

2419



Universidad Nacional Autónoma de México

Facultad de Estudios Superiores
CUAUTITLAN

FLUJO EN TRES FASES

T E S I S

Que para obtener el Título de
INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a

RUBEN FOMPEROSA MEJIA

Director de la Tesis: I.Q. RAFAEL GARCIA NAVA

Cuautitlán Izcalli, Edo. de Méx.

1987



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.

| | |
|---|----|
| INTRODUCCION. | 1 |
| I).- CLASIFICACION GENERAL DE LOS FLUIDOS. | 3 |
| a). Propiedades Físicas de los Fluidos. | 3 |
| b). Flujo en Una Fase. | 6 |
| c). Flujo en Dos Fases. | 17 |
| c.1). Características. | 17 |
| c.2). Patrones de Flujo. | 21 |
| c.3). Holdup. | 32 |
| c.4). Correlaciones para el Cálculo de Caída de Presión | 35 |
| c.5). Problemas Ejemplo. | 42 |
| d). Flujo en Tres Fases. | 49 |
| II).- FLUJO EN TRES FASES. | 50 |
| a). Características. | 50 |
| b). Problemas que Causa este Tipo de Flujo. | 56 |
| c). Métodos para el Tratamiento de este Flujo. | 58 |
| III).- METODO DE CALCULO | 71 |
| a). Método de Flujo "3P". | 71 |
| b). Método de Flujo Horizontal en Tres Fases. | 94 |
| c). Comentarios. | 97 |
| d). Tabla Comparativa de Flujo en Dos y Tres Fases. | 98 |

| | |
|---|-----|
| IV).- APLICACION A PLATAFORMAS. | 101 |
| a). Introducción. | 101 |
| b). Análisis del Sistema. | 103 |
| c). Determinación de Caídas de Presión. | 105 |
| d). Comentarios. | 107 |
| V).- CONCLUSIONES. | 108 |
| - NOMENCLATURA. | 110 |
| - REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS. | 114 |

I.- I N T R O D U C C I O N

Gran parte del Universo se encuentra constituido por fluídos y las diferentes ramas de la Ingeniería están íntimamente ligadas a ellos, por lo que es difícil pensar u observar algo en su constitución, operación o diseño que no involucre la mecánica de fluídos, desde los sistemas o dispositivos como bombas, compresores o eyectores hasta los sistemas de redes de tuberías.

De la mecánica de Fluídos se extienden dos grandes ramas: la Estática y la Dinámica de Fluídos; la primera se refiere a fluídos en estado de equilibrio y ausencia de esfuerzos cortantes y la segunda a fluídos en condiciones de movimiento relativo.

Las condiciones a las que se somete un fluído pueden afectar su estado físico y sus propiedades. Hay sustancias que por naturaleza no resisten la distorsión y cambian de forma, durante este cambio ó velocidad de cambio se generan esfuerzos cortantes, este comportamiento permite clasificar a los fluídos en: Newtonianos y No Newtonianos, o bien en función del efecto de las condiciones sobre la densidad clasificarlos como Compresibles e Incompresibles.

El estudio del Flujo en Tres Fases nos permitira tener un conocimiento más adecuado sobre el comportamiento del flujo en sistemas de producción y descarga de pozos petroleros en el área Marina. Como consecuencia se tendra un manejo más adecuado y mejores condiciones de operación en sistemas de Plataformas Marinas.

El objetivo de éste trabajo es el de analizar los diferentes métodos actuales de cálculo de caídas de presión en tuberías, en sistemas de flujo en tres fases, de los cuales se seleccionará el que permita reproducir con una mayor aproximación los valores medidos en campo, basándonos en un estudio general de flujo de fluidos.

En los siguientes capítulos se realizará un estudio tanto de las correlaciones empíricas como teóricas que se utilizan para el cálculo de estos sistemas. Así mismo se desea realizar una comparación de las ecuaciones empleadas por los diferentes métodos. Dado que existen diferentes combinaciones de fluidos en tres fases, nos referiremos a una de las más importantes, que es la de dos fluidos en fase líquida y uno en fase gaseosa.

I.- CLASIFICACION GENERAL DE LOS FLUIDOS

En el presente capítulo se darán las generalidades del flujo en una y dos fases.

a).- PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS (13,28)

La solución de cualquier problema requiere del conocimiento de las propiedades físicas del sistema que va a ser manejado.

-DENSIDAD:

La densidad másica de una sustancia es el peso ó unidad másica por unidad de volúmen. En el sistema inglés se expresa en lbmasa/pie³ y en el sistema decimal en kg/m³, el inverso de la densidad es igual al volúmen específico. Para los líquidos la densidad puede determinarse por diferentes formas:

-Pesando un volúmen conocido del líquido ó volúmenes iguales de agua y líquido y comparando su peso (picnómetros).

-Por medio de densímetros o areómetros.

-GRAVEDAD ESPECIFICA:

La gravedad específica ó densidad relativa es una medida relativa de la densidad másica.

Para líquidos y sólidos es la relación de la densidad másica comparada con la del agua a 4°C y en el caso de los gases es la relación de la densidad del gas comparada con la del aire a 0°C y 760 mm Hg .

-VISCOSIDAD:

La viscosidad expresa la facilidad con la que un líquido fluye cuando actúa sobre él una fuerza externa. Puede expresarse como una medida de su resistencia a la deformación interna ó esfuerzo cortante.

La viscosidad expresa la constante de proporcionalidad en un fluido Newtoniano, esa constante indica que el gradiente negativo de velocidad es proporcional al esfuerzo cortante y se expresa de la siguiente manera:

$$\tau_{xy} \propto -\mu \frac{dV_x}{dy}$$

para fluidos No Newtonianos $\tau_{xy} \propto -\eta \frac{dV_x}{dy}$

donde: τ_{xy} = Esfuerzo cortante

μ = Viscosidad

dV_x/dy = Gradiente de velocidad

$$\eta = f(\tau, \mu, dV_x/dy)$$

Las unidades de la viscosidad son: M/L⁰, la unidad poise es igual a g/cm-seg y centipoise (Cp) es 1/100 poise = 0.01 poise.

