráfica de P_n vs q (línea 1) Fig. 9.55
- A partir de P_2 calcular P_n con los mismos gastos supuestos.
- Sobreponer en la Fig. 9.55 los valores de P_n obtenidos (línea 2).

El procedimiento de solución se basa en que no existen, en un mismo punto, ni dos gastos ni dos presiones. Al considerar solamente el flujo por la línea 1, se observa que al aumentar el gasto, las Δp_f aumentan y P_n disminuye. En la línea 2 se aprecia un comportamiento inverso, que se justifica al entender que P_n sólo puede aumentar si aumenta el gasto. El punto de intersección de las dos curvas corresponde a la solución del problema al indicar la presión en el nodo y el gasto máximo del sistema considerado.

- Calcular P_{n1} a diferentes gastos para las tuberías con diámetros d_1 y d_2 . Graficar los resultados (curvas d_1 y d_2 de la Fig. 9.57).
- Sumar para cada presión los gastos y graficarlos. (Curva A).
- Calcular P_{n2} para los mismos gastos supuestos a partir de P_3 . La curva resultante sobreponerla en la Fig. 9.57. (Curva d_3).

Los gastos que proporcionan las tuberías d_1 y d_2 se obtienen intersectando con la P_{n1} determinada anteriormente, las curvas d_1 y d_2 .

Si las presiones P_1 y P_2 fueran diferentes la solución gráfica al problema sería como la mostrada en la Fig. 9.58.

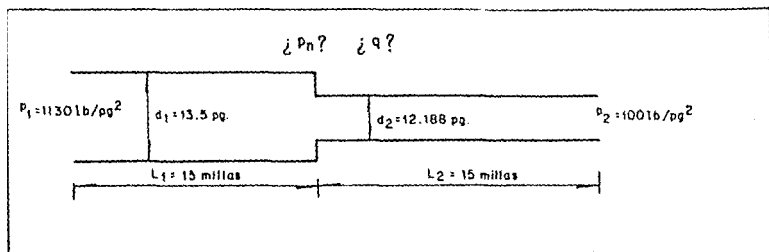


Fig 9.54 Tubería telescopiada.

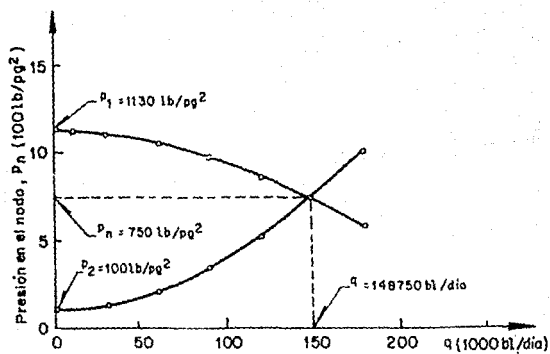


Fig 9.55. Obtención gráfica de la capacidad de transporte del arreglo de tuberías, mostrado en la fig. 9.54.

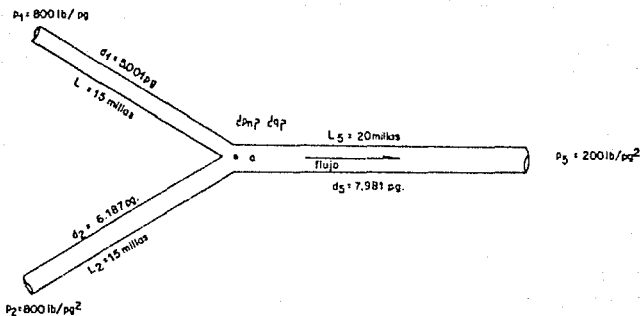


Fig.9.56 Tuberia ramificada.

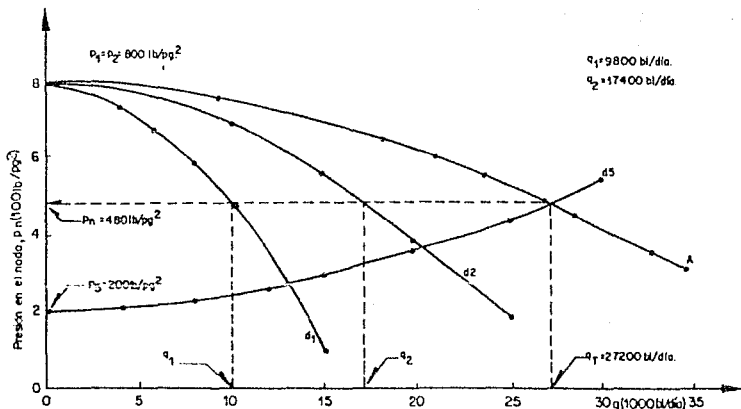


Fig.9.57 Obtención gráfica de la capacidad de transporte y la presión en el nodo "a" a partir de las condiciones indicadas en el arreglo de tuberías de la Fig.9.56.

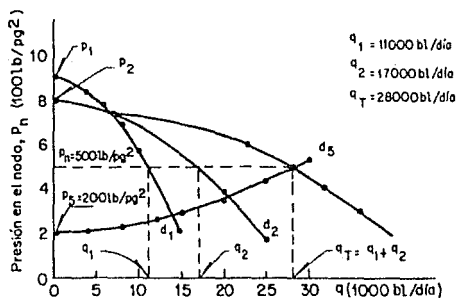


Fig 9.58 Capacidad de transporte y presión en el nodo para el arreglo de tuberías de la Fig.9.56 considerando: $P_1 = 900 \text{ lb/pg}^2$ y $P_2 = 800 \text{ lb/pg}^2$.

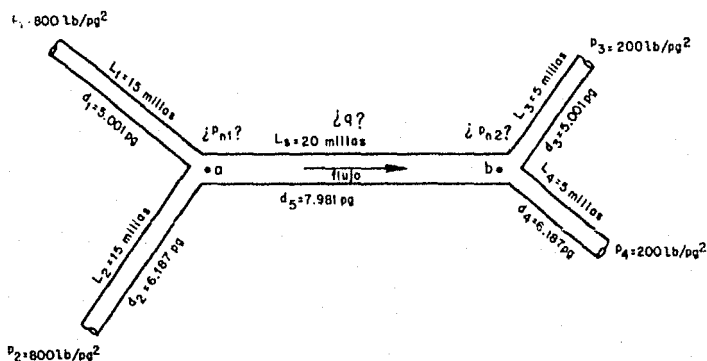


Fig 9.59. Sistema de tuberías con dos ramificaciones.

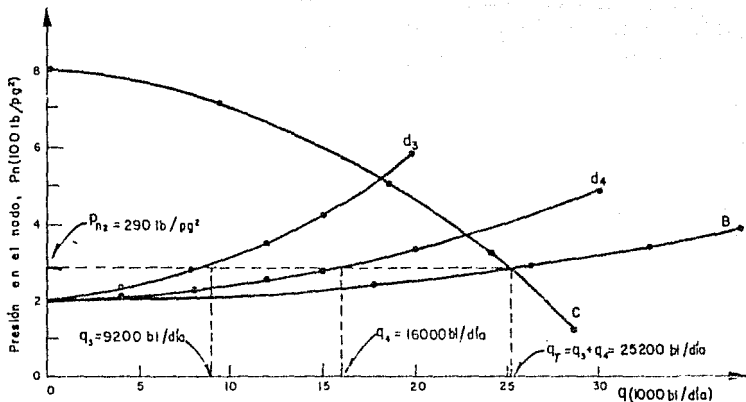


Fig. 9.60 Obtención gráfica de la capacidad de transporte y la presión en el nodo P_{n2} a partir de las condiciones del arreglo de tuberías mostrado en la Fig. 9.59

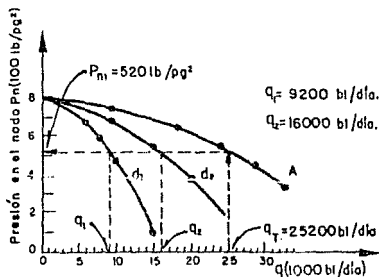


Fig. 9.61. Obtención de P_{n1} a partir del gasto de 25200 bi/día obtenido de la Fig. 9.60.

En ambos casos se observa que la intersección de las curvas A y d_5 es la solución al problema, obteniendo la capacidad de transporte del sistema en la abscisa y la presión correspondiente en el nodo sobre el eje de las ordenadas.

El ejemplo de la Fig. 9.57 representa una parte de la solución del sistema mostrado en la Fig. 9.59, por lo que sólo bastará agregar los siguientes pasos:

- d) Para d_3 y d_4 , obtener la presión en el punto b, para diferentes gastos su puestos. Fig. 9.60.
- e) Sumar para cada presión los gastos y graficarlos. Curva B, Fig. 9.60.
- f) A partir de los gastos y presiones obtenidos para la curva A del ejemplo anterior (Fig. 9.57), calcular la presión en el punto b. Graficar los valores obtenidos, sobre la Fig. 9.60. La intersección de las dos curvas indica el gasto en el punto b y su presión correspondiente.
- g) La intersección del gasto obtenido en el inciso anterior con la curva A de la Fig. 9.57 permitirá determinar el valor correspondiente a P_{n1} y el gasto que aportan las tuberías con diámetros d_1 y d_2 . Este resultado se muestra en la Fig. 9.61.

9.7.4 EJEMPLO.

De un pozo productor de aceite se tienen los siguientes datos de producción:

$P_s = 200$ (lb/pg ²)	LD = 4000 pies ($d_i = 2$ pg)
$P_{wf} = 2200$ (lb/pg ²)	T.P. = 6000 pies ($d_i = 2.441$ pg)
$P_b = 2496$ (lb/pg ²)	\bar{T} en T.P. = 150 °F
$P_{ws} = 2800$ (lb/pg ²)	\bar{T} en L.D. = 120 °F
$R = 800$ (pie ³ /bl)	WOR = 0
$q_o = 900$ (bl/día)	$g = 0.65$
$\alpha_{API} = 35$	

obtener:

- a) El comportamiento generalizado de afluencia.
- b) Aplicar la técnica nodal para los nodos 6, 3, 2 y 8 mostrados en la Fig. 9.19

Solución:

Es necesario indicar que aunque el valor de R cambia continuamente para valores de $P_{wf} < P_b$, para efectos de cálculo se considerará constante.

a) Como $P_{wf} < P_b$ es necesario aplicar la Ec. (9.33) para obtener el IP.

$$J = \frac{900}{(2800-2496) + \frac{2496}{1.8} (1-0.2(0.8814) - 0.8(0.8814)^2)}$$

$$J = \frac{900}{304 + 1386.667 (0.20223)} = 1.54 \text{ (bl/día/lb/pg}^2\text{)}$$

Del paso 3 del inciso (9.3.4.1), se obtiene:

$$q_b = 1.54 (2800-2496) = 468 \text{ (bl/día)}$$

por lo tanto:

$$(q_o)_{\max} = 468 + \frac{1.54(2496)}{1.8} = 2604 \text{ bl/día}$$

aplicando la Ec. (9.6) o bien, la Ec. (9.32) se obtienen los puntos intermedios para construir la curva generalizada, estos valores se muestran en la tabla 9.2

TABLA 9.2 VALORES DE w_f PARA DIFERENTES GASTOS SUPUESTOS APLICANDO LA EC. (9.6)		
$q_b = 468 \text{ bl/día}$		
q_o Vogel (bl/día)	q_o (bl/día)	P_{wf} (lb/pg ²)
132	600	2409
332	800	2271
532	1000	2126
732	1200	1972
1032	1500	1718
1532	2000	1204
2032	2500	378
2136	2604	0

Los puntos determinados se grafican en ejes coordenados normales, según se muestra en la curva de afluencia generalizada, de la Fig. 9.37a.

b.1) Nodo de solución: P_{wf}

Como alternativa para obtener las pérdidas de presión entre nodos, en caso de no contar con servicios de cómputo, se tienen las curvas de gradientes.

Empleando las curvas de gradientes del Tomo 33, de la referencia (10), y aplicando el procedimiento indicado en el inciso (9.4.3.1), se obtienen los resultados de P_{wf} mostrados en la tabla 9.3.

T A B L A 9.3 VALORES DE P_{th} Y P_{wf} OBTENIDOS DE CURVAS DE GRADIENTES Y PARA DIFERENTES GASTOS SUPUESTOS.		
$P_s = 200 \text{ lb/pg}^2$		
q_o (bl/día)	P_{th} (lb/pg ²)	P_{wf} (lb/pg ²)
600	340	1120
800	420	1240
1000	500	1440
1200	600	1635
1500	740	1960
2000	980	2360

Grificando estos valores como se observa en la Fig. 9.37b, se aprecia que para las condiciones indicadas es posible obtener un gasto máximo de 1400 bl/día.

b.2) Nodo de solución: P_{th}

Del procedimiento señalado en el inciso (9.4.5.1), se tiene que: a) Los valores de la P_{th} a partir de la P_s corresponden a los mostrados en la tabla 9.3; b) y c) Los valores de la P_{th} , para diferentes gastos supuestos y a partir de las P_{wf} de la tabla 9.2, se muestran en la tabla 9.4.

T A B L A 9.4 VALORES DE P_{th} OBTENIDOS DE CURVAS DE GRADIENTES Y PARA DIFERENTES GASTOS SUPUESTOS.	
q_o (bl/día)	P_{th} (lb/pg ²) FLUJO VERTICAL
600	1104
800	1032
1000	900
1200	825
1500	630
2000	180

d) Grificando los valores de las P_{th} de las tablas 9.3 y 9.4 contra el gasto -

se obtiene la Fig. 9.40a. El gasto máximo coincide con la solución anterior de 1400 bl/día.

b.3) Nodo de solución: el estrangulador.

Del inciso (9.4.10.1.), para diámetros de estranguladores de 20, 24 y 28/64 de pg y aplicando la ecuación seleccionada para evaluar el flujo a través de estranguladores, se obtienen los valores que se muestran en la tabla 9.5.

T A B L A 9.5 VALORES DE P PARA DIFERENTES GASTOS SUPUESTOS. R = 400 pie ³ /bl		
q _o (bl/día)	d _g (1/64 pg)	l* (lb/pg ²)
600	20	633
800	24	600
1000	28	560

*Obtenidos de la correlación de Achong.

La intersección de las líneas que representan el comportamiento de cada diámetro de estrangulador con la curva que representa el comportamiento del flujo del yacimiento a la T.P. (Fig. 9.45), permiten apreciar el efecto que, sobre el gasto, -- tiene cada estrangulador. La elección de un diámetro de estrangulador pequeño -- puede deberse a razones de tipo económico en las cuales se pretenda tener al pozo produciendo al gasto más bajo posible sin exponerlo a la suspensión del flujo.

b.4) Nodo de Solución: P_{ws}

Aplicando el procedimiento indicado en el inciso (9.4.7) con los valores previamente determinados de P_{th} y P_{wf} (tabla 9.3), se obtienen los resultados asentados en la tabla 9.6

T A B L A 9.6		
VALORES DE P_{ws} PARA DIFERENTES GASTOS SUPUESTOS.		
* q_o (b1/día)	P_{wf} (lb/pg ²)	Ec. (9.6) P_{ws} (lb/pg ²)
600	1120	1297
800	1240	1523
1000	1440	1891
1500	1960	3194

$$* q_{o_{max}} = 2604 \text{ (b1/día)}$$

En la Fig. 9.42 se muestra el comportamiento del sistema completo contra la presión estática. El gasto máximo, a la presión estática del ejemplo, coincide con las soluciones anteriores.

9.7.5 EJEMPLO.

Obtener el comportamiento futuro a 2200 y 1800 lb/pg² de la curva IPR del ejemplo anterior aplicando la ecuación de Eickner (17).

Solución:

Como la Ec. (9.17) se obtiene de la ecuación de Vogel y ésta se aplica a yacimientos saturados (11), se tiene que para los datos del ejemplo anterior la P_b será la P_{ws} en la Ec. (9.17).

$$(q_o)_{max2} \Big|_{2200} = \frac{(q_o)_{max1}}{\left(\frac{ws1}{ws2}\right)^3} = \frac{2136}{\left(\frac{2200}{2200}\right)^3} = 2136 \text{ (b1/día)}$$

$$(q_o)_{max2} \Big|_{1800} = \frac{2136}{\left(\frac{2200}{1800}\right)^3} = 1170 \text{ (b1/día)}$$

En la tabla 9.7 se asientan los valores de P_{wf} y q_o para puntos intermedios de ambas curvas aplicando la Ec. (9.6). Los valores graficados se muestran en la Fig. 9.44a.

T A B L A 9.7

VALORES DE P_{wf} INTERMEDIOS PARA LA CONSTRUCCION DE LAS CURVAS DE IPR DE LA FIG. 9.44a.

q_o (bl/día)	P_{wf} (lb/pg ²)	P_{wf} (lb/pg ²)
300	1525	-
500	-	1895
600	1198	-
900	768	-
1000	542	1540
1170	0	1400
1500	-	1095
2000	-	404
2136	-	0
P_{ws} (lb/pg ²)	1800	2200

REFERENCIAS

- 1.- NIND, T.E.W. "FUNDAMENTOS DE PRODUCCION Y MANTENIMIENTO DE POZOS PETROLEROS". ED LIMUSA, 1987.
- 2.- STRUBHAR, M.K., BLACKBURN, J.S. y LEE, W.J. "PRODUCTION OPERATION COURSE II WELL DIAGNOSIS". SPE, 1972.
- 3.- RODRIGUEZ, N.R. "APUNTES DE PRINCIPIOS DE MECANICA DE YACIMIENTOS". DEPARTAMENTO DE EXPLOTACION DEL PETROLEO UNAM, 1982.
- 4.- FUENTES, N.F.A. "ANALISIS NODAL FUNDAMENTOS Y APLICACIONES". TESIS, UNAM, 1986.
- 5.- GARAIKOCHEA, P.F. "APUNTES DE COMPORTAMIENTO DE YACIMIENTOS". DEPARTAMENTO DE EXPLOTACION DEL PETROLEO, UNAM, 1985.
- 6.- AMIX, J.W., ET AL. "PETROLEUM RESERVOIR ENGINEERIN PHYSICAL PROPERTIES", NY. MC GRAW-HILL BOOK Co., 1960.
- 7.- GARAIKOCHEA, P.F. "APUNTES DE TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS". DEPARTAMENTO DE EXPLOTACION DEL PETROLEO. UNAM, 1985.
- 8.- STANDING, B.M. "INFLOW PERFORMANCE RELATIONSHIPS FOR DAMAGED WELLS PRODUCING BY SOLUTION - GAS DRIVE", J.P.T., NOVIEMBRE 1970.
- 9.- HONG, K.C. "PRODUCTIVITY OF PERFORATED COMPLETIONS IN FORMATIONS WITH OR WITHOUT DAMAGE", SPE (AIME), CHEVRON OIL FIELD RESEARCH Co. AGOSTO 1975. JPT. AGOSTO 1975.
- 10.- JONES, G.L., BLOUNT, M.E., GLAZE, H.O. "USE OF SHORT TERM MULTIPLE RATE FLOW TEST TO PREDICT PERFORMANCE OF WELL HAVING TURBULENCE". SPE 6133, SPE (AIME), 1976.
11. VOGEL, V.J. "INFLOW PERFORMANCE RELATIONSHIPS FOR SOLUTION-GAS DRIVE WELLS" J.P.T., ENERO 1968.
- 12.- BROWN, E.K. Y OTROS. "THE TECHNOLOGY ARTIFICIAL LIFT METHODS". TOMOS 3A Y 4. PENN WELL PUBLISHING CO., TULSA OKLAHOMA.
- 13.- FETKOVICH, J.M. "THE ISOCHRONAL TESTING OF OIL WELLS". SPE 4529 SPE (AIME)
- 14.- PATTON, D Y OTROS. "GENERALIZED IPR CURVES FOR PREDICTING WELL BEHAVIOR". PET.ENG.INTL., SEPTIEMBRE 1980.

- 15.- HASAN, M. "OIL WELL PERFORMANCE IN THE PRESENCE OF A GAS PHASE". SPE 7782, SPE (AIME), 1979.
- 16.- MUSKAT, M. "THE FLOW OF HOMOGENEOUS FLUIDS THROUGH POROUS MEDIA". NEW YORK N.Y. MC GRAW-HILL Co., 1957.
- 17.- EICKMER, R.J. "HOW TO ACCURATELY PREDICT FUTURE WELL PRODUCTIVITIES". WORLD OIL, MAYO, 1968.
- 18.- STANDING, M.B. "CONCERNING THE CALCULATION OF INFLOW PERFORMANCE OF WELLS PRODUCING FROM SOLUTION GAS DRIVE RESERVOIRS", J.P.T. FORUM, SEPTIEMBRE 1971, PAG. 1141.
- 19.- COREY, A.T. "INTERRELATION BETWEEN GAS AND OIL RELATIVE PERMEABILITIES", PROD. MONTHLY, 1954.
- 20.- PATTON, D Y OTROS "THE WELL OUTFLOW SYSTEM: TUBING PERFORMANCE". PET.ENG. INTL, MARZO 1981.
- 21.- ACUNA, A.R. Y GARAYCOCHEA, P.F. "DISEÑO DE TUBERIAS DE PRODUCCION Y LINEAS DE DESCARGA", IMP, JULIO 1975.
- 22.- MC ALISTER, J.A., NUTTER, B.P. AND LE BOURG, M. "A NEW SYSTEM OF TOOLS FOR BETTER CONTROL AND INTERPRETATION OF DRILLSTEM TEST", J.P.T., FEBRERO 1965 (205-207).
- 23.- MACH, J. "APPLY NODAL ANALYSIS TO PRODUCTION SYSTEMS", FLOPETROL, WELL SERVICING, 1981.
- 24.- GARAYCOCHEA, P.F. Y GOMEZ, C.J.A. "SIMULADOR NUMERICO PARA OPTIMIZAR EL DISEÑO Y LA OPERACION DEL BOMBEO NEUMATICO", REVISTA INGENIERIA PETROLERA, NOVIEMBRE 1989.
- 25.- ZURIGA, P.H. "SELECCION DEL SISTEMA DE EXPLOTACION ARTIFICIAL AL CAMPO CANTARELL DE LA ZONA MARINA DE CAMPECHE". INGENIERIA PETROLERA, ENE. 1987.
- 26.- ZURIGA, P.H. "NUEVO PROGRAMA DE COMPUTO PARA DISEÑAR INSTALACIONES DE BOMBEO NEUMATICO", INGENIERIA PETROLERA, MARZO 1988.
- 27.- BROWN, K.E. Y LEA, J.F. "NODAL SYSTEMS ANALYSIS OF OIL AND GAS WELLS" J.P. T., OCTUBRE 1985.
- 28.- GAS LIFT, VOCATIONAL TRAINING SERIES, PROD.DEPT. API, 6.
- 29.- ASHEIM, H. "CRITERIA FOR GAS-LIFT STABILITY". J.P.T., NOVIEMBRE 1988.
- 30.- CRAFT, B.C., Y HOLDEN, W.R. "WELL DESIGN: DRILLING AND PRODUCTION". PRENTICE HALL INC. N.J., 1962.

- 31.- McCOY, R.L.: "MICROCOMPUTER PROGRAM DETERMINES GAS RESERVOIR BHP" WORLD OIL. AGOSTO 1983.
- 32.- IKOKU, CH. U. "NATURAL GAS ENGINEERING". PEN WELL BOOKS TULSA, OKLAHOMA. 1980.
- 33.- KENNEDY, J.L. "HERE'S WHAT AFFECTS HP NEEDS". OIL AND GAS JOURNAL. NOV. 3, 1967.
- 34.- KANU, E.P. AT AL: "ECONOMIC APPROACH TO OIL PRODUCTION AN GAS ALLOCATION IN CONTINUOS GAS LIFT", J.P.T. OCTUBRE 1981.
- 35.- "ARTIFICIAL LIFT TO BOOST FORTIES FIELD RESERVES" OCEAN INDUSTRY. OCTUBRE 1988.
- 36.- BLICK, E.F. Y COLABORADORES: "THEORETICAL STABILITY ANALYSIS OF FLOWING OIL WELLS AND GAS LIFT WELLS". SPE PRODUCTION ENGINEERING, NOVIEMBRE 1988.

CAPITULO X

10. CALCULO DE DISTRIBUCION DE LA TEMPERATURA DE LOS FLUIDOS EN TUBERIAS

10.1 INTRODUCCION

10.2 CONCEPTOS BASICOS QUE INTERVIENEN EN EL CALCULO DE LA TEMPERATURA

10.2.1 Calor

10.2.2 Calor específico

10.2.3 El Btu

10.2.4 Transferencia de Calor

10.3 PERFIL DE TEMPERATURA EN REGIMEN PERMANENTE

10.3.1 Coeficiente Joule-Thompson

10.4 PERFIL DE TEMPERATURA EN TUBERIA HORIZONTAL CON FLUJO MULTIFASICO

10.5 PERFIL DE TEMPERATURA VARIABLE EN TUBERIAS DE PRODUCCION

10.6 POZO INYECTOR DE AGUA

10.6.1 Pozo Inyector de Agua con Espacio Anular Lleno de Agua

10.6.2 Pozo Inyector de Agua por TR sin TP

10.7 POZO PRODUCTOR DE ACEITE Y GAS

10.8 TUBERIAS VERTICALES SUBMARINAS

10.9 IMPORTANCIA DEL CALCULO DE LA TEMPERATURA

Ejemplos

REFERENCIAS

10. CALCULO DE LA DISTRIBUCION DE LA TEMPERATURA DE LOS FLUIDOS EN TUBERIAS

10.1 INTRODUCCION

Los modelos matemáticos, empleados convenientemente, incrementan la exactitud de los resultados, en la medida en que sean tomadas en cuenta todas las variables que intervienen en el desarrollo del fenómeno del cual se derivan.

La determinación de la distribución de la temperatura es importante, pues las propiedades de los fluidos están en función de ella y, por consiguiente, las pérdidas de presión en las tuberías. Generalmente la variación de la temperatura en las tuberías se supone; sin embargo su determinación es en muchos casos de gran importancia pues, además de incrementar la exactitud en los resultados, pueden evitarse gastos extras por inversión y mantenimiento al efectuar correctamente:

- El diseño de oleoductos, gasoductos y oleogasdoductos, en especial los submarinos.
- El cálculo de las caídas de presión en pozos productores de aceite, gas y gas y condensado.
- El cálculo de las variaciones en la longitud de una tubería de producción debido a los esfuerzos a los que se encuentra sometida, al realizar tratamientos de estimulación o al producir el pozo con gastos altos.
- El diseño de pozos inyectoros de vapor y pozos geotérmicos.

En este capítulo se presentan una serie de ecuaciones para calcular el perfil de temperatura para cualquier tubería que transporte agua, aceite o gas por separado o bien una corriente de flujo multifásico.

10.2 CONCEPTOS BASICOS QUE INTERVIENEN EN EL CALCULO DE LA TEMPERATURA

10.2.1 Calor

Es una de las formas de la energía originada por el movimiento de las moléculas. Este movimiento se incrementa cuando se calienta el material y decrece cuando se enfría. Su unidad de medida en el sistema inglés es el Btu.

10.2.2 Calor Especifico

En forma empírica se ha demostrado que la cantidad de calor que acepta un fluido al calentarse es proporcional a su masa y al cambio en su temperatura, o sea:

$$\Delta\Omega = m C_f \Delta T \quad (10.1)$$

dividiendo ambos términos entre el tiempo:

$$\Delta Q = W_f C_f \Delta T \quad (10.2)$$

El calor específico C_f de un fluido es, por definición, la cantidad de calor que se debe suministrar a la unidad de masa de dicho fluido para incrementar su temperatura en un grado. El calor específico a volumen constante, no es significativo, pues el calentamiento sobre las moléculas del fluido sólo incrementarán la energía cinética de translación de los electrones, sin llegar a realizar trabajo alguno sobre el medio externo. Cuando un gas se calienta, a presión constante, el gas se expande y efectúa un trabajo, debido a que el calor suministrado sobre las moléculas se usa no sólo para incrementar la energía cinética de translación, sino también las energías de rotación y vibración de los átomos de dichas moléculas. Por esta razón, el calor específico a presión constante, es el parámetro a utilizar en el cálculo de la temperatura del flujo de fluidos en las tuberías. Para su determinación Campbell¹ desarrolló una gráfica, aplicable a gas natural con densidades relativas de 0.6 a 0.75. El ajuste analítico a dicha gráfica es²:

$$\begin{aligned} C_{fg} = & 0.4248 + 4.038 \times 10^{-4} p + 4.91 \times 10^{-10} p^2 - 3.57 \times 10^{-11} p^3 \\ & + (1.0016 \times 10^{-3} - 3.6787 \times 10^{-6} p^2 - 3 \times 10^{-10} p^3 + 3.4893 \times 10^{-13} p^3) T \\ & + (-2.7674 \times 10^{-6} + 1.18 \times 10^{-8} p + 2.5566 \times 10^{-12} p^2 - 1.6099 \times 10^{-15} p^3) T^2 \\ & + (4.5 \times 10^{-9} - 1.32522 \times 10^{-11} p - 4.7895 \times 10^{-15} p^2 + 2.3605 \times 10^{-18} p^3) T^3 \end{aligned} \quad (10.3)$$

el rango de aplicación de esta ecuación es: $T < 250^\circ F$ y $p < 2500 \text{ lb/pg}^2$.

Goldzberg³ por su parte, propone la siguiente ecuación para calcular el calor específico de un gas:

$$C_{fg} = C_{f_{gi}} + \frac{2.53 R(p-14.7)}{p_c T_r^3} \quad (10.4)$$

donde $C_{f_{gi}}$, es el calor específico de un gas ideal a c.s.

De las variables manejadas en las Ecs. (10.3) y (10.4) se infiere que la caída de presión influye sobre el calor específico del gas, por lo que la temperatura del mismo tiende a decrecer en el sentido de la corriente de flujo. Las expresiones siguientes se pueden utilizar para determinar los calores específicos del aceite y del agua²:

$$C_{f_o} = (0.388 + 0.00045T)/\gamma_o^{0.5} \quad (10.5)$$

$$C_{f_w} = 1.0504 - 6.05 \times 10^{-4} T + 1.79 \times 10^{-6} T^2 \quad (10.6)$$

10.2.3 El Btu

La energía calorífica transmitida se mide en función de sus efectos térmicos. La unidad generalmente utilizada es el Btu, abreviación de British Thermal Unit, la cual es igual a la cantidad de calor requerida para elevar la temperatura de una libra de agua pura en un grado Fahrenheit, a la presión atmosférica normal. Sin embargo el Btu se define en forma más precisa como el equivalente de 778.26 lb_f-pie. Esta definición indica que cualquier forma de energía puede expresarse en Btu.

10.2.4 Transferencia de Calor

Es el flujo de energía en forma de calor entre un sistema termodinámico y sus alrededores.

El sistema termodinámico en cuestión, se constituye por la tubería, el fluido que se conduce y, como se verá más adelante, del tipo de material que le circunda.

Es con la diferencia de temperaturas, entre el interior del sistema y el medio ambiente que le rodea con la que se cuantifica la cantidad de energía transferida, al no poder ser medida directamente.

En el estudio de la transferencia de calor se consideran tres formas distintas de transmisión de energía dependiendo del medio en el cual se lleve a cabo, y son: conducción, convección y radiación. En realidad, la distribución de la temperatura en un medio se rige por la combinación de estas tres formas, con predominio de las dos primeras sobre la tercera, que generalmente no se toma en cuenta. Aunque realmente no es posible aislar completamente una de otra, por simplicidad de análisis se considerarán por separado.

Conducción: Modo de transferencia de calor que se establece tanto en sólidos como en líquidos en reposo por comunicación molecular directa, sin desplazamiento apreciable de las moléculas.

Una ley empírica desarrollada en 1822, conocida con el nombre de ley de Fourier y que permite determinar la transferencia de calor por conducción para flujo lineal en régimen estacionario, se expresa de la siguiente forma:

$$Q = -k_h A \frac{dT}{dx} \quad (10.7)$$

o bien:

$$q' = \frac{Q}{A} = -k_h \frac{dT}{dx} \quad (10.8)$$

donde:

q' = flujo de calor por unidad de área en la dirección positiva del eje x (Btu/dfa-pie)

Q = flujo de calor a través del área A en la dirección positiva del eje x (Btu/dfa)

k_h = conductividad térmica del material (Btu/pie-dfa-°F)

La Ec. (10.7) es análoga a la establecida por Henry Darcy para flujo de fluidos en medios porosos, de tal manera que la cantidad de calor transmitida por unidad de tiempo es proporcional al área del material, a la diferencia de temperaturas e inversamente proporcional a su longitud. La constante de proporcionalidad k_h es, en este caso, el coeficiente de transferencia de calor por conducción, nombrada generalmente conductividad térmica del material, siendo una propiedad de éste y similar a la movilidad de un fluido en la ecuación de Darcy. En la Tabla 10.1 se muestran los valores característicos de conductividad térmica de diversos materiales. El signo negativo de la Ec. (10.7) indica que un gradiente negativo produce transferencia de calor en la dirección positiva del eje x.

Convección: Modo de transferencia de calor que se presenta en fluidos (líquidos o gaseosos) al interactuar con una superficie sólida. Si la interacción del fluido es producida sólo por diferencia de densidades, originada por el gradiente de temperatura, se nombra convección libre. Si por el contrario, esta se induce mediante un agente externo, tal como una bomba o un ventilador, se dice que la transferencia de calor es por convección forzada.

De la misma forma que para determinar el flujo de calor por conducción, la ley empírica que permite cuantificar la cantidad de calor transferido por convección, recibe el nombre de ley de enfriamiento de Newton. Tal ecuación para flujo lineal en régimen permanente se expresa como:

$$Q = hA \Delta T \quad (10.9)$$

o bien

$$q' = \frac{Q}{A} = h \Delta T \quad (10.10)$$

donde:

q' = flujo de calor de T_1 a T_2 (Btu/dfa-pie²)

- T_1 = temperatura del fluido (°F)
 T_2 = temperatura de la superficie sólida (°F)
 h = coeficiente de transferencia de calor (Btu/dfa-pie²-°F)

En la Ec. (10.9) h , es el coeficiente de transferencia de calor por convección. Este puede ser determinado analíticamente si la geometría del cuerpo con el cual interactúa el fluido es simple (una placa o un tubo circular), con las correlaciones establecidas por Fand⁵ y McAdams⁶. Para cuerpos geométricos más complejos se emplea una aproximación experimental^{2,4}.

La variación de este coeficiente depende del tipo de flujo, la geometría del cuerpo, el área de flujo, las propiedades físicas del fluido, la temperatura promedio y la posición del cuerpo en el fluido.

Radiación: Modo de transferencia de calor sin intervención de partículas materiales. Aún y cuando la emisión o absorción de energía radiante se presenta en combinación con los anteriores en este trabajo no será tomado en cuenta pues su efecto en los resultados es despreciable.

De las formas de transmisión de calor que han sido expuestas, y particularizando al flujo de fluidos a través de tuberías, es obvio que la distribución de la temperatura a lo largo de éstas, no resultará lineal, ya que la tubería atraviesa medios ambientes diferentes a lo largo de su recorrido. Por lo anterior, es indispensable contar con el valor de la resistencia térmica al flujo de calor entre el fluido, la tubería y el medio ambiente que la rodea. Los parámetros térmicos a determinar para obtener este coeficiente se muestran en la Fig. 10.1. Esta cantidad se conoce con el nombre de coeficiente de transferencia de calor total. Se representa con la letra U y depende del coeficiente de transferencia de calor de la película interior (h), del fluido transportado en la tubería, del coeficiente de transferencia de calor de la película exterior (h_o) de fluido (en caso de existir) y de las características termofísicas del material de la tubería, de los recubrimientos y del suelo.

TABLA 10.1 VALORES DE CONDUCTIVIDAD TÉRMICA DE DIVERSOS MATERIALES

	k_h (Btu/dfa-pie - °F)	
Tipo de suelo	Arenoso seco	10 - 20
	Arenoso húmedo	22 - 29
	Arenoso saturado	53 - 69
	Arcilloso seco	9 - 14
	Arcilloso húmedo	19 - 24
	Arcilloso saturado	29 - 44
Acero	600	
Aceite	1.896	
Agua	9.432	
Espuma de uretano	0.22	
Poliestireno	0.54	

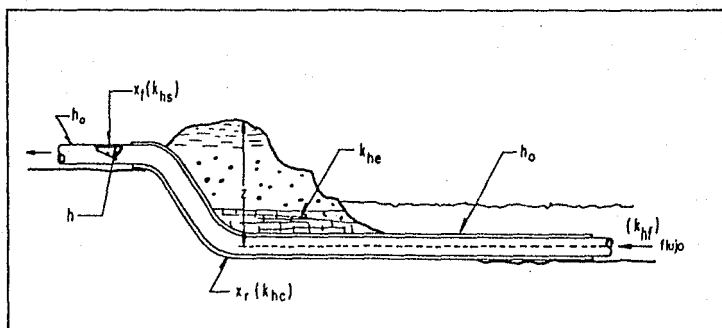


Fig. 10.1- Parámetros térmicos a determinar para obtener U.