Las conversiones más usuales para la viscosidad son:

| | | |
|------------|-------------------------------------|--|
| | 0.01 poise | |
| | 0.01 g/cm-seg | Dina = g-cm/seg ² |
| Centipoise | 0.01 Dina-seg/cm ² | Poise = 0.0672 $\frac{\text{lbm}}{\text{pie-seg}}$ |
| | 6.72 x 10 ⁻⁴ lbm/pie-seg | |

La viscosidad cinemática es la relación de la viscosidad absoluta a la densidad másica y se expresa de la siguiente manera:

$$\eta = \mu \rho = \frac{\text{g/cm-sec}}{\text{g/cm}^3} = \frac{\text{g-cm}^3}{\text{cm-sec-g}} = \frac{\text{cm}^2}{\text{seg}}$$

La medida de la viscosidad absoluta de fluidos tales como gases y vapores, requiere de equipo especializado y experimentación considerable. Aunque es posible utilizar un instrumento muy simple para medir la viscosidad cinemática de líquidos, este es el Viscosímetro de Saybolt-Universal. Existen otros viscosímetros tales como: Engler, Redwood, Ostwald, Stokes y otros.

b).- FLUJO EN UNA FASE.

b.1).- FLUJO A TRAVES DE TUBERIAS.

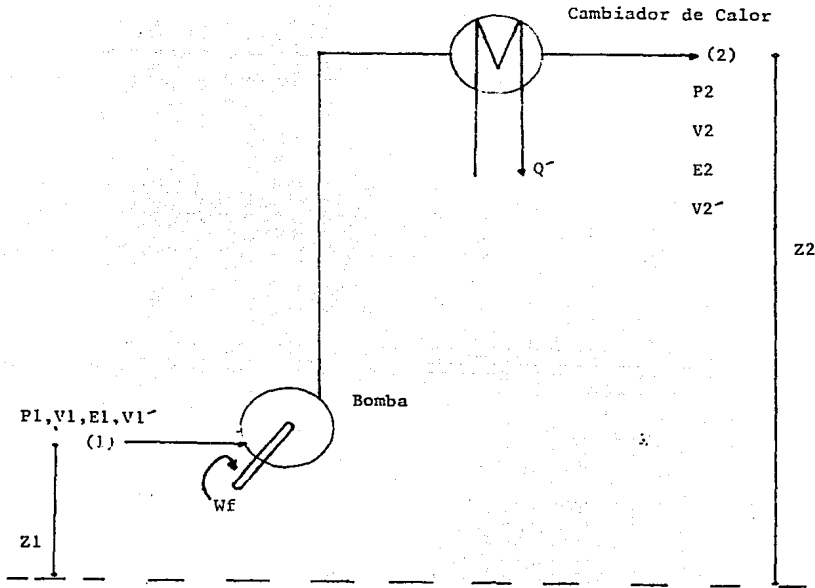
La ecuación general de energía es la base para las ecuaciones de Flujo de Fluidos y expresa el balance ó conservación de energía entre dos puntos de un sistema. Dicha ecuación se obtiene a partir de un balance macroscópico de energía asociada al fluido que pasa a través del sistema.

El principio de la conservación de la energía establece que la energía de un fluido más cualquier energía de calor adicionada ó tomada del fluido debe ser igual a la energía que sale del sistema. La figura 1.1 muestra este principio.

Haciendo un balance de energía entre los puntos uno y dos de la figura 1.1 tenemos que:

$$E_1 + V_1^2/2gc + Z_1g/gc + P_1V_1' + Q' = E_2 + V_2^2/2gc + Z_2g/gc + P_2V_2' + Wf$$

FIGURA : 1.1



donde:

- E = Energía interna
- V = Velocidad del fluido
- V^{\sim} = Volúmen específico del fluido
- Z = Elevación sobre el plano
- Q^{\sim} = Energía calorífica
- Wf = Trabajo hecho sobre el fluido
- g/gc = Constante gravitacional
- Zg/gc = Energía potencial
- $V^2/2gc$ = Energía cinética
- PV^{\sim} = Energía por expansión ó compresión.

rearrreglando la ecuación anterior y expresándola en función de incrementos se tendrá un balance por unidad de masa fluyente:

$$\Delta E + (g/gc) \Delta Z + \Delta PV^{\sim} + \Delta Ec = Q^{\sim} - Wf \quad (I.2)$$

De la termodinámica se sabe que la entalpía se define como:

$$H = E + PV^{\sim} \quad (I.3)$$

Sustituyendo I.3 en I.2 tenemos que:

$$\Delta H + (g/gc) \Delta Z + \Delta Ec = Q^{\sim} - Wf \quad (I.4)$$

Un fluido ideal es aquel incapaz de mantener esfuerzos cortantes en su trayectoria y se halla libre de fricciones internas, su balance de energía sólo toma en cuenta la energía cinética, potencial y la expansión ó compresión; el balance adiabático será:

$$P_1 V_1^{\sim} + Z_1 g/gc + V_1^2/2gc = P_2 V_2^{\sim} + Z_2 g/gc + V_2^2/2gc \quad (I.5)$$

Esta es la ecuación de Bernoulli de interés teórico ya que ningún fluido se comporta totalmente como un fluido ideal en la realidad.

En los fluidos reales existen fricciones debido al desplazamiento de una capa de fluido sobre la otra, dichas fricciones convierten la energía mecánica en calor y hacen que una parte de la energía mecánica suministrada al sistema se disipe en forma de calor por tanto:

$$W = W_f - \Sigma F \quad (I.6)$$

$$Q = Q' + \Sigma F \quad (I.7)$$

donde: ΣF = Energía disipada por fricción

W = Trabajo

sustituyendo I.7 en I.2 tenemos que:

$$\Delta E + \Delta E_c + \Delta Z g/gc + \Delta PV' = Q - \Sigma F - W_f \quad (I.8)$$

de la Primera Ley de la Termodinámica :

$$\Delta E = Q - \Delta PV' \quad (I.9)$$

sustituyendo I.9 en I.8 tenemos que:

$$-\Delta PV' + \Delta Z g/gc + \Delta PV' + \Delta E_c = -\Sigma F - W_f \quad (I.10)$$

se sabe que: $\Delta PV' = \Delta PV' + V' \Delta P$ (I.11)

sustituyendo I.11 en I.10 tenemos:

$$V' \Delta P + \Delta Z g/gc + \Delta E_c + \Sigma F = -W_f \quad (I.12)$$

la energía cinética puede ser expresada de la siguiente manera:

$$E_c = V^2/2gc$$

sustituyendo E_c en I.12 y multiplicando la ecuación por $\rho/\Delta L$:

$$\Delta P/\Delta L + \Delta Z \rho g/gc \Delta L + \Delta V^2 \rho / 2gc \Delta L - \Sigma F \rho / \Delta L = W_f / \Delta L \quad (I.13)$$

considerando despreciables las pérdidas de energía por trabajo externo

$$\Delta P/\Delta L + \Delta Z \rho g/gc \Delta L + \Delta V^2 \rho / 2gc \Delta L - \Sigma F \rho / \Delta L = 0 \quad (I.14)$$

considerando positiva la caída de presión en dirección del flujo:

$$(\Delta P/\Delta L) = \Delta Z \rho g/gc \Delta L + \Delta V^2 \rho / 2gc \Delta L - \Sigma F \rho / \Delta L \quad (I.15)$$