En la Tabla 10.2 se muestran las ecuaciones que permiten determinar el coeficiente de transferencia de calor total (U) para diferentes casos, tanto para flujo lineal como radial. Considerar flujo radial o lineal resulta prácticamente lo mismo y no afecta apreciablemente al perfil de temperatura.

TABLA 10.2 ECUACIONES PARA EVALUAR EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR TOTAL

	1/U FLUJO LINEAL	1/U FLUJO RADIAL
POZO PRODUCTOR O INYECTOR	$\frac{1}{h} + \frac{x_t + x_c}{k_h} + \frac{x_{an}}{k_{han}}$	$\frac{1}{h} + \frac{d}{2} \sum_{i=1}^n \left[\ln \left(\frac{dext_{i+1}}{dext_i} \right) \right] / k_{hi}$
TUBERIA SUPERFICIAL	$\frac{1}{h_o} + \frac{x_r}{k_{hc}} + \frac{x_t}{k_{hs}}$	$\frac{1}{h_o} + \frac{r_o \ln(r_o/r_i)}{k_{hc}}$
TUBERIA ENTERRADA	$\frac{1}{h} + \frac{x_r}{k_{hc}} + \frac{x_t}{k_{hs}} + \frac{L_n(4Bz/d)}{24k_{he}}$	$\frac{r_o \ln(r_o/r_i)}{k_{hc}} + \frac{r_o}{k_{he} S}$ $S = 1/\cosh^{-1}(z/r_o)$ $\cosh^{-1}(z/r_o) = \log \left[\frac{z + (z^2 - r_o^2)^{0.5}}{r_o} \right]$
TUBERIA SUBMARINA	$\frac{1}{h} + \frac{x_r}{k_{hc}} + \frac{x_t}{k_{hs}} + \frac{1}{h_o}$	$\frac{1}{h} + \frac{dext}{24k_{hc}} \ln \left[\frac{dext + 2x_r}{dext} \right] + \frac{x_t}{k_{hs}} + \frac{1}{h_o}$

* $dext_{i+1}$ diámetro exterior de la superficie externa del material i+1

El coeficiente de transferencia de calor de la película interior (h), es fácil de obtener para flujo de una fase; sin embargo, sólo en el caso de fluidos altamente viscosos se toma en cuenta. El término mencionado es extremadamente complejo en flujo multifásico, ya que depende del patrón de flujo, además de los parámetros aceptados para flujo de una fase. En adición a lo anterior, tal coeficiente puede modificarse por la presencia de parafina, incrustaciones, recubrimientos anticorrosivos, etc. Su valor puede estimarse usando la siguiente correlación, establecida por McAdams⁶.

$$N_U = \frac{hd}{k_{hf}} = 0.023 N_{Re}^{0.8} p_r^{0.4} \quad (10.11)$$

donde:

$$N_{Re} = \frac{124 d v_f \rho}{\mu_f} \quad (10.12)$$

$$p_r = 58.06 \frac{C_f \mu_f}{k_{hf}} \quad (10.13)$$

y donde los valores de los números adimensionales N_U, N_{Re}, p_r corresponden al del flujo en el interior de la tubería.

De forma similar, el coeficiente de transferencia de calor de la película exterior (h_o), puede obtenerse con la correlación propuesta por Fand²:

$$N_U = \frac{h_o d}{12 k_{hf}} = (0.35 + 0.56 N_{Re}^{0.52}) p_r^{0.3} \quad (10.14)$$

en donde todas las propiedades se determinan a la temperatura media de las temperaturas del flujo libre en el exterior de la tubería y de la pared. Esta conductividad es función de la velocidad promedio del fluido del medio ambiente, perpendicular a la tubería.

La Fig. 10.2 muestra como influye el coeficiente de transferencia de calor total en el perfil de temperatura. En general a valores altos de U se tiende a incrementar la no linealidad del perfil de temperatura².

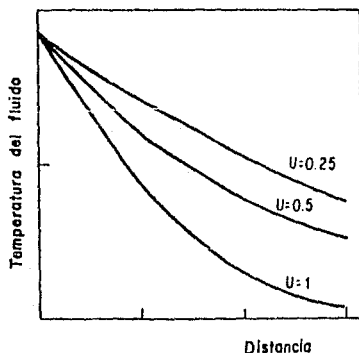


Fig. 10.2- Efecto de "U" sobre el perfil de temperatura.

10.3 PERFIL DE TEMPERATURA EN REGIMEN PERMANENTE

Para establecer la ecuación que permita obtener la temperatura del fluido a una distancia cualquiera, se supondrá un tubo de longitud L , una sección del mismo que será dx y flujo horizontal monofásico, Fig. 10.3.

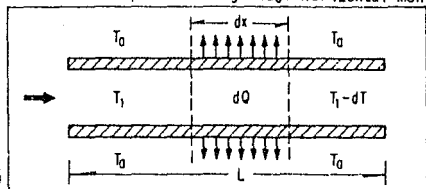


Fig. 10.3- Flujo de calor a través de placas paralelas.

Al llegar la corriente de flujo al punto x , tiene una cantidad de flujo de calor Q , pero al pasar a la posición $x+dx$, se presenta un flujo de calor dQ del fluido del interior del tubo hacia el exterior, a través de las paredes de dicho tubo. Este flujo de acuerdo con la ecuación (10.7) y considerando el coeficiente de transferencia total de calor, puede ser expresado de la siguiente forma:

$$dQ = \frac{U}{12} d(T_1 - T_a) dx \quad (10.15)$$

Por otra parte, según la ecuación (10.2), expresada en forma diferencial:

$$dQ = -W_f C_f dT \quad (10.16)$$

que es la pérdida de calor del fluido al pasar de x a $x+dx$. Igualando las Ecs. (10.15) y (10.16):

$$-W_f C_f dT = U d(T_1 - T_a) dx \left(\frac{-1}{12}\right) \quad (10.17)$$

agrupando:

$$\frac{dT}{(T_1 - T_a)} = -a dx \quad (10.18)$$

donde:

$$a = \left(\frac{\pi}{12}\right) \frac{dU}{W_f C_f} \quad (10.19)$$

$$a = 0.2618 dU/(W_f C_f) \quad (10.20)$$

integrando la Ec. (10.18) de T_x a T_1 :

$$\ln \left(\frac{T_x - T_a}{T_1 - T_a} \right) = -ax \quad (10.21)$$

o bien:

$$\frac{T_x - T_a}{T_1 - T_a} = e^{-ax} \quad (10.22)$$

despejando T_x :

$$T_x = T_a + (T_1 - T_a) \exp(-ax) \quad (10.23)$$

Esta ecuación permite calcular la temperatura en oleoductos o acueductos. El problema para aplicarla es la determinación del valor del coeficiente de transferencia de calor. Para oleoductos enterrados se ha encontrado experimentalmente que el valor de U varía entre 4.8 y 14. El valor de C_f para el aceite varía de 0.35 a 0.60 [Btu/(lbm·°F)].

Para calcular la temperatura en un gasoducto, habrá que considerar el cambio en la temperatura por efecto de la expansión del gas, al abatirse la presión a lo largo de la tubería. Este fenómeno se conoce como efecto Joule-Thompson y se analiza en el inciso 10.3.1. La expresión que se emplea para calcular esta temperatura es similar a la Ec. (10.18):

$$T_x = [T_a + (n/a)(dp/dx)] + [T_1 - (T_a + (n/a)(dp/dx))] \exp(-ax) \quad (10.24)$$

donde:

n = coeficiente de Joule-Thompson

el gradiente de presión (dp/dx) se debe calcular previamente, como se indica en el capítulo 4.

10.3.1 Coeficiente Joule-Thompson²

Debido al efecto Joule-Thompson, un gas real se enfría conforme disminuye la presión, al expandirse a lo largo de la tubería; teóricamente a entalpía constante. El intercambio de calor debido a la diferencia de temperaturas (gas y medio ambiente) y el enfriamiento por expansión del gas suceden simultáneamente.

Por lo anterior, si en la expansión libre de un gas real, la energía contenida permanece constante, el coeficiente Joule-Thompson (n) puede ser definido matemáticamente con la siguiente expresión:

$$\eta = \left(\frac{dT}{dp}\right)_H \quad (10.25)$$

explícitamente, como la cantidad de trabajo interno requerido para vencer las fuerzas de atracción molecular o analíticamente como la pendiente de una curva isoentálpica en un diagrama T vs p^2 .

Lawton⁸, en 1984 presentó gráficas para calcular el cambio de temperatura para gas natural, debido a un abatimiento de la presión en un sistema adiabático. Empleó para ello la ecuación de estado de Redlich-Kwong, modificada por Soave. Sus aproximaciones son aceptables excepto para expansiones a baja presión. Las muestras de gas natural fueron analizadas a las condiciones base de 60°F y 1000 lb/pg², Fig. 10.4.

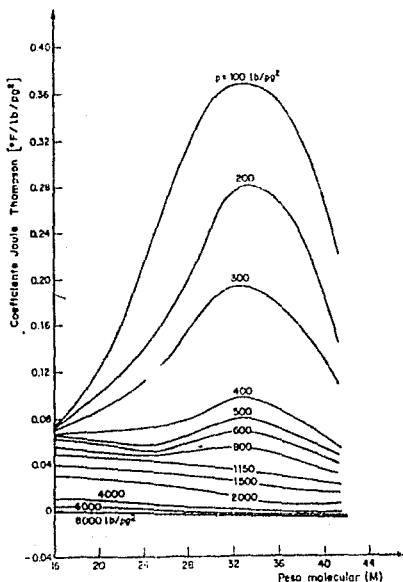


FIG. 10.4 VALORES DE η PARA GASES DE DIFERENTE PESO MOLECULAR, A PRESIONES VARIABLES¹²

En el mismo año de 1984, Goldzberg presenta la siguiente expresión analítica para evaluar tal coeficiente:

$$\eta = 0.0048823 T_{p_c} (18/T_{p_r}^2 - 1) / (p_{p_c} C_{f_g} \gamma_g) \quad (10.26)$$

De un análisis a la Ec. (10.26) puede observarse que al disminuir la presión, el coeficiente Joule-Thompson aumenta, por lo que la temperatura tiende a decrecer. De la misma forma afectan la densidad del gas y su correspondiente calor específico.

10.4 PERFIL DE TEMPERATURA EN TUBERIA HORIZONTAL CON FLUJO MULTIFASICO

La expresión empleada para determinar este perfil es la Ec. (10.23), con la diferencia única de considerar el flujo de dos o tres fases como denominador del argumento exponencial, quedando de la siguiente forma:

$$T_x = T_a + (T_1 - T_a) \exp(-ax) \quad (10.23)$$

donde:

$$a = 0.2618 Ud / (W_g C_{f_g} + W_o C_{f_o} + W_w C_{f_w}) \quad (10.27)$$

C_{f_g} , C_{f_o} y C_{f_w} se obtienen de las Ecs. (10.3) a (10.6), mientras que los gastos máscicos de las siguientes expresiones:

$$W_g = \rho_g q_o (R - R_s) B_g \quad (10.28)$$

$$W_o = 5.615 \rho_o q_o B_o \quad (10.29)$$

$$W_w = 5.615 \rho_w q_w B_w \quad (10.30)$$

La dificultad obvia para resolver estas ecuaciones ha conducido al uso de valores de W_g , W_o y W_w a condiciones superficiales. Como referencia, los valores típicos de C_{f_g} , C_{f_o} y C_{f_w} son de 0.8, 0.4 y 1.0 (Btu/lbm - °F) aunque éstos deberán calcularse con las Ecs. (10.4), (10.6) y (10.7).

10.5 PERFIL DE TEMPERATURA VARIABLE EN TUBERIAS DE PRODUCCION

La temperatura a lo largo del pozo puede determinarse, en forma sencilla y precisa, mediante el procedimiento propuesto por Romero Juárez³, basado en la ecuación de Ramey²:

$$T(D,t) = g_G D + T_{es} - g_G A + (T_{fs} + g_G A - T_{es}) \exp(-D/A) \quad (10.31)$$

donde para un pozo productor sólo de aceite y gas y con $k_{he} = 33.6$ (Btu/lb-pie-°F) se tiene que:

$$A = (q_o M_o C_{f_m} (d_{c_i}^{-d_{te}}) (33.6 + d_{t_i} k_{h_{an}} f(t) / (d_{c_i}^{-d_{te}})) / (400.27 d_{t_i})) \quad (10.32)$$

pero, en general:

$$A = W_m C_{f_m} (k_{h_e} + r_{t_i} U f(t)) / (2 \pi r_{t_i} k_{h_e} U) \quad (10.33)$$

en donde:

$$C_{f_m} = C_{f_o} W_o + C_{f_w} W_w + C_{f_g} W_g \quad (10.34)$$

$$W_m = q_o M_o + q_w M_w + q_g M_g \quad (10.35)$$

$$r_{t_i} = d_{t_i} / 24 \quad (10.36)$$

$$f(t) = 10^x \quad (10.37)$$

$$x = 0.31333 \log(Y) - 0.06 (\log Y)^2 + 0.006666 (\log Y)^3 \quad (10.38)$$

$$Y = 552 t / d_{ce}^2 \quad (10.39)$$

10.6 POZO INYECTOR DE AGUA¹¹

La Ec. (10.31) es aplicable a estas condiciones; sin embargo, la variable A puede obtenerse de la siguiente manera:

$$A = F i_w \quad (10.40)$$

donde:

$$F = \frac{P_w C_{f_w}}{11.23 k_{h_e}} \left(\frac{1 + B f(t)}{B} \right) \quad (10.41)$$

$$B = d_{t_i} U / 806.4 \quad (10.42)$$

10.6.1 Pozo inyector de Agua con espacio anular lleno de agua.¹¹

Para estas condiciones las Ecs. (10.41) y (10.42) se convierten en:

$$F = 1.658 [1 + B f(t)] / B \quad (10.43)$$

$$B = d_{t_i} U / 806.4 \quad (10.44)$$

Si se desprecian los dos primeros términos de la ecuación para evaluar el coeficiente de transferencia de calor total, correspondiente a pozo productor o inyector de la Tabla 10.2, por ser éstos muy pequeños, en comparación con la conductividad térmica del espacio anular, queda:

$$U[\text{Btu}/(\text{d}\cdot\text{ft}\cdot\text{pie}^2\cdot^\circ\text{F})] = \frac{(24)(9.432)}{(d_{ci} - d_{te})} = 226.4/(d_{ci} - d_{te}) \quad (10.45)$$

sustituyendo en la Ec. (10.44), se obtendrá la expresión de B para cuando se tiene agua en el espacio anular:

$$B = 0.281 d_{ti} / (d_{ci} - d_{te}) \quad (10.46)$$

cuando el espacio anular contiene aceite:

$$B = 0.05642 d_{ti} / (d_{ci} - d_{te}) \quad (10.47)$$

10.6.2 Pozo Inyector de Agua por TR sin TP

Para este arreglo $d_{te} = d_{ci}$, por lo que la Ec. (10.40) toma la siguiente forma:

$$A = 1.658 i_w f(t) \quad (10.48)$$

10.7 POZO PRODUCTOR DE ACEITE Y GAS^{2,11}

En los pozos productores con gastos altos prevalecen generalmente las altas temperaturas, lo que provoca elongaciones considerables en su TP. Por otra parte, esto permite establecer el tipo de procesamiento con el que se tratarán los fluidos producidos.

La ecuación empleada en el cálculo de la temperatura es:

$$T(D, t) = T_{bh} + g_G[A(1 - \exp(-D/A)) - D] \quad (10.49)$$

donde el valor de A se obtiene de la Ec. (10.32).

Cuando el espacio anular contiene aceite, el valor de U se determina con la ecuación presentada en la Tabla 10.2, o bien aproximándolo con la siguiente expresión, donde se desprecian los dos primeros términos de la ecuación original:

$$U = 45.5 / (d_{ci} - d_{te}) \quad (10.50)$$

En la ecuación anterior se considera una conductividad térmica del aceite (k_{ho}) de 1.896 [Btu/(dft·pie·°F)].

Si el espacio anular contiene agua, el valor de U, según se indicó es: $U = 226.4 / (d_{ci} - d_{te})$.

10.8 TUBERIAS VERTICALES SUBMARINAS^{11,12}

El ritmo de transferencia de calor en las tuberías submarinas es generalmente mayor que el existente en tuberías subterráneas. Esto se debe a que en el agua la propagación del calor por convección se realiza con mayor eficiencia que la de conducción en tuberías enterradas o la de convección forzada del aire sobre una tubería superficial.

Las tuberías conductoras verticales o elevadoras ("risers") generalmente están descubiertas, mientras que las de recolección submarina están recubiertas con concreto, para compensar el efecto de flotación y proteger a la tubería contra corrosión, erosión y otros mecanismos los cuales le pueden perforar sus paredes.

En la determinación de U, el valor del coeficiente de transferencia de calor de la película interior (h) puede desprejarse. Cuando el recubrimiento de concreto es mayor de 4 pg, también pueden desprejarse los valores de conductividad térmica del acero y de la película exterior (h_o). Por tal razón, el efecto aislante al calor del concreto, debe ser determinado, pues su valor puede variar sustancialmente en función de su contenido de humedad e integridad estructural. Si por el contrario, el recubrimiento de concreto es menor de 4 pg, se hace necesario calcular el coeficiente de transferencia de calor de la película exterior (h_o) con la correlación de Fand, Ec. (10.14). Esta película es la capa de fluido con velocidad cero en la pared exterior de la tubería y es función de la velocidad promedio del fluido del medio ambiente perpendicular a la tubería.

Si el flujo es multifásico, el perfil de temperatura se calcula con la Ec. (10.31). En este caso el efecto Joule-Thompson se presenta sólo cuando la presión es menor que la de saturación. Cuando el gas se libera en cantidades apreciables, su efecto debe ser considerado en la caída de temperatura. Tal abatimiento puede calcularse con¹¹

$$\Delta T_b = k' (D - D_b) \quad (10.51)$$

donde:

k' = constante de abatimiento de la temperatura debido al efecto Joule-Thompson, ($^{\circ}\text{F}/\text{pie}$).

D_b = distancia a la que se tiene la presión de saturación del aceite, (pies).

El valor de k' , para pozos productores en Arabia con una relación gas-aceite de 540 pies³/bl, resultó de 0.0015 $^{\circ}\text{F}/\text{pie}$; sin embargo, puede ser mayor para altas relaciones gas-aceite.

Para considerar este efecto en los cálculos descritos, basta introducir ΔT_b en las Ecs. (10.31) y (10.42).

10.9 IMPORTANCIA DEL CALCULO DE LA TEMPERATURA²

Determinados los perfiles de temperatura y de presión, se está en condiciones de poder diseñar tuberías de producción, líneas de descarga, oleoductos, oleogasoductos, gasoductos, separadores, etc., con mayor exactitud. Asimismo, pueden programarse los métodos preventivos necesarios para evitar la formación de hidratos^{1,13} o la precipitación de parafina¹⁴ en el sitio requerido. Por otra parte, en el caso de flujo de gas, puede anticiparse la condensación de componentes intermedios.

En gasoductos, la potencia requerida en una estación de compresión depende, de entre otros factores, de la temperatura del gas que llega a la estación. Si la temperatura aumenta, los requerimientos por compresión también aumentan y si se toma en cuenta que aproximadamente el 75% del calor liberado por compresión², se transfiere al gas, se necesitará enfriar el gas para comprimirlo a menor potencia.

En oleoductos¹⁵, contando con el perfil de temperatura, y con base en un análisis económico, puede obtenerse el número óptimo de calentadores y unidades de bombeo que permitan transportar el aceite de la forma más eficiente al costo mínimo. Esto se acostumbra en el manejo de aceites viscosos para elevar su temperatura y disminuir las pérdidas de presión por fricción. Por lo mismo, debe establecerse una velocidad adecuada del fluido para evitar pérdidas excesivas de calor entre estaciones.

En pozos productores, la obtención del gradiente de presión considerando la temperatura variable, permite entre otras cosas: seleccionar el diámetro óptimo de estrangulador, calcular con mayor exactitud la p_w , así como el punto óptimo de inyección de gas en el bombeo neumático, la profundidad a la cual se alcanza la p_b , etc.

10.10 EJEMPLOS DE APLICACION

Ejemplo 10.1.- Se desea calcular la temperatura del gas, en un gasoducto enterrado del que se tiene la siguiente información:

Longitud (L) = 15 millas = 79155 (pies)

Diámetro (d) = 12 (pg)

Gasto (q_g) = 70×10^6 (pies³/c.s./día)

γ_g = 0.698

U = 9.6 (Btu/día·pie²·°F)

T_1 = 150°F (temperatura inicial, a x=0)

$$T_a = 35^\circ\text{F}$$

$$(dp/dx) = -1.5024 \times 10^{-3} \text{ (lb/pg / pie)}$$

$$p = 1400 \text{ (lb/pg abs)}$$

Solución:

a) De la Ec. (10.3)

$$C_{fg} = 0.66 \text{ (Btu/lb}\cdot\text{°F)}$$

b) De las Ecs. (1.14) y (1.15)

$$T_{p_c} = 238 + 210 (0.698) = 384.58$$

$$p_{p_c} = 740 - 100 (0.698) = 670.2$$

por tanto:

$$T_{p_r} = (150+460)/384.58 = 1.586$$

$$p_{p_r} = 1400/670.2 = 2.089$$

sustituyendo en la Ec. (10.26):

$$\eta = 0.0048823 (384.58)(18/1.586^2-1)/[(670.2)(0.66)(0.698)]$$

$$= 0.0374 \text{ [°F/lb/pg}^2\text{]}$$

c) De la Ec. (10.35)

$$W_m = 0.0764 \gamma_g q_g$$

$$W_m = 0.0764 (0.698)(70 \times 10^6) = 3.733 \times 10^6 \text{ (lbm/día)}$$

d) De la Ec. (10.20)

$$a = 0.2618 (12)(9.6)/[(3.733 \times 10^6)(0.66)]$$

$$= 1.22 \times 10^{-5}$$

e) Finalmente de la Ec. (10.24):

$$T_x = [35 + (\frac{0.0374}{1.22 \times 10^{-5}})(-1.5024 \times 10^{-3})] + [150 - (35 + (\frac{0.0374}{1.22 \times 10^{-5}})(-1.5024 \times 10^{-3}))]$$

$$\exp[(-1.22 \times 10^{-5})(79155)]$$

$$= 30.3897 + (150 + 39.6103)(0.38072)$$

$$= 30.3897 + 72.1884$$

$$= 102.6 \text{ (}^\circ\text{F)}$$

En rigor la solución involucra un procedimiento iterativo que permite obtener la presión y la temperatura de forma casi simultánea. Tal seguimiento es:

1. Determinar los valores de L_T , p_1 , T_1 y ΔL como datos principales, además de los ya conocidos.
2. Hacer $L_S = L_S + \Delta L$ y con p_1 y T_1 suponer p_{2S} y T_{2S} .
3. Determinar \bar{p} y \bar{T} y obtener las propiedades de los fluidos así como el factor de fricción.
4. Determinar p_{2C} con la Ec. (4.19).
5. Obtener el gradiente de presión ($\Delta p/\Delta L$).
6. Calcular el coeficiente Joule-Thompson con la Ec. (10.26) y C_f con la Ec. (10.3).
7. De los valores obtenidos con las Ecs. (10.20), (10.34) y (10.35) determinar la T_{2C} con la Ec. (10.24).
8. Si $|T_{2S} - T_{2C}|$ o bien $|p_{2S} - p_{2C}|$ están dentro de la tolerancia preestablecida y $L_S < L_T$, igualar $T_1 = T_{2C}$ y $p_1 = p_{2C}$ y regresar al paso 2.
Si $L_S \geq L_T$ entonces obtener la presión y la temperatura a la distancia L_T .
9. Si $|T_{2C} - T_{2S}|$ o bien $|p_{2S} - p_{2C}|$ están fuera de la tolerancia, tomar $T_{2S} = T_{2C}$ o bien $p_{2S} = p_{2C}$ y repetir el procedimiento desde el paso 3.

En la Fig. 10.5, se muestra el diagrama de flujo del procedimiento para determinar el perfil de temperatura junto con el de presión para un gasoducto.

Ejemplo 10.2.- Calcular la temperatura de un pozo inyector sin TP a 14000 pies, para un gasto de 2400 bl/día, después de 50, 100, 200, 300 y 400 días de inyección. El gradiente geotérmico es de 0.019 ($^\circ\text{F}/\text{pie}$), y además se cuenta con la siguiente información:

$$T_{f_s} = 60^\circ\text{F}; \quad T_{e_s} = 70^\circ\text{F}$$

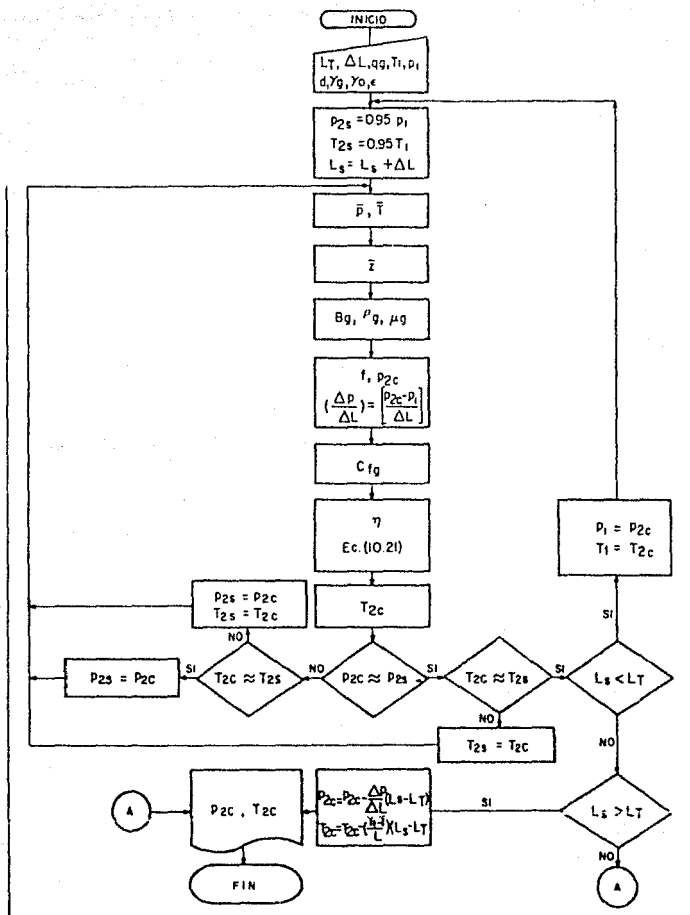


Fig 10.5 Diagrama de flujo simplificado para el cálculo simultáneo de los perfiles de presión y temperatura^{2,14}

$$d_{ci} = 5.675 \text{ pg};$$

$$d_{ce} = 5.625 \text{ pg}$$

Solución:

a) Con las Ecs. (10.37), (10.38) y (10.39) se obtiene, para $t=50$ días

$$Y = 552 (50)/(6.625)^2 = 628.8$$

$$x = 0.31333 (2.799) - 0.06(2.799)^2 + 0.006666 (2.799)^3 \\ = 0.553$$

$$f(t) = 3.5732$$

b) De la Ec. (10.47)

$$A = 1.658 (2400)(3.5732) = 14218.56$$

c) Finalmente de la Ec. (10.31)

$$T(D,t) = (0.019)(14000) + 70 - (0.019)(14218.86) \\ + \{60 + (0.019)(14218.86) - 70\} \exp(-14000/14218.56) \\ = 163^\circ\text{F}$$

Los resultados para 100, 200, 300 y 400 días son:

t (días)	Y (—)	x (—)	$f(t)$ (—)	A (—)	$T(D,t)$ (°F)
50	628.8	0.553	3.5732	14218.56	163
100	1257.7	0.593	3.9174	15588.12	156
200	2515.3	0.634	4.3033	17123.79	149
300	3733.0	0.658	4.5512	18110.22	146
400	5030.6	0.676	4.7424	18870.96	143

graficando la variación del tiempo vs temperatura.

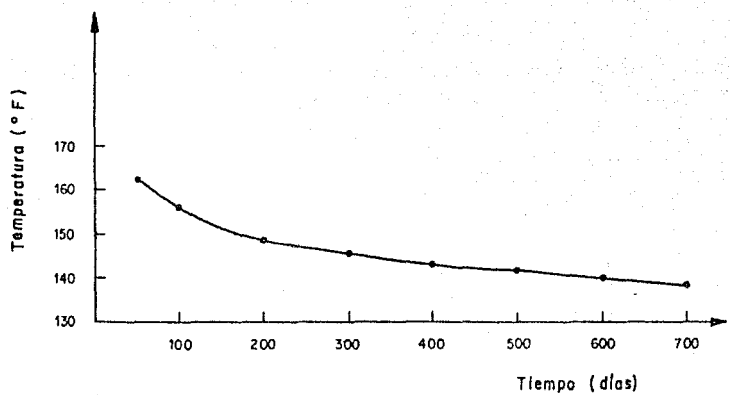


Fig.10.6- Comportamiento de la temperatura con respecto al tiempo de inyección.

Es conveniente hacer notar que la función $f(t)$ sólo es confiable para tiempos menores de 400 días.

Ejemplo 10.3.- Calcular la temperatura en la boca de un pozo que produce 15000 b1/dfa, desde una profundidad de 9031 pies con una temperatura fondo de 212°F; no se produce agua y se cuenta con la siguiente información:

Fluido empacador: aceite

$$R = 2000 \text{ pies}^3/\text{b1}$$

$$\gamma_L = 0.835$$

$$\gamma_g = 0.75$$

$$g_G = 0.019^\circ\text{F}/\text{pie}$$

$$d_{ce} = 0.626 \text{ pg}; \quad d_{te} = 7 \text{ pg}$$

$$d_{ci} = 8.535 \text{ pg}; \quad d_{ti} = 6.094 \text{ pg}$$

$$p_{wf} = 2500 \text{ lb/pg}^2\text{abs}$$

Solución:

a) De la Ec. (10.50)

$$U = 45.5 / (8.535 - 7.0) = 29.64 \text{ [Btu/dfa}\cdot\text{pie}^2\cdot^\circ\text{F]}$$

b) De la Ec. (10.36)

$$r_{ti} = 6.094 / 24 = 0.2539$$

c) De la tabla 10.1: $k_{he} = 36.5 \text{ (Btu/dfa}\cdot\text{pie}\cdot^\circ\text{F)}$

d) De las Ecs. (10.37), (10.38) y (10.39)

$$Y = 552 (30) / 9.626^2 = 178.72$$

$$x = 0.4775$$

$$f(t) = 3.0025$$

e) De la Ec. (10.35)

$$W_m = (15000) [(350.5)(0.835) + (0.0764)(2000)(0.75)]$$

$$= (15000)(407.27) = 6109050$$

f) De las Ecs. (10.5) y (10.3)

$$C_{f_0} = 0.388 + 0.00045 (212)/0.835^{1/2}$$
$$= 0.5290$$

$$C_{f_g} = 1.1834 - 0.97904 + 0.7891 - 0.2066$$
$$= 0.7869$$

g) De la Ec. (10.34)

$$C_{f_m} = [(0.529)(350.5)(0.835) + (0.7869)(0.0764)(2000)(0.75)]/407.27$$
$$= 245/407.27$$
$$= 0.602$$

h) Sustituyendo los valores obtenidos en la Ec. (10.33)

$$A = \frac{(6109050)(0.602)[(36.5) + (0.2539)(29.64)(3.0025)]}{2\pi(0.2539)(36.5)(29.64)} = \frac{2.1733 \times 10^8}{1725.89}$$
$$= 125925.08$$

i) Finalmente, aplicando la Ec. (10.49)

$$T(D,t) = 212 + 0.019[127744.77(1 - \exp(-9031/127744.77)) - 9031]$$
$$= 212 + 0.019(-311.83)$$
$$= 206^\circ\text{F}$$

Ejemplo 10.4.- Calcule el valor de U para una tubería conductora vertical descubierta, alrededor de la cual se tiene una corriente de agua con una velocidad de 1 pie/seg. Se cuenta con la siguiente información:

$$\bar{p} = 100 \text{ lb/pg}^2$$

$$d_{\text{ext}} = 10 \text{ pg}$$

$$x_t = 0.02604 \text{ pies}$$

$$T_{f_s} = 50^\circ\text{F} \quad (\text{fluido alrededor de la tubería})$$

$$T = 190^\circ\text{F} \quad (\text{fluido a través de la tubería})$$

Solución:

Según se vio en el inciso (10.2.4) el coeficiente de transferencia de calor de la película exterior es función de la velocidad promedio del flujo libre y del promedio de temperatura entre el flujo libre y de pared.

$$\bar{T} = \frac{190 + 50}{2} = 120^{\circ}\text{F}$$

- a) Las propiedades del agua a esta temperatura son:

$$\nu_w = 0.65 \text{ cp} \quad C_{f_w} = 1.0036 \text{ (Btu/lb-}^{\circ}\text{F)}$$

$$k_{h_w} = 9.432 \quad \rho_w = 62 \text{ lb/pie}^3$$

- b) De la Ec. (10.12), el número de Reynolds es:

$$N_{Re} = \frac{(124)(10)(1)(62)}{0.65} = 118277$$

- c) De la Ec. (10.13), el número de Prandtl es:

$$P_r = \frac{(58.06)(1.0036)(0.65)}{10} = 3.787$$

- d) Sustituyendo valores en la Ec. (10.11)

$$N_u = \frac{h_o d}{12k_{h_f}} = (0.35 + 0.56(118277)^{0.52})(3.787)^{0.3}$$
$$= 363.27$$

despejando h_o de la misma ecuación:

$$h_o = \frac{12(9.432)(363.27)}{10} = 4112 \text{ (Btu/d}^{\circ}\text{ft-pie}^2\text{-}^{\circ}\text{F)}$$

- e) De la ecuación para tuberías submarinas de la tabla 10.2, se tiene:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{x_r}{k_{h_c}} + \frac{x_t}{k_{h_s}} + \frac{1}{h_o}$$

Se supone despreciable el coeficiente de transferencia de calor de la película interior, no existe recubrimiento y del inciso (10.2.4) se tiene que $k_{h_s} = 600 \text{ (Btu/d}^{\circ}\text{ft-pie-}^{\circ}\text{F)}$; por lo que la expresión anterior se reduce a:

$$\frac{1}{U} = \frac{x_t}{k_{h_s}} + \frac{1}{h_o} = \frac{0.02604}{600} + \frac{1}{4112} = 0.000287 \text{ [Btu/dfa}\cdot\text{pie}^2\cdot\text{°F)]}^{-1}$$

$$\therefore U = 3489 \text{ [Btu/dfa}\cdot\text{pie}^2\cdot\text{°F]}$$

Ejemplo 10.5.- Determinar el coeficiente de transferencia de calor total para flujo lineal, considerando el arreglo de la Fig. 10.7.

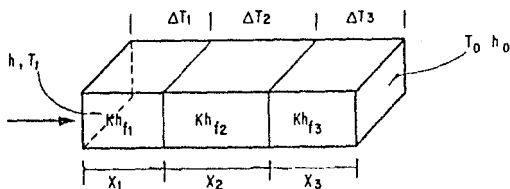


Fig 10.7 Modelo para determinar el coeficiente de transferencia de calor total.

Solución:

En este desarrollo se supone una pared compuesta por tres capas, las cuales separan a dos fluidos. Se representa con x_1 , x_2 y x_3 los espesores de las capas de la pared; y con T_1 y T_0 las temperaturas de los dos fluidos separados por la pared. Se considera un régimen permanente y aplicando la ley de enfriamiento de Newton y la ley de Fourier para un par de placas planas paralelas se obtienen las siguientes ecuaciones:

- para flujo de calor en las tres placas:

$$Q_T = U A \Delta T_T \quad (10.52)$$

- para cada capa:

$$Q_1 = \frac{k_{hf_1}}{x_1} A \Delta T_1 \quad (10.53)$$

$$Q_2 = \frac{k_{hf_2}}{x_2} A \Delta T_2 \quad (10.54)$$

$$Q_3 = \frac{k_h f_3}{x_3} A \Delta T_3 \quad (10.55)$$

despejando ΔT de cada una de las ecuaciones anteriores:

$$\Delta T_T = \frac{Q_T}{AU} \quad (10.56)$$

$$\Delta T_1 = \frac{Q_1 x_1}{A k_h f_1} \quad (10.57)$$

$$\Delta T_2 = \frac{Q_2 x_2}{A k_h f_2} \quad (10.58)$$

$$\Delta T_3 = \frac{Q_3 x_3}{A k_h f_3} \quad (10.59)$$

pero se infiere que:

$$\Delta T_T = \Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3 \quad (10.60)$$

por lo que:

$$\frac{Q_T}{AU} = \frac{Q_1 x_1}{A k_h f_1} + \frac{Q_2 x_2}{A k_h f_2} + \frac{Q_3 x_3}{A k_h f_3} \quad (10.61)$$

pero además, el calor que fluye a través del área A es igual en cada capa:

$$Q_T = Q_1 = Q_2 = Q_3 \quad (10.62)$$

por tanto:

$$\frac{1}{U} = \frac{x_1}{k_h f_1} + \frac{x_2}{k_h f_2} + \frac{x_3}{k_h f_3} \quad (10.63)$$

Tomando en cuenta los coeficientes térmicos, tanto de la película interior como de la exterior, la Ec. (10.56) adquiere la forma siguiente:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{x_1}{k_h f_1} + \frac{x_2}{k_h f_2} + \frac{x_3}{k_h f_3} + \frac{1}{h_o} \quad (10.64)$$

Ejemplo 10.6.- Determinar el coeficiente de transferencia de calor total para flujo radial, considerando el arreglo de la Fig. 10.8.