ésta ecuación se acostumbra escribirla de la siguiente manera:

$$(\Delta P/\Delta L)_T = (\Delta P/\Delta L)_e + (\Delta P/\Delta L)_{bc} + (\Delta P/\Delta L)_f \quad (I.16)$$

donde:

$(\Delta P/\Delta L)_T$ = Gradiente de presión total

$(\Delta P/\Delta L)_e$ = Gradiente de presión debido a la elevación

$(\Delta P/\Delta L)_{ac}$ = Gradiente de presión debido a la aceleración

$(\Delta P/\Delta L)_f$ = Gradiente de presión debido a la fricción

Las pérdidas de presión por fricción en conductos circulares de diámetro constante han sido determinadas experimentalmente, los resultados de esta experimentación son la base de las fórmulas que actualmente se utilizan.

A continuación se mencionan dos formas de calcular el factor de fricción:

-ECUACION DE DARCY :

$$(\Delta P/\Delta L) = f \rho V^2 / 2gc d \quad (I.17)$$

donde:

d = Diámetro interno de la tubería (pies)
 V = Velocidad del fluido (pies/seg)
 gc = Constante gravitacional (lbmpie/lbf-seg²)
 ρ = Densidad (lbm/pie³)
 f = Factor de fricción

-ECUACION DE FANNING :

$$(\Delta P/\Delta L) = f \rho V^2 / 2gc Rh \quad (I.18)$$

Se puede ver que la ecuación desarrollada por Fanning es similar a la propuesta por Darcy. Fanning obtuvo valores de f menores en un 75% a los obtenidos por Darcy, esto se debe al uso del radio hidráulico (Rh)

en lugar de diámetro de la tubería :

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

$$R_h = (d^4/4)/d = d/4$$

-FACTOR DE FRICCIÓN

El valor del factor de fricción (f) es función de la rugosidad de la tubería (ϵ) y el número de Reynolds (RE), esto es :

$$f = f(\epsilon, RE)$$

donde:

$$RE = dV\rho/\mu = \text{Número de Reynolds adimensional} \quad (I.19)$$

Para calcular el valor de f es necesario determinar el régimen de flujo. Dentro de los conductos los fluidos se mueven de acuerdo a los siguientes regímenes de flujo : Laminar y Turbulento.

El flujo Laminar se tiene cuando el fluido se mueve en línea recta sin mezclas laterales y a bajas velocidades, (figura 1.2).

A velocidades mayores el flujo se mueve de manera caótica formando vórtices y remolinos que dan lugar a mezcla lateral, siendo este el flujo Turbulento, (figura 1.3).

Osborne Reynolds estableció experimentalmente un parámetro (ecuación I.19), al cual se le conoce como Número de Reynolds. El flujo laminar se presenta cuando RE es menor de 2300 y el flujo turbulento cuando RE es mayor a 3100 ;

FIGURA : 1.2 Flujo Laminar

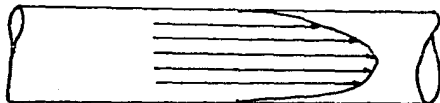
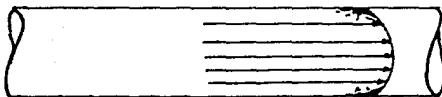


FIGURA : 1.3 Flujo Turbulento



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

$$f = 64/RE \quad (I.20)$$

Para flujo turbulento el factor de fricción ésta dado por la ecuación de Colebrook y White:

$$f = (-2 \log ((\epsilon / 3.715 d) + (2.514 / (f RE)^{-0.5})))^{-2} \quad (I.21)$$

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

Para el caso en el que RE se encuentra entre 2300 y 3100, se tendrá un flujo de transición, en este caso el factor de fricción se puede calcular de la siguiente manera:

$$f = 0.5675 RE^{-0.3192} \quad (I.22)$$

Otra forma de obtener el valor de f , es mediante el uso del diagrama de Moody el cual ésta basado en la ecuación I.21, figura 1.4 .

-EFICIENCIA DE FLUJO

La rugosidad de las tuberías depende del proceso empleado en su fabricación, su grado y tamaño . Las tuberías nuevas y las almacenadas con mayor razón presentan valores aleatorios en su rugosidad. Los efectos de corrosión, erosión e incrustamiento que ocurren en las tuberías en operación también afectan las condiciones de flujo. Por lo que los gastos calculados mediante correlaciones muy rara vez concuerdan con los medidos. Para compensar esto generalmente se introduce en los -

Apéndice C-3. EL FACTOR DE FRICCIÓN COMO UNA FUNCIÓN DEL NÚMERO DE REYNOLDES CON ASPERIDAD RELATIVA COMO PARÁMETRO.
 [Moody, L. F., Trans. ASME, 66, (1944), p. 174.]

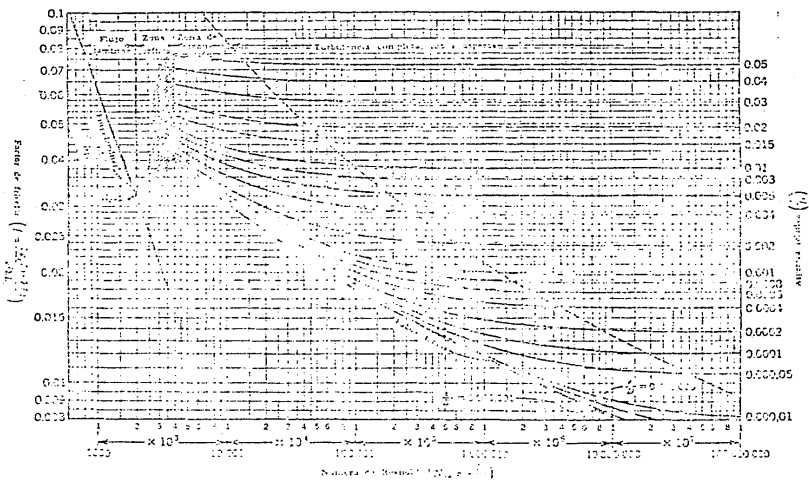


FIGURA 1.4

cálculos un factor de eficiencia E.