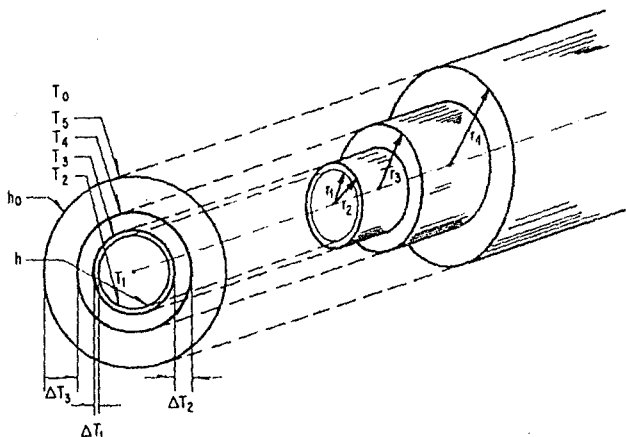


Fig 10.8 Modelo para determinar el coeficiente de transferencia de calor total para flujo radial.

Solución:

El coeficiente de transferencia de calor total para un tubo de pared compuesta, se determina de manera semejante al del ejemplo anterior. Para ello se supone que un tubo de hierro, Fig. 10.8 está aislado con dos capas de material mal conductor del calor. T_0 y T_1 corresponden a las temperaturas del medio ambiente y del interior de la tubería respectivamente y se considera régimen de flujo permanente.

Aplicando la Ec. (10.7) para un cambio de calor entre las temperaturas T_1 del fluido en el interior de la tubería y T_2 en la cara interna de la misma, se tiene que:

$$Q = h \ 2\pi r_1 L (T_1 - T_2) \quad (10.65)$$

donde:

$$A = 2\pi r_1 L$$

Q es la cantidad de calor transmitida por unidad de tiempo y como permanece constante en virtud de haber considerado régimen permanente, será entonces la misma que se transfería por conducción en las capas que forman la pared del tubo.

Aplicando la Ec. (10.9) para la pared del tubo y las dos capas aislantes, se tiene:

- para la pared del tubo:

$$Q = k_h \ 2\pi L \left(\frac{T_2 - T_3}{\frac{1}{h} \frac{r_2}{r_1}} \right) \quad (10.66)$$

- para la primera capa aislante:

$$Q = k_h \ 2\pi L \left(\frac{T_3 - T_4}{\frac{1}{h} \frac{r_3}{r_2}} \right) \quad (10.67)$$

- para la segunda capa aislante:

$$Q = k_h \ 2\pi L \left(\frac{T_4 - T_5}{\frac{1}{h} \frac{r_4}{r_3}} \right) \quad (10.68)$$

Para la superficie externa de temperatura T_5 que cede calor al fluido exterior de temperatura T_0 por convección, se aplica nuevamente la Ec. (10.7) como sigue:

$$Q = h_0 \ 2\pi r_4 L (T_5 - T_0) \quad (10.69)$$

Sacando de las ecuaciones anteriores el flujo de calor Q como factor común, queda:

$$Q \left[\frac{1}{h r_1} + \frac{1}{k_{h_1}} \ln(r_2/r_1) + \frac{1}{k_{h_2}} \ln(r_3/r_2) + \frac{1}{k_{h_3}} \ln(r_4/r_3) + \frac{1}{h_0 r_4} \right] = 2\pi L (T_1 - T_0) \quad (10.70)$$

despejando a Q, se tiene que:

$$Q = 2\pi (T_1 - T_0) / \left[\frac{1}{h r_1} + \frac{1}{k_{h_1}} \ln(r_2/r_1) + \frac{1}{k_{h_2}} \ln(r_3/r_2) + \frac{1}{k_{h_3}} \ln(r_4/r_3) + \frac{1}{h_0 r_4} \right] \quad (10.71)$$

y como la transmisión de calor se realiza del interior de la tubería hacia el exterior, el área al flujo de calor es $2\pi r_1 L$; por lo que la ecuación anterior queda como:

$$Q = 2\pi r_1 L (T_1 - T_0) / \left[\frac{1}{h} + \frac{r_1}{k_1} \ln(r_2/r_1) + \frac{r_1}{k_2} \ln(r_3/r_2) + \frac{r_1}{k_3} \ln(r_4/r_3) + \frac{r_1}{h_0 r_4} \right] \quad (10.72)$$

de donde se obtiene finalmente el coeficiente de transferencia de calor total:

$$1/U = (1/h) + r_1 \sum_{i=1}^n \left[\ln(r_{i+1}/r_i) / k_{h_i} \right] + r_1 / (h_0 r_4) \quad (10.73)$$

que, en términos del diámetro

$$1/U = 1/h + d/2 \sum_{i=1}^n \left[\ln(d_{ext,i+1} / d_{ext,i}) / k_{h_i} \right] + d / (h_0 d_n) \quad (10.74)$$

para un pozo productor o inyector, el h_0 no existe, por tanto desaparece de la ecuación anterior el último término: $d / (h_0 d_n)$.

REFERENCIAS

1. Campbell: "Gas Conditioning and Processing", Tomo I, 5a. edición, Campbell Petroleum Series.
2. González, G.L.: "Efecto del coeficiente Joule-Thompson en el diseño de gasoductos", Tesis, UNAM, 1985.
3. Goldberg, V., et al: "Real Properties of Natural Gas Provide Base for Thermal Hydraulic Analysis of Gas Pipelines", Oil & Gas Journal, Jul.9, 1984.
4. Özisik, M. Necati: "Heat Transfer a Basic Approach", McGraw Hill, Inc., USA, 1985.
5. Fand, R.M.: "Heat Transfer by Forced Convection from a Cylinder to Water in Crossflow", Int. J. Heat Mass Transfer, 1965.
6. McAdams, W.H.: "Heat Transmission", McGraw Hill, Inc., NY, 1954.
7. Holman, J.P.: "Termodinámica", Southern Methodist University, E.U., McGraw Hill, 1980.
8. Lawton, L.L.: "Curves Give Temperature Drop for Expanding Gases", World Oil, ene, 1984.
9. Romero, J.A.: "A Simplified Method for Calculating Temperature Changes in Deep Wells", J.P.T., Jun, 1979.
10. Ramey, H.J., Jr.: "Wellbore Heat Transmission", Trans. AIME (1962), 225.
11. Garaicochea, F.: "Apuntes de transporte de hidrocarburos", Fac. Ingeniería, UNAM, 1987.
12. Hein, M.: "Here are Methods for Sizing Offshore Pipelines", Oil and Gas Journal, May 2, 1983.
13. Nolasco, M.J.: "Utilización del gas húmedo para bombeo neumático en la zona sur", Proyecto 3370, IMP, 1973.
14. Gómez, J.A.: "Apuntes de manejo de la producción en la superficie", Fac. Ingeniería, UNAM, 1986.
15. Lozano, V.E.: "Apuntes de medición y transporte de hidrocarburos", Fac. Ingeniería, UNAM,

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

La labor constante de investigación en el ámbito de la ingeniería petrolera implica por sí, una revisión permanente de conceptos y técnicas con resultados que confirman su validez o conllevan a detectar su imprecisión, en cuyo caso, normalmente se obtiene una redefinición del concepto y de la técnica. La actualización constante del profesional del área permitirá generalmente, presentar soluciones más adecuadas a los problemas de ingeniería petrolera que se enfrentan. Se infiere desde luego, que los conceptos y procedimientos expuestos en este trabajo pueden emplearse satisfactoriamente pero, sin olvidar que en el futuro puede existir algo mejor.

La aplicación de los conceptos y procedimientos presentados deberán siempre hacerse con el mayor apego a sus principios con el fin de que sus resultados puedan ser interpretados. El apoyo de la ciencia de la computación será casi imprescindible y siempre provechoso.

Por último, cada problema deberá (como se ha mencionado en páginas interiores) estudiarse a la luz de sus propios méritos y establecer como solución final la que satisfaga los requisitos técnicos del proyecto y que produzca el costo mínimo.

APENDICE A

CALCULO DEL FACTOR Z A ALTAS PRESIONES

Para determinar el factor de compresibilidad del gas para $p \leq 5000 \text{ lb/ps}^2$ y densidades relativas del gas iguales o mayores a 0.7 puede emplearse la ecuación de Hall-Yarborough. Esta ecuación fue desarrollada usando la ecuación de estado de Carnahan-Starling y aplicando el método de Newton-Raphson.

$$Z = 0.06125 p_{pr} \exp(-1.2(1-t)^2) / \rho_r \quad (\text{A-1})$$

donde:

$$t = 1/T_{pr}^* \quad (\text{A-2})$$

Su solución implica un procedimiento iterativo a partir de un valor inicial supuesto de densidad reducida.

$$\rho_{rs} = 0.001$$

$$AH = p_{pr}(AA) + (\rho_r + \rho_r^2 + \rho_r^3 - \rho_r^4) / (1 + \rho_r)^3 - (AB)\rho_r^2 + (AC)\rho_r^{AE} \quad (\text{A-3})$$

$$AI = (1 + 4\rho_r^2 + 4\rho_r^3 + \rho_r^4) / (1 + \rho_r)^4 - (AD)\rho_r + (AE)(AC)\rho_r^{AG} \quad (\text{A-4})$$

$$\rho_{rc} = \rho_{rs} - (AH/AI) \quad (\text{A-5})$$

Si el valor absoluto de $AH > 0.00001$, recalcar AH y AI suponiendo un nuevo valor de ρ_r . En caso contrario, evaluar la Ec.(A-1) para obtener Z con el último valor de ρ_{rs} .

$$AA = -(0.06125t \exp(-1.2(1-t)^2)) \quad (\text{A-6})$$

$$AB = 14.76t - 9.76t^2 + 4.58t^3 \quad (\text{A-7})$$

$$AC = 90.7t - 242.2t^2 + 42.4t^3 \quad (\text{A-8})$$

$$AD = 29.52t - 19.52t^2 + 9.16t^3 \quad (\text{A-9})$$

$$AE = 2.18 + 2.82t \quad (\text{A-10})$$

$$AG = 1.18 + 2.82t \quad (\text{A-11})$$

*Las condiciones pseudoreducidas se calculan con las Ecs.(1.16) y (1.17).

APENDICE B

DEDUCCION DE LA EC.(3.34) A PARTIR DE UNA ECUACION DE COSTOS (3.33).

Las suposiciones de la ecuación de costos (3.33) son:

- 1.- Flujo en régimen permanente.
- 2.- Flujo de una sola fase.
- 3.- No se consideran pérdidas de energía cinética ni potencial.

La ecuación presentada para evaluar los costos totales en líneas de conducción de líquidos es:

$$C_T = Z_v I_a + WF \quad (B-1)$$

$$C_T = Z_v \left(B_p + (I_{p1} d + I_{p2}) d + B_s + X_s \frac{C_2}{d^5} \right) + W \left(A_p + Y_p d + A_s + Y_x \left(\frac{C_2}{d^5} \right) \right) \quad (B.2)$$

suponiendo diferentes valores de d y manteniendo constantes el resto de las variables, las pérdidas de presión por fricción se incrementan para diámetros reducidos y de la misma forma los costos de bombeo para entregar los fluidos con la presión de descarga deseada. Por el contrario, para diámetros mayores, las pérdidas de presión por fricción disminuyen, pero los costos por tubería aumentan. Aplicando el procedimiento de máximos y mínimos a la Ec.(B-1) para la determinación del diámetro que produzca el costo mínimo, se tiene que:

$$\frac{dC_T}{dd} = Z_v \frac{dI_a}{dd} + W \frac{dF}{dd} \quad (B-3)$$

donde:

$$\frac{dI_a}{dd} = X_p + d \frac{dX_p}{dd} + X_s \frac{d \frac{C_2}{d^5}}{dd} \quad (B-4)$$

$$\frac{dX_p}{dd} = \frac{d \{ I_{p1} d + I_{p2} \} d}{dd} = 2 I_{p1} d + I_{p2} \quad (B-5)$$

$$\frac{d \left(\frac{C_2}{d^5} \right)}{dd} = - \frac{5 C_2 d^4}{d^{10}} = - \frac{5 C_2}{d^6} \quad (B-6)$$

sustituyendo (B-5) y (B-6) en (B-4):

$$\frac{dI}{d} = 2I_{p1}d + I_{p2} - 5 X_s \left(\frac{C_2}{d^6}\right) \quad (B-7)$$

de igual forma:

$$\frac{dF}{d} = Y_p + d \frac{dY_p}{d} + Y_x \frac{d\left(\frac{C_2}{d^5}\right)}{d} \quad (B-8)$$

donde:

$$\frac{dY_p}{d} = 0 \quad (B-9)$$

por lo tanto:

$$\frac{dF}{d} = Y_p - 5 Y_x \left(\frac{C_2}{d^6}\right) \quad (B-10)$$

sustituyendo las Ecs.(B-7) y (B-10) en (B-3):

$$\frac{dC_T}{d} = Z_v \left(2 I_{p1}d + I_{p2} - 5 X_s \left(\frac{C_2}{d^6}\right) + W \left(Y_p - 5 Y_x \left(\frac{C_2}{d^6}\right) \right) \right) \quad (B-11)$$

agrupando términos y despejando el diámetro:

$$d = C_2^{1/6} \left[\frac{5(Z_v X_s + W Y_x)}{Z_v(2I_{p1}d + I_{p2}) + W Y_p} \right]^{1/6} \quad (B-12)$$

el valor de Y_x debe incluir tanto los gastos variables de operación y mantenimiento en la estación de bombeo (Y_s) como los gastos fijos (Y_f). El valor de Y_s depende del ritmo de trabajo impuesto al equipo de bombeo por lo que deberá multiplicarse por el valor del factor de carga (F_c) considerado en los cálculos para la selección de la o las bombas. En estas condiciones la Ec.(B-12) queda finalmente de la siguiente forma:

$$d = C_2^{1/6} \left[\frac{5(Z_v X_s + W(Y_f + Y_s F_c))}{Z_v(2I_{p1}d + I_{p2}) + W Y_p} \right]^{1/6} \quad (B-13)$$

APENDICE C

OBTENCION DEL TERMINO DE COMPENSACION POR DIFERENCIA DE ELEVACION.

Considerando una columna de gas como se observa en la Fig. C-1, el gradiente de presión, se puede expresar en unidades consistentes como:

$$\frac{dp}{dh} = \rho_g \quad (C-1)$$

o, en unidades prácticas y a C.S.:

$$\frac{dp}{p} = \frac{0.01875 \rho_g}{Z(T+460)} dh \quad (C-2)$$

integrando de p_2 a p_3 :

$$\ln\left(\frac{p_2}{p_3}\right) = \frac{0.01875 \rho_g \Delta h}{Z(T+460)} \quad (C-3)$$

multiplicando por 2 ambos miembros de la Ec.(C-3) y empleando notación exponencial, se tiene:

$$\frac{p_2^2}{p_3^2} = e^s \quad (C-4)$$

donde:

$$s = \frac{0.0375 \rho_g \Delta h}{Z(T+460)} \quad (C-5)$$

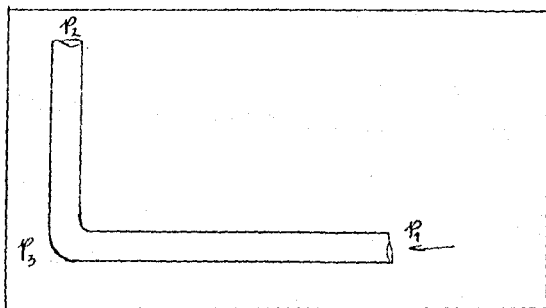


Fig. C.1 Compensación por diferencia de elevación

APENDICE D

SOLUCION DE LA ECUACION DE CULLENDER Y SMITH PARA EL CALCULO DEL GASTO.

La ecuación de Cullender, se basa en las siguientes suposiciones:

- 1.- Flujo en régimen permanente
- 2.- Flujo de una sola fase
- 3.- El cambio de energía cinética es pequeño y puede ser despreciado.

y su expresión general, para flujo de gas en tuberías inclinadas puede expresarse de la siguiente forma:

$$\frac{1000}{53.33} v_g h = \int_{p_2}^{p_1} \frac{p/(Z(T+460))}{2.6665 \frac{F_f q_g^2}{d^5} + 0.001 \left(\frac{p}{Z(T+460)} \right)^2} dp \quad (D-1)$$

al establecer la integral entre p_1 y p_2 , se omiten las suposiciones que con respecto al factor de compresibilidad otros autores emplean para plantear sus ecuaciones. Esto significa que tanto el factor de compresibilidad como la temperatura pueden ser calculados a las condiciones del punto de interés.

si

$$F^2 = \frac{2.6665 F_f q_g^2}{d^5} \quad (D-2)$$

y además:

$$I = \frac{p/(Z(T+460))}{\left(\frac{1}{h} \right) F^2 + 0.001 \left(\frac{p}{Z(T+460)} \right)^2} \quad (D-3)$$

la Ec. (D-1) se reduce a:

$$\frac{1000}{53.33} v_g h = \int_{p_2}^{p_1} I dp \quad (D-4)$$

cuyo valor puede aproximarse aplicando la regla de Simpson, de la siguiente forma:

$$37.5 \nu_{gh} = \frac{\Delta p}{3} (I_1 + 4\bar{I} + I_2) \quad (D-5)$$

o bien, evaluando la integral sobre límites definidos, de manera que:

$$2 \int_{p_2}^{p_1} I \, dp = (\bar{p} - p_2)(\bar{I} + I_2) + (p_1 - \bar{p})(I_1 + \bar{I}) \quad (D-6)$$

o bien:

$$37.5 \nu_{gh} = (\bar{p} - p_2)(\bar{I} + I_2) + (p_1 - \bar{p})(I_1 + \bar{I}) \quad (D-7)$$

DEDUCCION DE LA ECUACION DE CULLENDER PARA FLUJO INCLINADO.