El factor de eficiencia E se puede definir como la fracción (o porcentaje) del gasto total calculado al manejarlo realmente en la tubería. Cuando se carece de datos de campo, la selección de E se basa en la experiencia. Sin embargo un valor de 0.92 es apropiado para cálculos en el diseño de tuberías y para calcular el gasto real de una línea; su gasto teórico se multiplica por el factor E.

Para corregir las pérdidas de presión por fricción estas se multiplican por el factor E.

- PERDIDAS DE FRICCIÓN POR CONEXIONES

Los codos, las válvulas, las conexiones, así como otros tipos de aditamentos incrementan las pérdidas de presión por fricción en el sistema. Estas pérdidas sólo pueden ser estimadas en forma aproximada y deben incluirse en el análisis del sistema.

Cada conexión es sustituida por una longitud de tubería recta equivalente (L_e), la cual produce la misma caída de presión que la conexión.

Los valores aproximados de L_e para válvulas y conexiones más comunes pueden obtenerse mediante un nomograma. Figura 1.5.

c).- FLUJO EN DOS FASES

El fenómeno de flujo en dos fases en nuestro caso se dará sólo cuando fluyan simultáneamente por un mismo conducto una fase líquida y una gaseosa.

Existe una interfase líquido-gas asociada con el flujo simultáneo de las dos fases. La interfase requiere de energía para su formación - así como para su crecimiento en términos de superficie total de área y para su movimiento. La determinación del régimen de flujo es de hecho, un comportamiento de la interfase. Los fenómenos en la interfase son: pérdida de presión, regímenes de flujo, transferencia de calor y masa.

El fenómeno de flujo en dos fases está asociado con la aceleración de las siguientes propiedades : velocidad de transferencia de calor y masa, con respecto al flujo monofásico.

c.1).- CARACTERISTICAS.

Los casos en los que se maneja este tipo de flujo se pueden resumir en dos sistemas : Flujo Aire-Agua y Flujo Vapor-Agua ; las líneas críticas a diseñar para estos sistemas son:

- 1). Líneas de transferencia a calentadores.
- 2). Líneas de sistemas de apagado.
- 3). Líneas de succión de bombas.
- 4). Líneas de vaciado de torres.
- 5). Líneas de circuito rehervidor.

- 6). Líneas con flujo de gravedad.
- 7). Sistemas de refrigeración.
- 8). Líneas de agua a cambiadores elevados.
- 9). Líneas simétricas.
- 10). Líneas con sello.
- 11). Líneas de lodos.
- 12). Líneas con pendientes.

Las características principales que tiene el flujo a dos fases son:

- 1). No existe flujo térmico ó turbulento.
- 2). No existe simetría.
- 3). Se tiene una interfase.
- 4). Aparece el patrón de flujo.
- 5). Su solución es a partir de ecuaciones empíricas.

Antes de definir el término Patrón de Flujo es necesario definir el concepto de Flujo Crítico.

- FLUJO SONICO O CRITICO

El flujo sónico ó crítico es aquel que se presenta cuando la velocidad del flujo es igual a la velocidad del sonido ó cuando el número de Mach es igual a uno.

El número de Mach es una relación adimensional y ésta dada por la siguiente ecuación:

$$M = \frac{\text{velocidad del fluido}}{\text{velocidad del sonido}} \quad (I.23)$$

tomando como referencia el número de Mach se tienen los siguientes ti-

pos de flujo:

Si M es menor que 1 Flujo Subsónico

Si M es igual a 1 Flujo Sónico

Si M es mayor que 1 Flujo Supersónico

Otra forma para determinar la presencia de flujo crítico es el uso de la siguiente ecuación:

$$P_2/P_1 = (2/K + 1)^{(K/(K-1))} \quad (I.24)$$

donde:

P_1 = Presión de entrada

P_2 = Presión de descarga

Existe flujo subcrítico si P_2/P_1 es mayor que $(2/K + 1)^{(K/(K - 1))}$

Se tiene flujo crítico cuando P_2/P_1 es menor que $(2/K+1)^{(K/(K - 1))}$

donde:

$$K = C_p/C_v = \frac{\text{Calor específico a presión constante}}{\text{Calor específico a volumen constante}}$$

el valor de K puede obtenerse de la figura 1.6.

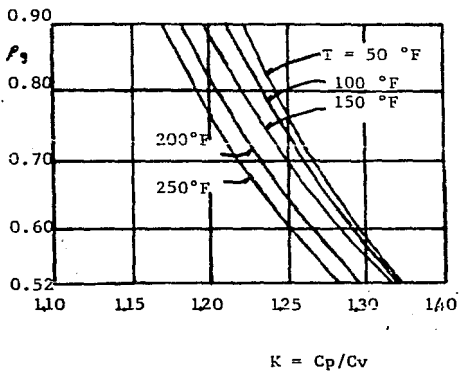
La presencia de flujo crítico en una línea produce una mezcla - homogénea de las fases, esto permite controlar el patrón de flujo en la línea y tener un flujo homogéneo disperso solamente con lo cual se tiene un método más sencillo de diseñar. Sin embargo al manejar este tipo de flujo se incrementa la posibilidad de perder el control de las condiciones del fluido, además existe la posibilidad de aparición de ondas de choque.

Hay que aclarar que el último método para determinar la presencia

de flujo crítico se utiliza cuando se instalan estranguladores en la boca de un pozo petrolero.

FIGURA 1.6

Relación de calores específicos en función de la temperatura y la densidad.



c.2).- PATRONES DE FLUJO

- PATRON DE FLUJO

Cuando fluyen simultáneamente gas y líquido dentro de una tubería lo hacen de diversas formas, dependiendo de la velocidad de cada fase, a estas diferentes formas de flujo se les conoce como regímenes ó patrones de flujo. Sólo un tipo de patrón de flujo puede existir en una línea a un tiempo, pero como las condiciones van cambiando (velocidad, rugosidad del tubo, elevación, etc.) el patrón de flujo también cambia.

Bajo condiciones de laboratorio, los patrones de flujo se mantienen constantes y el flujo es consistente. Sin embargo la mayoría de las tuberías de proceso tienen patrones de flujo cambiantes en los diversos segmentos de la línea; estos cambios (como se dijo anteriormente) se deben a: elevaciones, conexiones, ramales, tramos verticales, tramos horizontales y reducciones. Por lo que se puede esperar que haya desviaciones en la predicción de pérdidas por fricción en comparación con los valores reales; como consecuencia de esto es necesario buscar la forma más adecuada de hacer los cálculos para el diseño de la línea.

Actualmente existen más de 35 correlaciones publicadas para el cálculo de la caída de presión en dos fases. Cada una reproduce los datos usados para su desarrollo, pero con frecuencia estos no tienen significado cuando se les aplica a situaciones físicas fuera del rango de experimentación.

El presente trabajo sólo dará a conocer las principales correlaciones.

- PATRONES Y MAPAS PARA FLUJO HORIZONTAL

El flujo horizontal depende de la interacción compleja de las - fuerzas gravitacionales e hidrodinámicas tanto en la interfase como la intrafase.

Para predecir el régimen de flujo ,el procedimiento normal es - acumular datos de flujos, propiedades de los fluidos y observar visualmente a través de una ventana de sección de prueba transparente . En seguida se busca la manera de anotar los datos en una gráfica ; localizando las fronteras de transición entre los regímenes (se debe decidir sobre las coordenadas que van a utilizarse), ésta aproximación representa una coordinación más que una correlación de datos. El mapa - tiene una fuerte dependencia de los datos particulares utilizados para su elaboración, por ésta razón el uso de la correlación en otras condiciones (tamaño de tubería, inclinación, propiedades de los fluidos) , es de una confiabilidad incierta.

- PATRONES DE FLUJO PROPUESTOS POR ALVES (1)

Flujo Búrbuja.- Es el flujo en el cual las burbujas se mueven a lo largo de la parte superior de la tubería, aproximadamente a la misma - velocidad que el líquido, a éste flujo se le conoce también como flujo Espuma.

Flujo Plug (Tapón).- Se forman grandes burbujas en forma de cuña -

a partir de la coalescencia de muchas burbujas, estas pueden ser muy - grandes.

Flujo Estratificado.- El líquido fluye a lo largo del fondo de la tubería y el gas se mueve a lo largo de la parte superior.

Flujo Ondulado.- Es un flujo estratificado en el cual la interfase es perturbada por olas.

Flujo Slug (Pulsante).- Las crestas de las olas sellan el tubo y pulsaciones de espuma periódicas pasan bajo el tubo, a este flujo también se le conoce como flujo Bache.

Flujo Anular.- El líquido se mueve en una película a lo largo de la pared rodeando a un núcleo de gas con una velocidad relativamente alta que tiene algo de líquido arrastrado en su masa fluyente.

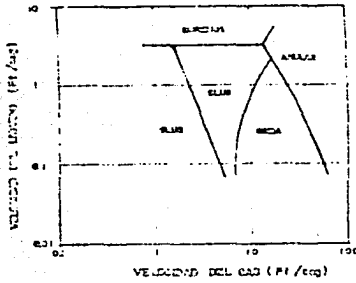
Flujo Disperso.- La fase vapor es transportada por el líquido ó el líquido se encuentra disperso en el gas.

MAPA DE ALVES (1)

La elaboración de este mapa está basada en estudios de tubería de 1.0 a 1 1/2 pulgadas de diámetro interno y 16 pies de largo, y se utilizó para sistemas de Aire-Agua y Aire-Aceite , figura 1.7 .

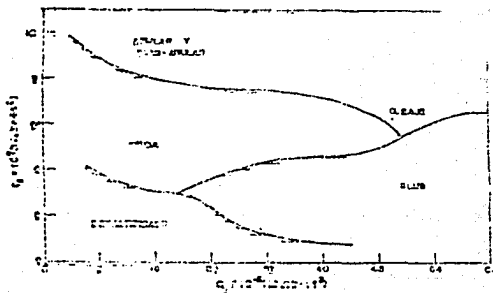
FIGURA 1.7

Regiones de patrón de flujo propuestas por Alves. (1)



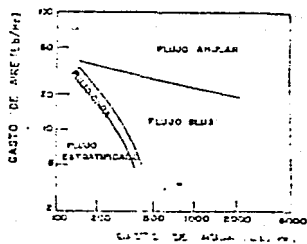
MAPA POR HUNTINGTON (29)

Para sistemas de Gas natural-Keroseno. Figura 1.8.



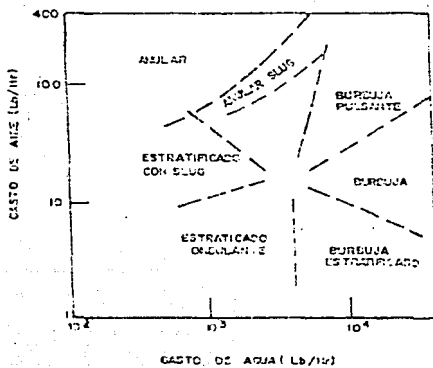
MAPA POR GAZELY (11)

Para sistemas de Aire-Agua. Figura 1.9.



MAPA PROPUESTO POR ABOU-SABE (19)

Para sistemas Aire-Agua. Figura 1.10.



- PATRONES DE FLUJO PROPUESTOS POR BAKER (8)

Baker obtuvo su correlación a partir de los sistemas propuestos por Gazely, Jerkins y Alves. De las correlaciones hechas hasta la fecha, sólo la de Baker separa sistemáticamente el flujo en dos fases, en regímenes de flujo, desarrollando a la vez un mapa y ecuaciones para el cálculo de caídas de presión para los diferentes tipos de flujo.

Como ésta correlación fue desarrollada para sistemas Aire-Agua, al aplicar el mapa a sistemas de hidrocarburos produce resultados dudosos, a pesar de esto la correlación de Baker es ampliamente utilizada en la industria del Petróleo. Figura 1.11.