Despejando F^2 de la Ec. (D-3):

$$F^2 = \frac{h}{L} \left(\frac{p/(Z(T+460))}{I} - 0.001 \left(\frac{p}{Z(T+460)} \right)^2 \right) \quad (D-8)$$

igualando las Ec.(D-2) y (D-8) y despejando q_g^2 :

$$q_g^2 = \frac{d^5}{2.665 F_f} \left(\frac{h}{L} \right) \left(\frac{p/(Z(T+460))}{I} - 0.0019 \frac{p}{Z(T+460)} \right)^2 \quad (D-9)$$

empleando el factor de fricción del diagrama de Moody: $F_f = f/4$

$$q_g = \left(\frac{1.5}{f} \right)^{0.5} \left(\frac{h}{L} \right)^{0.5} \left[\frac{p/(Z(T+460))}{I} - 0.001 \left(\frac{p}{Z(T+460)} \right)^2 \right]^{0.5} d^{2.5} \quad (D-10)$$

empleando unidades prácticas:

$$q_g = \left(\frac{284.2 \times 10^6}{L} \right)^{0.5} \left(\frac{h}{L} \right)^{0.5} \left[\frac{p/(Z(T+460))}{I} - 0.001 \left(\frac{p}{Z(T+460)} \right)^2 \right]^{0.5} d^{2.5} \quad (D-11)$$

PROCEDIMIENTO DE CALCULO.

- 1.- Suponer un gasto q_g (pies³g/dfa)
- 2.- Determinar el valor de F^2 de la Ec.(D-2)
- 3.- Resolver la Ec.(D-3) para p_1 , \bar{p} y p_2 y obtener I_1 , \bar{I} e I_2 .
- 4.- Evaluar ambos miembros de la Ec.(D-5) y:

Si la diferencia entre ellos es negativa debe repetirse el procedimiento con un gasto mayor y con un gasto menor si la diferencia es positiva.

- 5.- Si tal diferencia está dentro de la tolerancia fijada de antemano, el problema habrá concluido.

Ejemplo D-1.- Determinar la capacidad de transporte de un gasoducto de 28 pg de diámetro interno y una longitud de 41 millas, si su presión de envfo es de 1900 lb/pg²abs. y su presión de descarga de 1500 lb/pg²abs. Este gasoducto tiene su descarga 50 pies más arriba del punto de entrada.

Solución:

$$1) q_{g_{sup}} = 3000 \times 10^6 \text{ (pies}^3\text{/día)}$$

de la Ec.(D-2) y q_g (10⁶pies³/día)

$$2) F^2 = \frac{0.6667 (0.0091085) (3000)^2}{(28)^5} = 0.0031756$$

con la Ec.(D-3) y los valores de la tabla (D-1), se tiene:

$$3) \frac{p_1}{Z_1(T_1+460)} = 3.5748 \quad \frac{\bar{p}}{Z(\bar{T}+460)} = 3.1924$$

$$\frac{p_2}{Z_2(T_2+460)} = 2.7773$$

TABLA D-1 VALORES DEL FACTOR Z.

p (lb/pg ² abs)	T (°F)	Z (-)
1900	150	0.8713
1707.84	150	0.8770
1500	150	0.8854

los valores de I a p_1 , \bar{p} y p_2 son:

$$I_1 = \frac{3.5748}{\frac{216357}{50} 0.0031756 + 0.001(3.5748)^2} = 0.2599$$

$$I_2 = \frac{2.7773}{13.7413 + 0.001 (2.7733)^2} = 0.2020$$

$$\bar{I} = \frac{3.1924}{13.7413 + 0.001 (3.1924)^2} = 0.2322$$

4) De la Ec. (D-5)

$$A = 37.5 (0.6) (50) = 1125$$

$$B = \frac{400}{3} (0.2599 + 4 (0.2322) + 0.202) = 185.43$$

repetiendo el procedimiento para un gasto menor y vaciando los resultados en la tabla D-2, se tiene que:

TABLA D-2 CAPACIDAD DE TRANSPORTE PARA EL EJEMPLO D-1.

q_g (10^6 pies ³ /dfa)	F^2	$\frac{h}{L} F^2$	I_1	\bar{I}	I_2	A	B
1300	0.0031756	13.7413	0.2599	0.2322	0.2020	1125	185.43
1215.43	0.0005212	2.2555	1.5760	1.4090	1.2271	1125	1125.21
1200	0.000508	2.1986	1.6166	1.4453	1.2588	1125	1154

por tanto la capacidad de transporte para las condiciones dadas es de - - - - - 1215.43 $\times 10^6$ (pies³/dfa). Con la Ec. (4.19) y la de Weymouth de la tabla 4.2, se tiene un resultado de 1209.189 $\times 10^6$ y 1124.4 $\times 10^6$ (pies³/dfa) respectivamente.

DEDUCCION DE LA ECUACION DE CULLENDER PARA FLUJO HORIZONTAL.

Para este caso en particular, la Ec. (D-3) es:

$$I = p / (Z(T+460)) \quad (D-3^1)$$

y la Ec. (D-7) queda como:

$$37.5 \gamma_g L F^2 = (\bar{p} - p_2) (\bar{I} + I_2) + (p_1 - \bar{p}) (I_1 + \bar{I}) \quad (D-7^1)$$

entonces, despejando q_g de la Ec. (D-2):

$$q_g = \left(\frac{F^2 d^5}{2.6665 F_f} \right)^{0.5} \quad (D-12)$$

despejando F de la Ec. (D-7¹):

$$F = \frac{(\bar{p} - p_2)(\bar{I} + I_2) + (p_1 - \bar{p})(I_1 + \bar{I})^{0.5}}{37.5 \gamma_g L} \quad (D-13)$$

y empleando el factor de fricción del diagrama de Moody y sustituyendo la -- Ec.(D-13) en la (D-12), se tiene que:

$$q_g = K_4 \left\{ \frac{(\bar{p} - p_2) (\bar{l} + l_2) + (p_1 - \bar{p})(l_1 + \bar{l})}{L} \right\}^{0.5} d^{2.5} \quad (D-14)$$

donde:

$$K_4 = \left(\frac{7.58 \times 10^6}{\gamma_g f} \right)^{0.5} \quad (D-15)$$

aplicando los datos del ejemplo anterior, determinar el gasto de gas si $h = 0$.

Solución:

$$l_1 = 3.5748354 \quad \bar{l} = 3.1924033 \quad l_2 = 2.7772943$$

$$p_1 - \bar{p} = 192.16 \text{ lb/pg}^2$$

$$\bar{p} - p_2 = 207.84 \text{ lb/pg}^2$$

sustituyendo estos valores en la Ec.(D-14), se obtiene:

$$\begin{aligned} q_g &= 37242.219 \left(\frac{1240.7419 + 1300.3926}{41} \right)^{0.5} (28)^{2.5} \\ &= 1216.33 \times 10^6 (\text{pies}^3/\text{día}) \end{aligned}$$

APENDICE E

DESARROLLO DEL SISTEMA DE ECUACIONES DEL METODO DE MULTIPLICADORES DE LAGRANGE PARA LA EC.(4.20).

El sistema de ecuaciones en cuestión, es el que se presenta en el inciso 4.7.3 y el desarrollo de cada expresión se basa en las Ecs.(4.20) y (4.80).

Para:

$$\nabla q = \frac{\partial q}{\partial L} + \frac{\partial q}{\partial d} + \frac{\partial q}{\partial p_d} + \frac{\partial q}{\partial p_e} \quad (E-1)$$

se tiene que:

$$\frac{\partial q}{\partial L} = 0.5 K_4 \left[\frac{\left(\frac{p_d^2 - p_e^2 - \bar{p}^2 s}{L} \right)}{\left(\frac{p_d^2 - p_e^2 - \bar{p}^2 s}{L} \right)^{0.5}} \right] d^{2.5} \quad (E-2)$$

donde "s" es el valor de la Ec.(C-5). Multiplicando y dividiendo la ecuación por $K_4 d^{2.5}$ y simplificando, se tiene que:

$$\frac{\partial q}{\partial L} = - \frac{0.5 q}{L} \quad (E-3)$$

para:

$$\frac{\partial q}{\partial d} = 2.5 K_4 \left[\frac{p_d^2 - p_e^2 - s \bar{p}^2}{L} \right]^{0.5} d^{1.5} \quad (E-4)$$

multiplicando y dividiendo por d y simplificando, se tiene que:

$$\frac{\partial q}{\partial d} = \frac{2.5 q}{d} \quad (E-5)$$

para:

$$\frac{\partial q}{\partial p_d} = 0.5 K_4 \left[\frac{\left(\frac{2 p_d}{L} \right)}{\left(\frac{p_d^2 - p_e^2 - s \bar{p}^2}{L} \right)^{0.5}} \right] d^{2.5} \quad (E-6)$$

multiplicando y dividiendo por $K_4 d^{2.5}$ y simplificando, se tiene que:

$$\frac{\partial q}{\partial p_d} = 0.5 K_4^2 \left[\frac{\left(\frac{2 p_d}{L} \right)}{\left(\frac{p_d^2 - p_e^2 - s \bar{p}^2}{L} \right)^{0.5}} \right] d^5 \quad (E-7)$$

y multiplicando y diviendo, sólo al numerador, por $p_1^2 - p_2^2 - s\bar{p}^2$:

$$\frac{\partial q}{\partial p_d} = \frac{p_d q}{(p_d^2 - p_e^2 - s\bar{p}^2)} \quad (E-8)$$

de igual manera para $\partial q/\partial p_e$, se tiene que:

$$\frac{\partial q}{\partial p_e} = \frac{p_e q}{(p_d^2 - p_e^2 - s\bar{p}^2)} \quad (E-9)$$

para la Ec.(4.80), se tiene que si:

$$C_T = \frac{\partial C_T}{\partial L} + \frac{\partial C_T}{\partial d} + \frac{\partial C_T}{\partial p_1} + \frac{\partial C_T}{\partial p_2} \quad (E-10)$$

entonces::

$$\frac{\partial C_T}{\partial L} = -\frac{K_3 q a Z}{10^6 L^2} \quad (E-11)$$

$$\frac{\partial C_T}{\partial d} = K_2 \text{ dif } (2 Ad + 3 Bd^2) \quad (E-12)$$

$$\frac{\partial C_T}{\partial p_d} = \frac{\partial C_T}{\partial a} \frac{\partial a}{\partial p_d} + \frac{\partial C_T}{\partial Z} \frac{\partial Z}{\partial p_d} \quad (E-13)$$

$$\frac{\partial C_T}{\partial p_d} = \frac{K_3 q Z}{10^6 L} \frac{\partial a}{\partial p_d} + K_2 (Ad^2 + Bd^3) \left[\frac{(2+4\theta)(SFET-p)^2 + 2p SFET}{4(SFET-p_d)^3} \right] \quad (E-14)$$

$$\frac{\partial C_T}{\partial p_e} = \frac{\partial C_T}{\partial a} \frac{\partial a}{\partial p_e} + \frac{\partial C_T}{\partial Z} \frac{\partial Z}{\partial p_e} \quad (E-15)$$

$$\frac{\partial C_T}{\partial p_e} = \frac{K_3 q Z}{10^6 L} \frac{\partial a}{\partial p_e} + \frac{K_3 q a}{10^6 L} \frac{\partial Z}{\partial p_e} \quad (E-16)$$

combinando las siguientes ecuaciones:

$$\frac{\partial C_T}{\partial l} = \frac{\partial q}{\partial l} \quad (E-17)$$

$$\frac{\partial C_T}{\partial p_e} = \frac{\partial q}{\partial p_e} \quad (E-18)$$

despejando λ de la Ec.(E-17) y sustituyendo en (E-18), despreciando los efectos de elevación y considerando que:

$$\frac{1}{Z_e} \frac{\partial Z_e}{\partial p_e} = \frac{\partial \lambda_n Z_e}{\partial p_e} \quad (E-19)$$

donde Z_e se aproxima a la unidad y se asume con un valor unitario, por razones prácticas. La expresión final es, entonces:

$$\frac{\partial a}{\partial p_e} = - \frac{2a}{p_d^2 - p_e^2} \quad (E-20)$$

Por otra parte la $\partial a / \partial p_e$ a partir de la Ec.(4.69):

$$a = \frac{K_1}{\delta E} \left[\left(\frac{p_d}{p_e} \right)^\delta - 1 \right] + h_c \quad (E-21)$$

queda de la siguiente forma:

$$\frac{\partial a}{\partial p_e} = \frac{-K_1 R}{\delta E p_e} \left[\left(\frac{p_d}{p_e} \right)^{\delta-1} \delta + \frac{1}{E} \frac{dE}{dR} (1 - R^\delta) \right] \quad (E-22)$$

donde se considera que la eficiencia mecánica adiabática no depende de la razón de compresión. Igualando (E-9) con (E-22) y simplificando se obtiene la expresión para evaluar la razón óptima de compresión. Esta se expresa como:

$$R^{\delta+2} - \frac{\delta+2}{\delta} R^\delta = \frac{2\delta h_c E - 2 K_1}{\delta K_1} \quad (E-23)$$

y su solución implica un procedimiento numérico de ensaye y error hasta entrar en una tolerancia preestablecida.

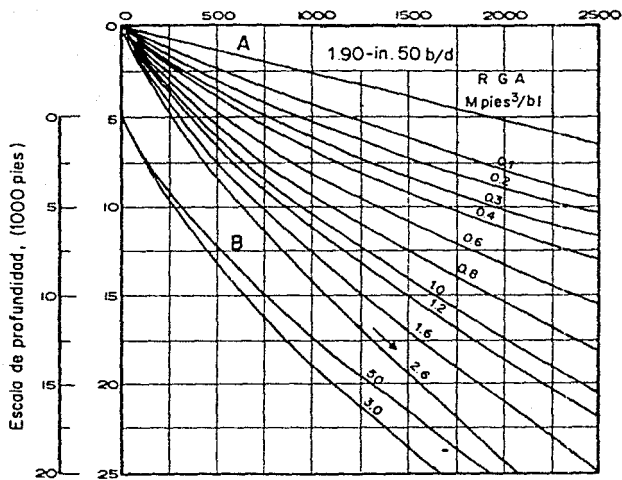


Fig.F1 Curva de distribución de la presión (Gilbert, API)

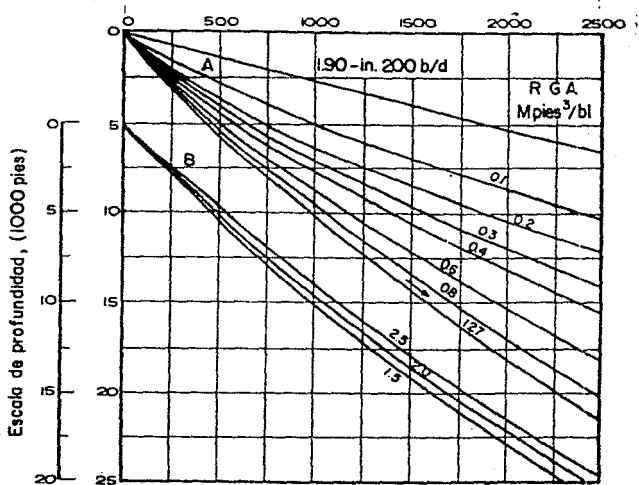


Fig.F2. Curva de distribución de la presión (Gilbert, API)

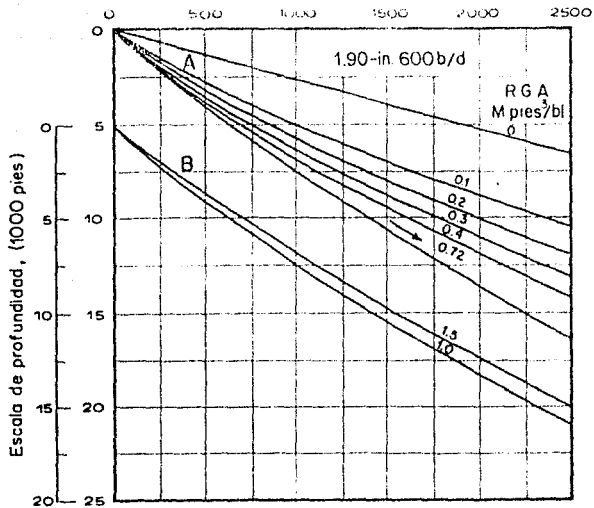


Fig.3 Curva de distribución de la presión(Gilbert, API)

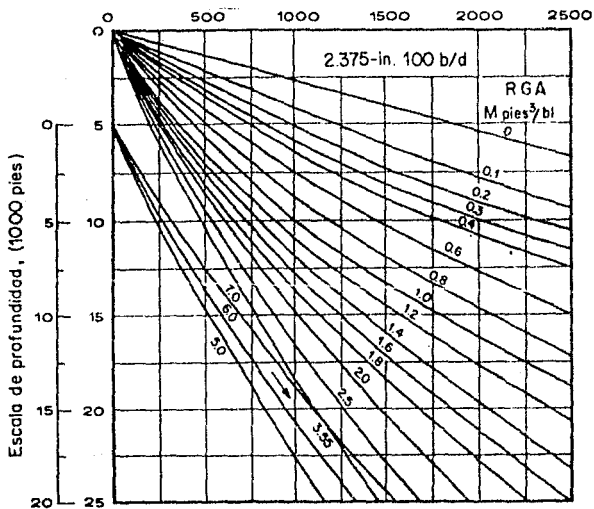


Fig.4 Curva de distribución de la presión(Gilbert, API)

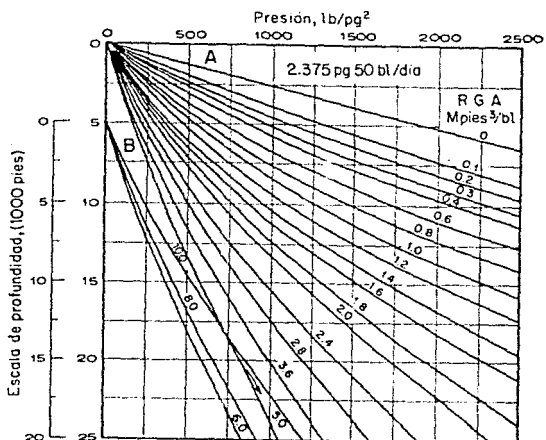


Fig 5 Curva de distribución de la presión (Gilbert, API)