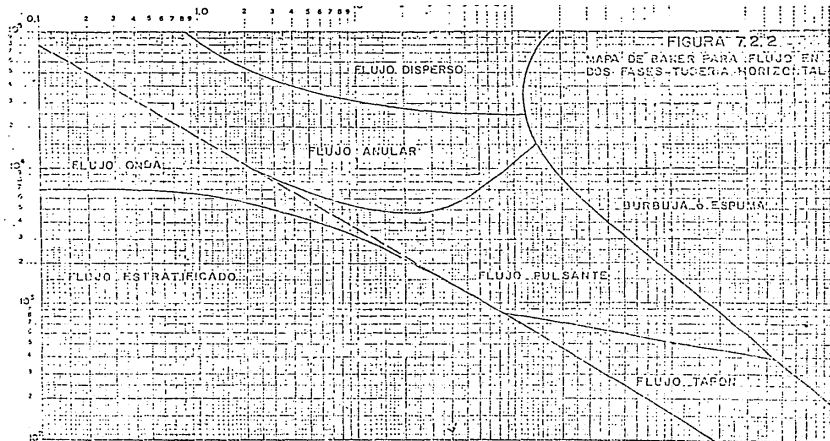


FIGURA 11

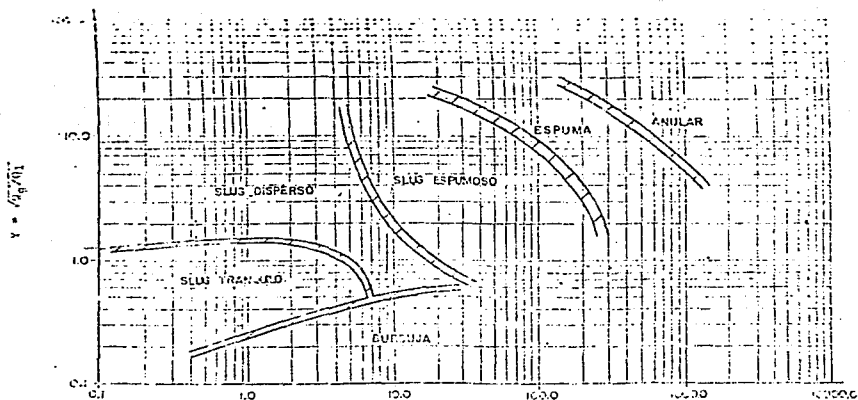
$$x = \frac{53.1}{W_g} \left(\frac{L y^3}{\sigma} \frac{F_g}{\rho_L} \right)^{\frac{1}{4}}$$

- PATRONES Y MAPAS PARA FLUJO VERTICAL
- MAPA PROPUESTO POR OSHINOWO-CHARLES. (26)

Dicho trabajo es el resultado de más de 1000 datos experimentales y se utiliza para flujos ascendentes; las bandas anchas representan zonas en las cuales ocurren transiciones graduales de regímenes de flujo. Figura 1.12.

Se observó que este mapa predice con gran exactitud los datos de diferentes sistemas.

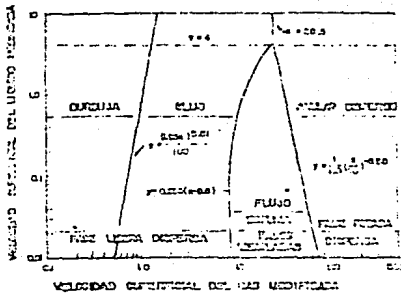
FIGURA 1.12



$$x = 1450 [\sigma_1 + \rho_l^2/\rho_l^2] [\rho_l^{0.5} \sigma_1^{1.7} / \rho_l^2]^{0.25}$$

- MAPA PROPUESTO POR AZIZ (17)

Se basa en estudios realizados en pozos petroleros. Figura 1.13.
para sistemas de flujo gas-líquido .



- MAPA PROPUESTO POR DUNS Y ROSS (16)

Ross identificó seis patrones típicos para tuberías verticales, los cuales son: Burbuja, Tapón, Bache, Espuma, Transición y Niebla; aunque en la mayoría de las correlaciones propuestas para sistemas verticales no se consideran los regímenes de flujo Tapón y Espumas. Figura 1.14.

Ross observó las siguientes condiciones de flujo:

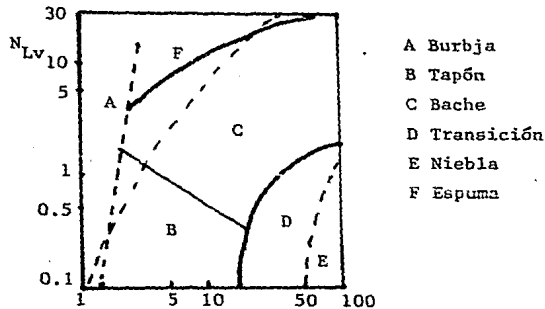
- 1). Para gastos bajos de gas el flujo que prevalece es el de Burbuja, la fase líquida continúa y el gas está disperso en pequeñas burbujas.

A mayores gastos de gas y bajos gastos de líquido se forma el flujo Tapón, si las burbujas grandes de gas que forman el flujo Tapón coalescen, se formará el flujo Bache.

3). Cuando la velocidad superficial del líquido es superior a - 5.25 pie/seg ya no es fácil distinguir los patrones de flujo

FIGURA 1.14

Mapa de patrones de flujo de Duns y Ros con modificaciones.

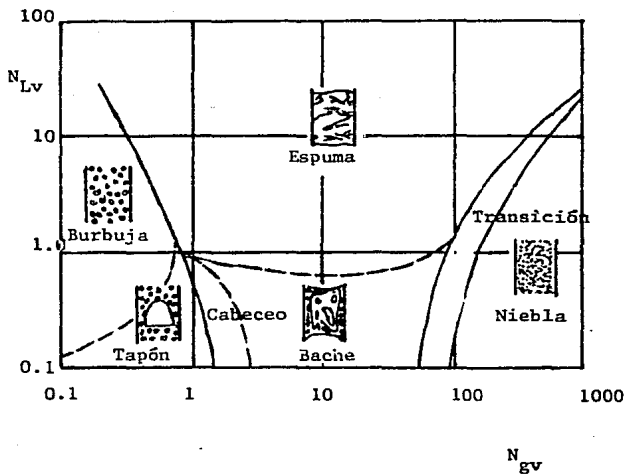


donde:

$$N_{Lv} = \text{Número de velocidad del líquido} = 1.938 v_{sL} (\rho_L/\mu)^{0.25}$$

$$N_{gv} = \text{Número de velocidad del gas} = 1.938 v_{sg} (\rho_L/\mu)^{0.25}$$

Figura 1.15.



c.3).- HOLDUP (Colgamiento, H_L) (5,23)

El Holdup se define como la fracción de un elemento de volumen que esta ocupado por una fase líquida ó gaseosa en un tramo de tubería en un punto dado. Generalmente la velocidad con la cual fluye el gas es diferente de la velocidad con la que fluye el líquido, ocasionando con esto que exista el resbalamiento de una de las fases. Las causas de este resbalamiento pueden ser las siguientes:

1). La resistencia al flujo por fricción es mucho menor en la fase gaseosa que en la fase líquida.

2). La diferencia de compresibilidades entre el gas y el líquido hace que el gas en expansión viaje a mayor velocidad que el líquido.

3). Las fuerzas gravitacionales que originan que el líquido se mueva a mayores velocidades que el gas, cuando el flujo desciende y al contrario cuando el flujo es ascendente.

Para calcular las pérdidas de presión por elevación (carga hidrostática), es necesario predecir con precisión el término Holdup.

Existen varias correlaciones para obtener el Holdup del líquido.- La correlación más general es la de Mukherjee y Brill (23), obtenida a partir de más de 1500 mediciones para flujo con ángulos de inclinación de 0° a $\pm 90^\circ$. La ecuación establecida por Mukherjee y Brill es la siguiente:

$$H_L = \exp \left((C_1 + C_2 \sin \theta + C_3 \sin^2 \theta + C_4 N_L^2) N_{gv}^{C_5} / N_{lv}^{C_6} \right) \quad (I.25)$$

donde;

$$N_L = \text{Número de viscosidad del líquido} = 0.15726 \mu_L (1/\rho_L \mathcal{V}^3)^{0.25}$$

$$N_{Lv} = \text{Número de velocidad del líquido} = 1.938 v_{sL} (\rho_L / \mathcal{V}^3)^{0.25}$$

$$N_{gv} = \text{Número de velocidad del gas} = 1.938 v_{sg} (\rho_L / \mathcal{V}^3)^{0.25}$$

Las unidades usadas en los términos de estos números adimensionales son:

$$\mu \text{ (cp)} \quad \rho \text{ (lb/pie}^3 \text{)} \quad \mathcal{V} \text{ (dina/cm)} \quad v \text{ (pie/seg)}$$

Los coeficientes de la ecuación I.25 para flujo ascendente y horizontal descendente y flujo estratificado descendente son los siguientes:

| DIRECCION DE FLUJO | TIPO DE FLUJO | C ₁ | C ₂ | C ₃ | C ₄ | C ₅ | C ₆ |
|--------------------|---------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|
| Ascendente | Todos | -0.38011 | 0.12988 | -0.11979 | 2.34323 | 0.47569 | 0.28866 |
| Descendente | Estratificado | -1.33028 | 4.80814 | 4.17158 | 56.26227 | 0.07999 | 0.50489 |
| | Otros | -0.51664 | 0.78981 | 0.55163 | 15.51921 | 0.37177 | 0.39395 |

Otro término importante para el cálculo de caída de presión es el Holdup "sin resbalamiento" (λ). Se define de la misma forma que el Holdup con resbalamiento (H_L) pero se calcula a partir de las condiciones de flujo, presión y temperatura existentes; considerando las producciones en la superficie (q_o y R):

$$\lambda = \frac{q'_L}{q'_L + q'_g} \quad (I.26)$$

donde:

q' = gasto en condiciones de escurrimiento.

$$\lambda = \frac{1}{1 + q_o (R - R_s) B_g} \quad (I.27)$$

$$\frac{5.615 (q_o B_o + q_w B_w)}$$

donde:

R = Relación gas-aceite (pie³/lb)

R_s = Relación de solubilidad

B = Factor de volumen (pie³/pie³)

w = Agua

o = Aceite

$$\lambda = \frac{v_{sL}}{v_{sL} + v_{sg}} \quad (I.28)$$

donde:

v_{sL} = Velocidad superficial del líquido

v_{sg} = Velocidad superficial del gas

$$v_{sL} = q'_L / AP \quad (I.29)$$

$$v_{sL} = \frac{W_L}{P_L AP} \quad (I.29')$$

$$v_{sg} = q'_g / AP \quad (I.30)$$

$$v_{sg} = \frac{W_g}{P_g AP} \quad (I.30')$$

donde:

W_L = Velocidad másica del líquido (lb/seg)

W_g = Velocidad másica del gas (lb/seg)

AP = Area de sección transversal (pie²)

c.4).- CORRELACIONES PARA EL CALCULO DE CAIDA DE PRESION

- PARA FLUJO HORIZONTAL

1). METODO DE DUKLER (2)

Dukler propuso dos casos para el cálculo de las caídas de presión por fricción y aceleración:

CASO I: Flujo homogéneo sin tomar en cuenta el Holdup. En este caso, Dukler asumió un estado estable para el flujo en dos fases, en este tipo de flujo el fluido es considerado como una pseudofase sencilla, donde las propiedades del fluido son estimadas en forma de promedios volumétricos, la ecuación propuesta es la siguiente:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{f_{ns} G_t^2}{2gc \rho_{ns} d} \quad (I.31) \quad RE_{ns} = \frac{d G_t}{\mu_{ns}} \quad (I.32)$$

$$\mu_{ns} = \mu_L \lambda + \mu_g (1 - \lambda) \quad (I.33)$$

$$G_t = \frac{W_L + W_g}{AP} \quad (I.34) \quad AP = \left(\frac{d}{2}\right)^2 \gamma \quad (I.35)$$

$$f_{ns} = \left[2 \log \left[\frac{RE_{ns}}{(4.5223 \log RE_{ns} - 3.8215)} \right] \right]^{-2} \quad (I.36)$$

$$\rho_{ns} = \rho_L \lambda + \rho_g (1 - \lambda) \quad (I.37)$$

donde:

- d = Diámetro (pie)
- f_{ns} = Factor de fricción
- G_t = Flujo másico (lb/pie² seg)
- ns = Sin resbalamiento

Es muy fácil calcular la caída de presión por este método para - fluidos homogéneos donde no existe resbalamiento entre fases, hay que

aclarar que los valores calculados de caída de presión son sólo estimaciones y por tanto son poco confiables.