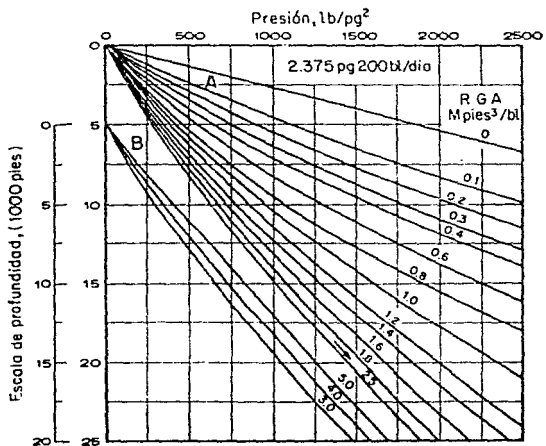
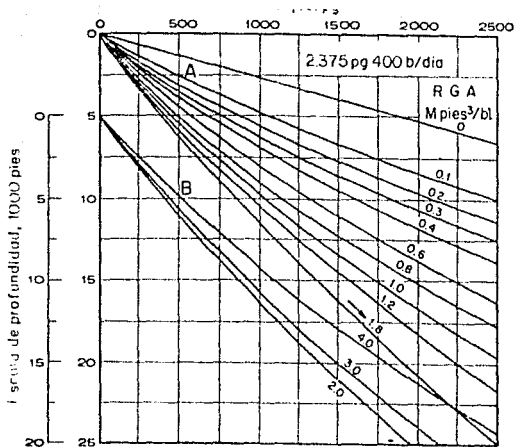
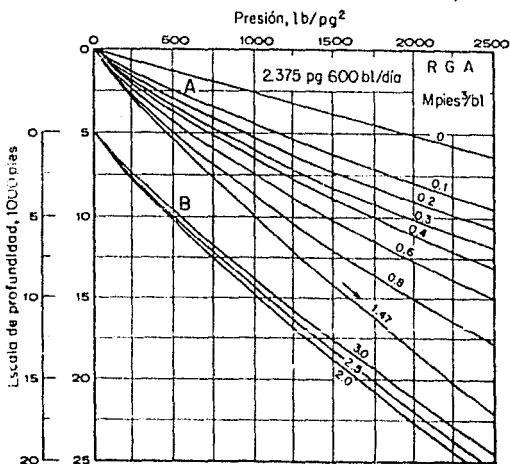


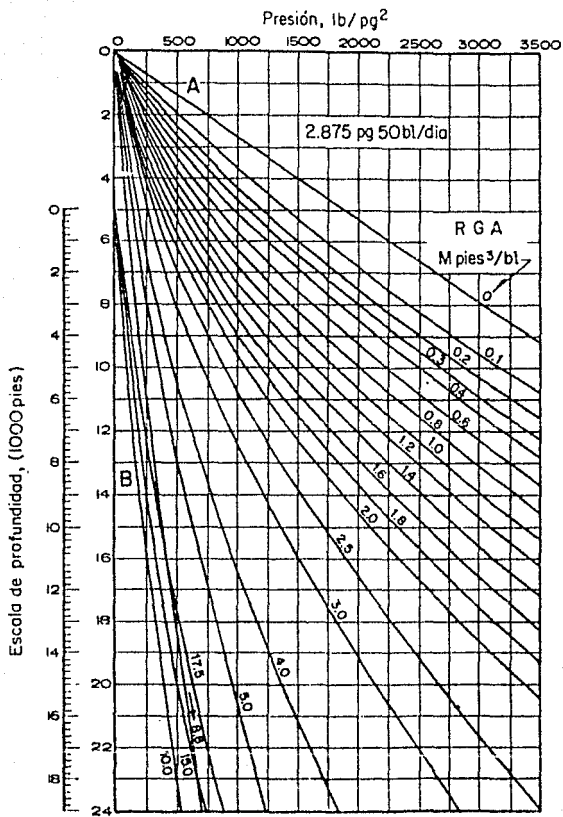
Fig 6 Curva de distribución de la presión (Gilbert, API)



Fig^F7. Curva de distribución de la presión (Gilbert, API)



Fin^F8. Curva de distribución de la presión (Gilbert, API)



Fig⁹. Curva de distribución de la presión (Gilbert, API)

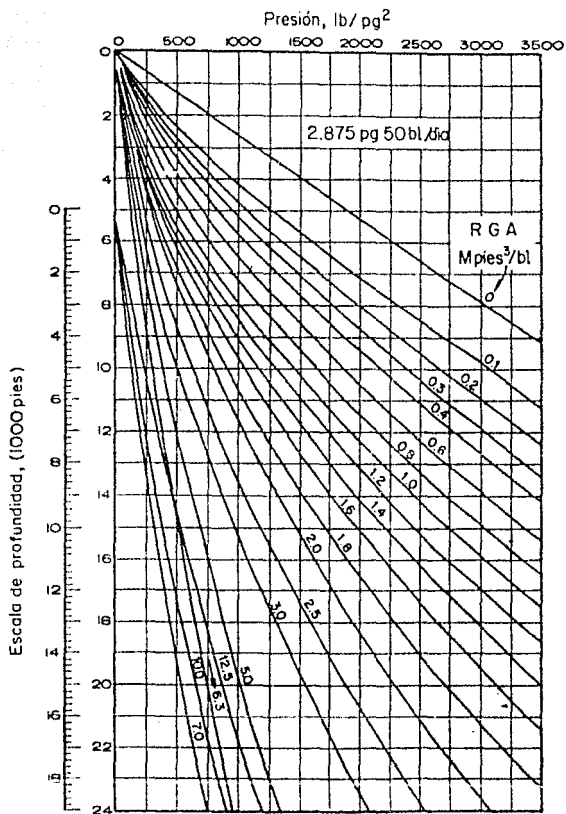
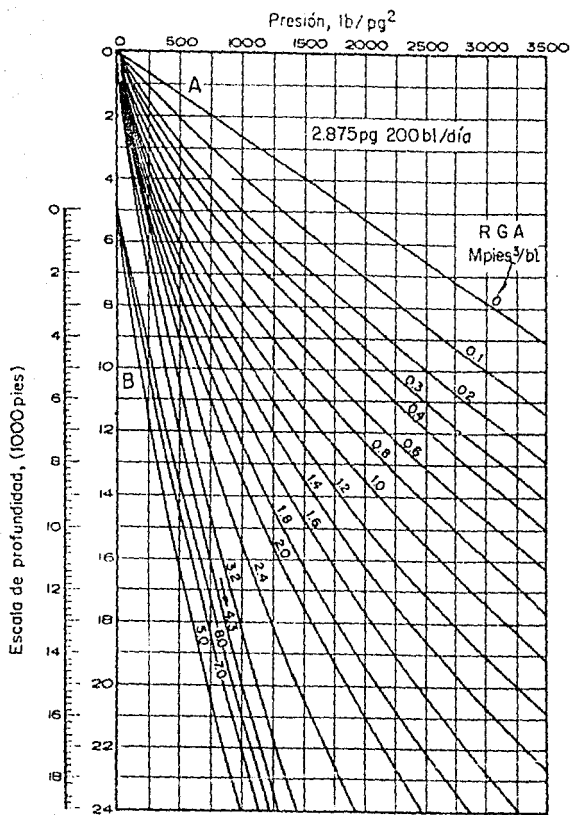
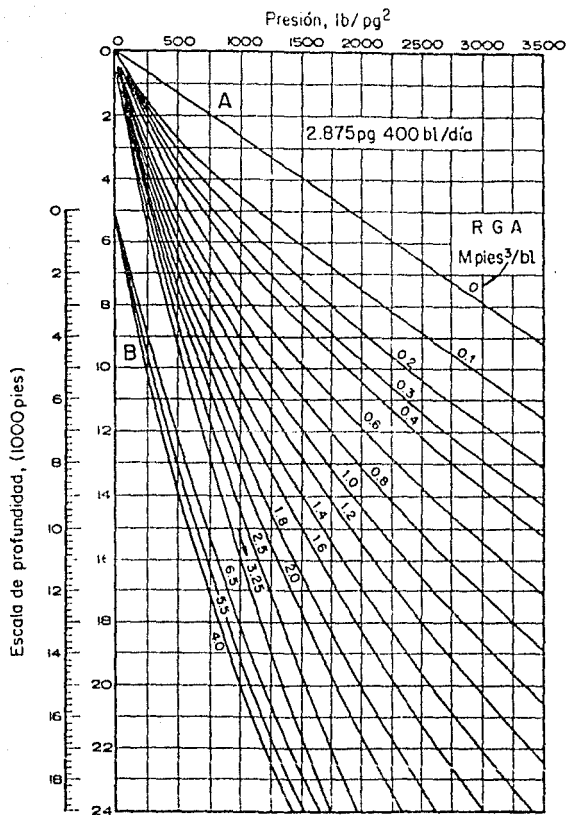


Fig10. Curva de distribución de la presión (Gilbert, API)



Fig^F11. Curva de distribución de la presión(Gilbert, API)



Fig*12. Curva de distribución de la presión (Gilbert, API)

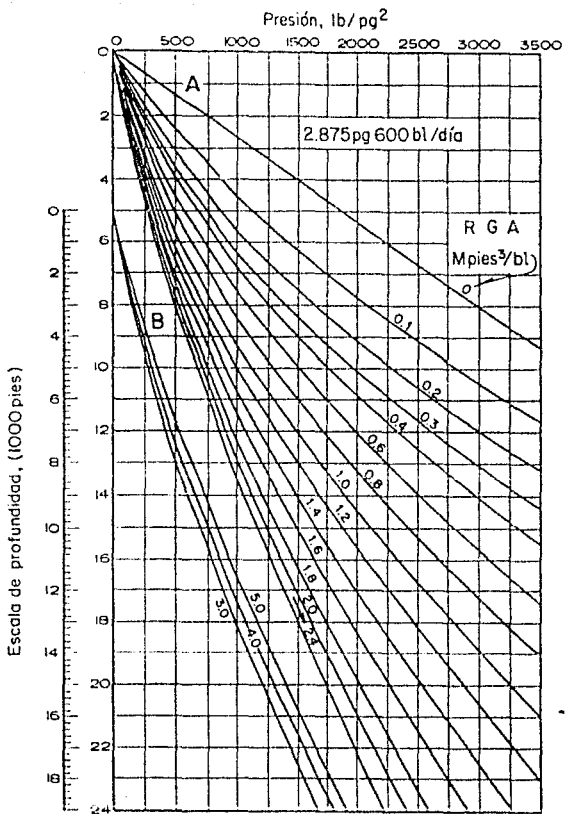


Fig13. Curva de distribución de la presión (Gilbert, API)

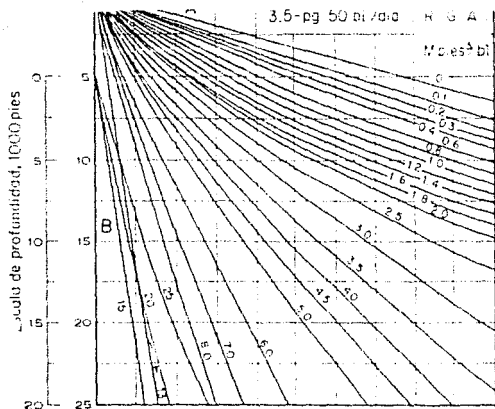


Fig. 14. Curva de distribución de la presión (Gilbert, API)

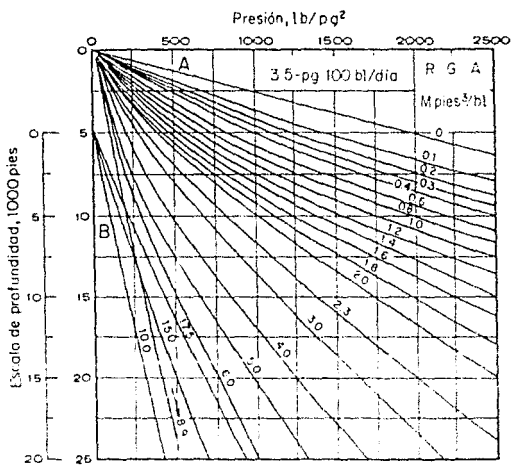


Fig. 15. Curva de distribución de la presión (Gilbert, API)

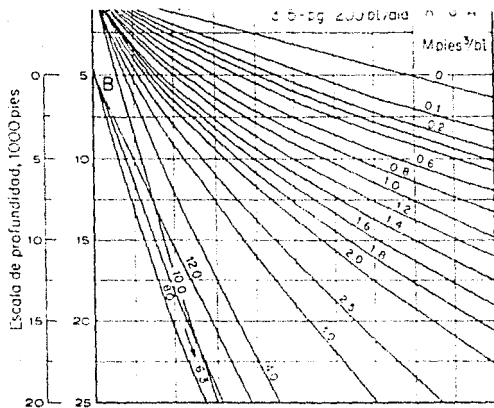


Fig 16. Curva de distribución de la presión (Gilbert, API)

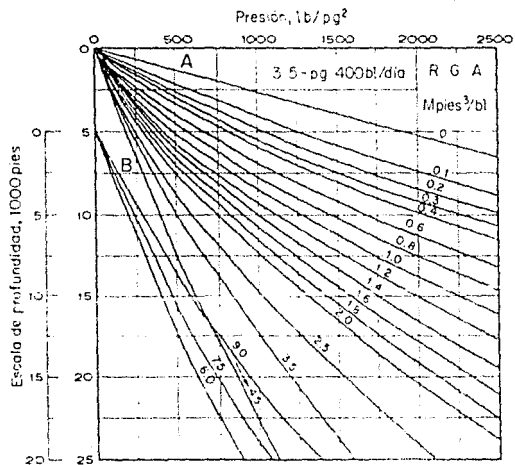


Fig 17. Curva de distribución de la presión (Gilbert, API)

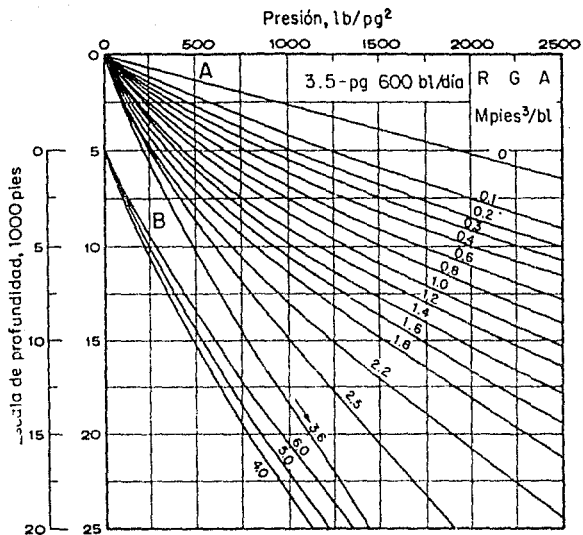


Fig 18. Curva de distribución de la presión (Gilbert, API)

CONSTANTES Y FACTORES DE CONVERSION

Constantes

Condiciones base (c.s.)	14.7 lb/pg ² y 60°F
Temperatura absoluta, correspondiente a 0°F.	460° R
Peso molecular del aire seco	28.97 lb/mole-lb
Volumen de 1 mole - lb de gas a c.s.	379.4 pies ³
Densidad del agua a c.s.	62.428 lb/pie ³
Densidad del aire a c.s.	0.0764 lb/pie ³
Carga hidrostática de 1 pie de agua a c.s.	0.433 lb/pg ²
R	10.73 (lb/pg ² -pie ³)/(°R·mole-lb)
g _c	32.17 lb _m pie / lb _f seg ²

Conversiones

Longitud

1 pg = 2.54 cm
1 pie = 30.48 cm
1 milla = 5277 pies

Presión

1 atm = 1.033 kg/cm ²
1 kg/cm ² = 14.223 lb/pg ²
1 atm = 14.696 lb/pg ² abs
1 kPa _a = 6.89476 lb/pg ²

Temperatura

°F = 1.8 °C + 32
°C = 5/9 (°F - 32)
°R = °F + 460

Volumen

1 bl = 42 gal
1 bl ₃ = 5.6146 pie ³
1 m ³ = 6.2896 bl
1 m ³ = 35.314 pie ³
1 bl = 158.987 lt

Masa

1 lb = 453.59 gr
1 kg = 2.2046 lb

Viscosidad

1 cp = 6.7197 x 10 ⁻⁴ lb _m /pie-seg
1 cp = 0.04031 lb _m /pie-min

Densidad

$$\gamma_o = \frac{141.5}{131.5 + \text{API}}$$

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.5}{\gamma_o} - 131.5$$

1 gr/cm ³ = 62.428 lb/pie ³
1 gr/cm ³ = 350.63 lb/bl
1 lb/pie ³ = 5.6166 lb/bl

Transferencia de calor

1 Btu = 1.055 x 10 ³ joules
1 watt = 3.4121 Btu/hr
1 watt/m = 1.0403 Btu/hr pie
1 watt/m ² °C = 0.1761 Btu/hr pie ² °F
1 BTU / lb-°F = 4.19 $\frac{\text{K J}}{\text{kg } ^{\circ}\text{C}}$

Fuerza

1 lb _f = 4.4482 x 10 ⁵ dinas
--

Potencia

1 BHP = 33000 lb _f -pie/min
1 CV = 0.986 BHP
1 K _w = 1.34102 BHP
1 (k _w -hr) = 3412 BTU
1 BHP = 0.746 K _w

NOMENCLATURA

A	área	(pies ²)
AMAK	amortización anual de inversiones	(dll/pozo)
A _p	costo de operación para tubería	(dll/milla/año)
A _p	área de la sección transversal de la tubería	(pg ²)
A _s	costo base de operación para estaciones de bombeo	(dll/milla/año)
a	potencia necesaria para comprimir 10 ⁶ pies ³ _g	(BHP/10 ⁶ pies ³ _g)
a ₁ , a ₂	constantes de la tabla 4.6	
BHP	potencia al freno	(HP)
B _g	factor de volumen de gas	(pies ³ _g c.s./pies ³ _o c.e.)
B _o	factor de volumen del aceite	(pies ³ _g c.s./pies ³ _o c.e.)
B _{ob}	factor de volumen del aceite en el punto de burbujeo	(pies ³ _o c.s./pies ³ _o p _b)
B _p	costo base de construcción, adquisición e instalación para tubería	(dll/milla)
B _s	costo base de construcción de la estación de bombeo	(dll/milla)
B _w	factor de volumen del agua	(pies ³ _w c.s./pies ³ _w c.e.)
C	constante equivalente a las propiedades del sistema roca-fluidos en la Ec.(4.101)	
CAC	precio de aditivos para el gas.	(dll/MMpies ³)
CAG	costo de aditivos inhibidores de corrosión	(dll/año)
CBP	costo del BNC	(dll/bl)
CECV	costo de extracción y colocación de válvulas	(dll/año)
CFU	costo del combustible	(dll/año/pozo)
CGAS	precio del gas	(dll/Mpies ³)
CGBN	costo del BNC	(dll/MMpies ³)
CGL	costo del gas perdido (fugas)	(dll/dfa)
CHP	costo de compresión	(dll/HP)
CHC	costo del mantenimiento de las compresoras	(dll/HP/año)
CMTOC	costo de mantenimiento	(dll/año/pozo)
CMTOT	costo total del mantenimiento	(dll/año)

C_d	coeficiente de descarga del estrangulador	
C_f	calor específico de un fluido	(Btu/lb- ⁰ F)
C_{ic}	inversión inicial por compresión	(dll/milla)
C_{it}	inversión inicial en tubería	(dll/milla)
C_o	compresibilidad del aceite	(pg ² /lb)
C_T	costo total	(dll/año/milla)
C_t	costo anual por milla	(dll/año/milla)
C_{tc}	costo total de compresión	(dll/año/milla)
C_{tt}	costo total por tubería	(dll/año/milla)
C_w	compresibilidad del agua	(pg ² /lb)
C_1	costo anual de compresión por milla, Ec.(4.76)	(dll/año/milla)
C_2	costo de 1000 pies ³ _g	(dll/1000 pies ³ _g)
C_3	costo fijo anualizado de combustible por BHP Ec.(4.77)	(dll/BHP/año)
C_4	constante de proporcionalidad en la Ec.(4.103)	
c	factor que sustituye al término $(1/Z)^{0.51}$ en la ecuación de Panhandle	
D	profundidad	(pies)
DST	abreviación de Drillstem-test	
D_i	profundidad vertical del punto de inyección	(pies)
D_{mi}	longitud desarrollada al punto de inyección de gas	(pies)
D_{vi}	profundidad vertical del punto de inyección de gas	(pies)
d	diámetro	(pg)
d_{ci}	diámetro interior de la T.R.	(pg)
d_E	diámetro equivalente	(pg)
d_{est}	diámetro exterior	(pg)
d_{te}	diámetro exterior de la T.P.	(pg)
d_ϕ	diámetro de estrangulador	(1/64 pg)

E	eficiencia de flujo en tubería	
E	factor de eficiencia del orificio	
E_c	eficiencia de compresión, fracción	
EF	eficiencia de flujo en el yacimiento	
e	eficiencia de bombeo	
e	base de los logaritmos neperianos. $e=2.7182$	
e	eficiencia mecánica adiabática	
exp	base de los logaritmos neperianos. $e=2.7182$	
F	costo de operación y mantenimiento	(dl/año/milla)
FCM	consumo de gas en la compresión	(pies ³ /hr/HP)
FO	fracción de aceite en la producción	
FRCG	fracción de gas perdido por fugas	
F_c	costo fijo de operación y mantenimiento de compresoras	(dl/año/milla)
F_s	factor de seguridad ($FS \neq 1.1$)	
F_t	costo fijo de operación y mantenimiento de tuberías	(dl/año/milla)
F_{10000}	parámetros de correlación definidos en las Ecs. (6.22) y (6.23)	
F_{500}	parámetros de correlación definidos en las Ecs. (6.22) y (6.23)	
f	factor de fricción del diagrama de Moody	
f_i	incremento anual de la inversión inicial en tubería	(1/año)
f_n	factor de fricción normalizado para las dos fases	
f_o	flujo fraccional de aceite	
f_{tp}	factor de fricción para las dos fases	
f_w	flujo fraccional de agua	
G	costo de colocación de tubería	(dl/ton)
G_{E_o}	equivalente en gas, del condensado producido	(pies ³ /bl)
G_o	costo base de colocación	(dl/ton)
g	aceleración de la gravedad	(pie/seg ²)
g_c	factor de conversión en la segunda ley de Newton	(lb _m -pie/lb _f -seg ²)
g_G	gradiente geotérmico local	(°F/pie)
g_r	incremento anual de la inversión inicial en compresoras	(1/año)

HP	potencia	(HP)
HIP	potencia de compresión	(HP)
h	espesor de la formación productora	(pies)
h_o	coeficiente de transferencia de calor de la película exterior	$(B_{tu}/d_{fa}\text{-pie}^{2}\text{-}^{\circ}\text{F})$
h_p	longitud del intervalo perforado	(pies)
h, z	elevación referida a un nivel	(pies)
l	factor definido en la Ec.(B-31)	$(lb/pg^2\text{-}^{\circ}\text{F})$
INVACP	inversión por acondicionamiento del pozo	(d11/pozo)
INVC	inversión por compresión	(d11/pozo)
INVDG	inversión por instalaciones para la distribución del gas	(d11/pozo)
INVIAG	inversión por instalaciones para el acondicionamiento del gas	(d11/pozo)
INVT	costo total de las inversiones para el BNC	(d11/pozo)
INVM	inversión en válvulas y mandriles	(d11/pozo)
I_a	inversión total anualizada	(d11/año/milla)
I_M	incremento en el costo de tubería no instalada por pulgada	(d11/ton/pg)
I_N	incremento en el costo de colocación de tubería por pulgada	(d11/ton/pg)
IP	abreviación de índice de productividad	
IPR	comportamiento de afluencia del yacimiento al pozo para valores de p_{wf} p_b	$(bl/día@c.s./lb/pg^2)$
i	gasto de inyección	(bl/dfa)
i_g	gasto de inyección de gas,	$(MM\text{pies}^3\text{c.s.}/d_{fa})$
I_{p1}	inversión en tubería	(d11/pg ² /milla)
I_{p2}	inversión en diámetro	(d11/pg/milla)
i	tasa de interés	
J	índice de productividad	$(bl/día@c.s./lb/pg^2)$
J*	valor de J cuando p_{wf} tiende a p_{ws}	$(bl/día@c.s./lb/pg^2)$
K_1	factor definido en la Ec.(4.71)	
INVP	inversión por instalación de compresoras d11/pozo.	

K_2	factor definido en la Ec.(4.81)	
K_3	factor definido en la Ec.(4.82)	
K_4	factor definido para cada ecuación de flujo en la tabla 4.3	
k	relación de calores específicos	
k	permeabilidad	(md)
k_{han}	conductividad térmica en el espacio anular	(Btu/dfa-pie ⁰ F)
k_{hc}	conductividad térmica del recubrimiento de concreto o del material aislante:	(Btu/dfa-pie ⁰ F)
k_{he}	conductividad térmica de la tierra	(Btu/dfa-pie ⁰ F)
k_i	permeabilidad efectiva inicial	(md)
kr	permeabilidad relativa	
L	longitud	(millas)
L_B	parámetro de correlación definido por la Ec.(7.10)	
L_c	longitud corregida por efecto de elevación	(millas)
$L.D.$	abreviación de línea de descarga	
L_E	longitud equivalente	(millas)
L_m	parámetro de correlación definido por la Ec.(7.41)	
L_s	parámetro de correlación definido por la Ec.(7.16)	
$L_1, L_2,$ L_3 y L_4	parámetros de correlación definidos de la Ec.(6.49) a (6.52)	
M	número de Mach	
M	masa de la mezcla de fluidos	(lb _m c.s./bl _o ^o c.s.)
ME	pendiente económica	(bl _o /MMpies ³ de gas)
M_g	masa del gas	(lb _m c.s./bl _o ^o c.s.)
M_o	masa de aceite	(lb _{mo} c.s./bl _o ^o c.s.)
M_w	masa de agua	(lb _{mw} c.s./bl _o ^o c.s.)
m	masa	
NC	número de pasos de compresión	
N_{FR}	número de Froude	

N_{gv}	número de la velocidad del gas	
$N_{L\mu}$	número de la viscosidad del líquido	
N_{Lv}	número de la velocidad del líquido	
N_{pd}	número de influencia del diámetro de la tubería	
N_{Re}	número de Reynolds	
N_{Reb}	número de Reynolds de burbuja	
N_{Reg}	número de Reynolds del gas	
N_{ReL}	número de Reynolds del líquido	
N_u	Número de Nusselt	
N_w	número de Weber	
n	pendiente de la recta en una gráfica log-log	
n	número de moles de gas	(lb-mole)
n	tiempo de amortización de las instalaciones	(años)
P	potencia	(BHP/milla)
P_r	número de Prandtl	
p	presión	(lb/pg ²)
\bar{p}	presión media	(lb/pg ²)
P_b	presión de saturación o de burbujeo	(lb/pg ²)
P_c	presión a la salida del estrangulador	(lb/pg ²)
P_d	presión de descarga de la compresora	(lb/pg ²)
P_e	presión de succión de la compresora	(lb/pg ²)
P_e	presión corriente abajo del estrangulador	(lb/pg ²)
P_f	factor de la presión en el punto de burbujeo	(lb/pg ²)
P_{ic}	presión del gas inyectado en la boca de la TR	(lb/pg ²)
P_{icv}	presión del gas inyectado frente a la válvula en la TR	(lb/pg ²)
P_{oi}	presión base	(lb/pg ²)
P_{pc}	presión pseudocrítica	(lb/pg ²)
P_{pr}	presión pseudoreducida	

p_s	presión de la primera etapa de separación	(lb/pg ² abs)
p_{th}	presión en la cabeza del pozo	(lb/pg ² abs)
p_{ti}	presión de los fluidos en la TP en el punto de inyección	(lb/pg ²)
p_{wf}	presión de fondo fluyendo	(lb/pg ² abs)
p_{wi}	presión de fondo inyectando	(lb/pg ² abs)
p_{ws}	presión estática	(lb/pg ² abs)
p_{wsi}	presión estática inicial	(lb/pg ² abs)
p_1	presión de entrada	(lb/pg ² abs)
p_2	presión de salida	(lb/pg ² abs)
Δp	caída de presión	(lb/pg ²)
Δp_a	caída de presión por aceleración	(lb/pg ²)
Δp_e	caída de presión por elevación	(lb/pg ²)
Δp_f	caída de presión por fricción	(lb/pg ²)
$\Delta p_{L.D.}$	caída de presión en la L.D.	(lb/pg ²)
Δp_s	caída de presión por daño en la formación	(lb/pg ²)
Δp_T	caída de presión total	(lb/pg ²)
Δp_y	caída de presión en el yacimiento	(lb/pg ²)
q_b	gasto obtenido a p_b	(bl/c.s./dfa)
q_c	gasto obtenido para valores de $p_{wf} < p_b$	(bl/c.s./dfa)
q_e	gasto crítico erosivo	(pies ³ /dfa)
q_{fi}	gasto de flujo de los fluidos del yacimiento en el punto de inyección	(pies ³ /seg)
q_g	gasto total de gas producido	(pies ³ /c.s./dfa)
q_L	gasto de líquido	(bl/dfa)
q_{limite}	gasto abajo del cual se presenta flujo inestable	(bl/c.s./dfa)
q_{max}	gasto máximo	(bl/c.s./dfa)

q_c	gasto de aceite	$(bl_0^2 c.s./día)$
q_o	gasto de aceite a c.s.	$(bl/día)$
q_{ob}	gasto de aceite obtenido con el BNC	$(bl/día)$
q_{on}	gasto de aceite obtenido por flujo natural	$(bl/día)$
q_{op}	gasto óptimo de aceite	$(bl_0^2 c.s./día)$
q_T	gasto total en el sistema	$(bl^2 c.s./día)$
q_w	gasto de agua	$(bl^2 c.s./día)$
P	constante universal de los gases	$10,71 \text{ (pies/mole}^{-1} \text{R)}$
R	relación gas-aceite instantánea	$(\text{pies}_g^3 c.s./bl_0^2 c.s.)$
RGL	relación gas-líquido	$(\text{pies}_g^3 c.s./bl_L^2 c.s.)$
RGTL	relación gas total-líquido	$(\text{pies}_g^3 [1+fg] c.s./bl_L^2 c.s.)$
R_C	relación de compresión	
R_h	radio hidráulico	(pg)
R_s	relación de solubilidad del gas	$(\text{pies}_g^3 c.s./bl_0^2 c.s.)$
R_{sw}	relación de solubilidad del gas en el agua	$(\text{pies}_g^3 c.s./bl_w^2 c.s.)$
r	tasa de interés	
r	radio	(pies)
r_e	radio de drene	(pies)
r_s	radio de influencia del daño en la formación	(pies)
r_{ti}	radio interior de la T.P.	(pies)
r_w	radio del pozo	(pies)
S_o	saturación de aceite	
s	factor definido por la Ec.(4.23)	(pies^2/F)
T	temperatura	$(^{\circ}F)$
\bar{T}	temperatura media	$(^{\circ}F)$
T.P.	abreviación de tuberfa de producción	
T_{bh}	temperatura en el fondo del pozo	$(^{\circ}F)$
T_o	temperatura base	$(^{\circ}F)$

T_{pc}	temperatura pseudocrítica	($^{\circ}R$)
T_{pr}	temperatura pseudoreducida	
T_s	temperatura en la primera etapa de separación	($^{\circ}F$)
T_s	temperatura de succión de la compresora	($^{\circ}F$)
t	período de vida útil de las instalaciones	(años)
t	espesor de pared	($^{\circ}F$)
U	coeficiente de transferencia de calor total	($Btu/día-pie^2-^{\circ}F$)
V	volumen	($pies^3$)
V_c	volumen del conducto de gas en el pozo (tubería o espacio anular)	($pies^3$)
V_{mg}	volumen de gas	($pies^3_{sc.s.}/bl_{o}^{\circ}c.s.$)
V_{mo}	volumen de aceite	($pies^3_{sc.s.}/bl_{o}^{\circ}c.s.$)
V_{mw}	volumen de agua	($pies^3_{sc.s.}/bl_{o}^{\circ}c.s.$)
V_t	volumen de la TP corriente abajo del punto de inyección de gas	($pies^3$)
v	velocidad del flujo	($pies/seg$)
\bar{v}	velocidad media	($pies/seg$)
v_b	velocidad de la burbuja	($pies/seg$)
v_e	velocidad crítica de erosión del gas	($pies/seg$)
v_f	velocidad del fluido	($pies/seg$)
v_g	velocidad terminal del gas	($pies/seg$)
v_g	velocidad real del gas	($pies/seg$)
v_L	velocidad real del líquido	($pies/seg$)
v_m	velocidad superficial de la mezcla	($pies/seg$)
v_p	velocidad de propagación de la onda acústica en el fluido	($pies/seg$)
v_{sg}	velocidad superficial del gas	($pies/seg$)
v_{sl}	velocidad superficial de líquido	($pies/seg$)
v_t	velocidad terminal	($pies/seg$)

W	factor a valor presente por gastos de operación	
W	toneladas de tubería por milla	(ton/milla)
W, W _f	gasto másico	(lb _m /día)
WOR	relación agua-aceite	(bl _w ² c.s./bl _o ² c.s.)
w _g	gasto másico de gas	(lb _{mg} /seg)
w _m	gasto másico de la mezcla	(lb _m /seg)
w _o	gasto másico de aceite	(lb _{mo} /seg)
w _w	gasto másico de agua	(lb _{mw} /seg)
X	costo inicial de instalación de compresoras	(d11/BHP)
X _p	incremento en el costo de la tubería	(d11/pg/milla)
X _s	incremento en el costo de la estación de bombeo	(d11/BHP/milla)
x _{an}	amplitud del espacio anular	(pies)
x _c	espesor de la T.R.	(pies)
x _r	espesor del recubrimiento	(pies)
x _t	espesor de la T.P.	(pies)
Y	costo de la tubería no instalada	(d11/ton)
Y _f	gastos fijos de operación en la estación de bombeo	(d11/BHP-milla/año)
Y _o	costo base de tubería no instalada	(d11/ton)
Y _p	incremento en los gastos de operación de tubería	(d11/pg/milla/año)
Y _s	gastos de operación y mantenimiento en la estación de bombeo	(d11/BHP-milla/año)
Y _x	costos de operación y mantenimiento en la estación de bombeo	(d11/BHP-milla/año)
y _g	fracción molar del gas	
y _L	colgamiento del líquido	
y _L (o)	colgamiento del líquido en tuberías horizontales	
Z	factor de compresibilidad del gas	
Z _v	factor a valor presente por inversión	
z, h	elevación referida a un nivel	(pies)

α	parámetro definido en la Ec.(4.97)	
β	parámetro definido en la Ec.(4.98)	
ρ_j	densidad relativa del gas producido	
ρ_{gd}	densidad relativa del gas disuelto	
ρ_{gf}	densidad relativa del gas libre	
ρ_{gp}	densidad relativa del gas a condiciones de p_s y T_s	
ρ_{gs}	densidad relativa del gas normalizada a una presión de separación de 100 lb/pg ² man.	
ρ_L	densidad relativa del líquido	
ρ_{mix}	densidad relativa de la mezcla agua-gas-condensado	
ρ_o	densidad relativa del aceite	
ρ_w	densidad relativa del agua	
ρ_{wg}	densidad relativa de la mezcla agua-gas	
δ	término definido por la Ec.(4.72)	
δ	coeficiente de distribución del líquido	
ϵ	rugosidad de la pared en tuberías	(pg)
η	coeficiente Joule-Thomson	(°F-pg ² /lb)
ν	ángulo (sexagesimal)	
Φ	parámetro definido en la Ec.(6.11)	
ϕ	parámetro definido en la Ec.(6.14)	
Ω	calor	(Btu)
λ	colgamiento del líquido sin resbalamiento	
μ_j	viscosidad del gas	(c.p.)
μ_L	viscosidad del líquido	(c.p.)
μ_m	viscosidad de la mezcla	(c.p.)
μ_{ns}	viscosidad de la mezcla sin resbalamiento	(c.p.)
μ_o	viscosidad del aceite	(c.p.)
μ_{ob}	viscosidad del aceite en el punto de burbujeo	(c.p.)
μ_{om}	viscosidad del aceite muerto	(c.p.)
μ_w	viscosidad del agua	(c.p.)

\bar{Z}	sumatoria	
f	factor de ajuste para calcular presión y temperatura pseudocríticas	
π	número de Ludolf ($\approx 3.141592\dots$)	
$\bar{\rho}$	densidad del fluido a condiciones medias	(lb _m /pie ³)
ρ_g	densidad del gas	(lb _m /pie ³)
ρ_{gsc}	densidad del gas a c.s.	(lb _m /pie ³)
ρ_L	densidad de la mezcla de líquidos	(lb _m /pie ³)
ρ_m	densidad real de la mezcla	(lb _m /pie ³)
ρ'_m	densidad real de la mezcla en la correlación de Dukler	(lb _m /pie ³)
ρ_{ms}	densidad de la mezcla sin resbalamiento	(lb _m /pie ³)
ρ_o	densidad del aceite	(lb _m /pie ³)
ρ_r	densidad pseudoreducida	(lb _m /pie ³)
ρ_w	densidad del agua saturada	(lb _m /pie ³)
σ	tensión superficial	(dinas/cm)
σ_L	tensión superficial de la mezcla de líquidos	(dinas/cm)
σ_o	tensión superficial del aceite	(dinas/cm)
σ_w	tensión superficial del agua	(dinas/cm)
τ	esfuerzo de corte	(lb _f /100pies ²)