CASO II : Con Holdup constante. Este método no es utilizado comúnmente en la industria debido a la complejidad de las ecuaciones empleadas, principalmente al término de aceleración. A pesar de esto, el método nos proporciona un valor más cercano al valor real de caída de presión del sistema; a continuación se muestra la ecuación propuesta por Dukler:

$$\Delta P / \Delta L = \frac{f_{tp} C_t^2 \beta}{2gc \rho_{ns} d} \quad (I.38) \quad f_{tp} = \alpha(\lambda) f_o \quad (I.39)$$

$$f_o = \left[2 \log \left[\frac{RE_{tp}}{(4.5223 \log RE_{tp} - 3.8215)} \right] \right]^{-2} \quad (I.40)$$

$$V_m = V_{ns} = V_{sL} + V_{sg} \quad (I.41)$$

$$RE_{tp} = \left[\frac{\rho_L}{H_L}^2 + \frac{\rho_g (1-\lambda)^2}{1-H_L} \right] d V_{ns} \quad (I.42)$$

$$\alpha(\lambda) = 1 - \ln \frac{\lambda}{\epsilon} \quad (I.43)$$

$$\epsilon = 1.281 + 0.478 \ln \lambda + 0.444 (\ln \lambda)^2 + 0.094 (\ln \lambda)^3 + 0.00843 (\ln \lambda)^4 \quad (I.44)$$

$$\beta = \rho_L / \rho_{ns} + \lambda^2 / H_L + \rho_g / \rho_{ns} \left((1-\lambda)^2 / H_L \right) \quad (I.45)$$

donde:

RE_{tp} = Número de Reynolds para dos fases

$V_{ns} = V_m$ = Velocidad de la mezcla

α, β, ϵ = Parámetros utilizados en las ecuaciones.

f_o = Factor de fricción

2). METODO DE EATON (2)

Para el desarrollo de ésta correlación se tomaron diámetros de tubería de 2, 4 y 17 pulgadas y se manejaron gastos de líquido de 50 a - 2500 Brl/día para un diámetro de 2 pulgadas; de 50 a 5500 Brl/día para un diámetro de 4 pulgadas, las relaciones gas-líquido van desde 0 hasta 132 000 pie³/día. La ecuación desarrollada es la siguiente:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{f W_t V_{ns}}{2 g_c d} \quad (I.46) \qquad f = \frac{\exp(y)}{\frac{W_L}{W_t} 0.1} \quad (I.47)$$

$$r = \frac{66.63 (W_g W_t)^{0.5}}{\mu_g \Delta P d^{0.25}} \quad (I.48)$$

Si r es menor que 0.00005 $y = 15.576 - 1.6398 \ln r$ (I.49)

Si r es mayor que r mayor que $\exp(13.3165 - 0.12671 \ln d)$

$$y = 1255 - 365.0674 \ln d + 44.099 y' - 2.6746 (y')^2 + 0.0697 (y')^3 \quad (I.50)$$

donde:

$$y' = \ln r (4d)^{0.12571} \quad (I.51)$$

Si r es mayor que $\exp(13.3165 - 0.12671 \ln d)$

$$y = 2.67776 - 0.35158 \ln d - 0.5145 \ln r \quad (I.52)$$

donde:

W_t = Velocidad de flujo total

r = Parámetro

y = Factor de correlación

- PARA FLUJO VERTICAL

1). METODO DE HAGEDORN Y BROWN (18)

Esta correlación fue desarrollada a partir de datos obtenidos en un pozo de 1500 pies de profundidad y tuberías de 1,1 1/4 y 1 1/2 pulgadas de diámetro. El Holdup en esta correlación no se tomó en cuenta para representar una porción de la tubería sino sólo para compensar las pérdidas de presión por elevación.

Para desarrollar su ecuación Hagedorn y Brown consideraron los siguientes rangos:

- a). Viscosidades de 10 a 110 cp.
- b). Densidades relativas del aceite de 0.856 a 0.9 .
- c). Tensiones superficiales de 33.5 a 36.2 Dina/cm .

La ecuación es la siguiente:

$$\frac{\Delta P}{\Delta Z} = \frac{\Delta P}{\Delta H} = \frac{1}{144} \left[\rho + \frac{f W_t^2}{2.9652 \times 10^{11} d^5} + \frac{\Delta \left(\frac{v_m^2}{g} \right)}{2gc \Delta H} \right] \quad (I.53)$$

$$\rho_m = \text{Densidad media de la mezcla} = \bar{\rho} = \rho_L H_L + \rho_S (1 - H_L) \quad (I.54)$$

$$\rho_L = \text{Densidad del líquido} = \rho_o F_o + \rho_w F_w \quad (I.56)$$

$$\mu_L = \text{Viscosidad del líquido} = \mu_o F_o + \mu_w F_w \quad (I.56)$$

El factor de fricción se obtiene con el diagrama de Moody en función del número de Reynolds para dos fases.

$$RE = \rho_{ns} V_m d / \mu_{ns} \quad (I.57)$$

donde:

μ_s = Viscosidad de la mezcla con resbalamiento

$$\mu_s = \mu_L^{H_L} \mu_g^{(1-H_L)} \quad (I.58)$$

$$\rho_{ns} = \rho_L \lambda_L + \rho_g (1 - \lambda_L) \quad (I.37)$$

$$V_m = V_{sL} + V_{sg} \quad (I.41)$$

El método de Hagedorn y Brown no considera regímenes diferentes de flujo, sino que toma en cuenta que el líquido y el gas viajan a diferentes velocidades por lo cual el valor del Holdup del líquido sólo se calcula para compensar los gradientes de presión.

2). METODO DE ORKISZEWSKI (16)

Para el desarrollo de éste método el autor probó varias correlaciones con datos de campo y observó que ninguna era realmente satisfactoria para todos los regímenes de flujo. El seleccionó para cada régimen la correlación que consideró más adecuada y modificó la de Griffith y Wallis para flujo en Bache. Orkiszewski probó su correlación con pozos pesados y con los datos presentados por Poettmann, Carpenter, Bakendel-Thomas, Fanche-Brown y Hagedorn-Brown. Sin embargo se recomienda utilizarla con precaución cuando se esta manejando flujo en Niebla y para pozos con producción por espacio anular.

La ecuación propuesta por el autor es la siguiente:

$$\Delta P / \Delta L = \left[-T_f + \alpha \rho (g/gc) \right] / (1 - AC_{ns}) \quad (I.59)$$

$$AC_{ns} = G_t V_{sg} / gc P \quad (I.60)$$

Para calcular f se tiene que evaluar N_w (parámetro de rugosidad)

$$N_w = (4.52 \times 10^{-7}) \frac{453.59 \mu_L v_{sg}^2}{\rho_L} \frac{\rho_g}{\rho_L} \quad (I.61)$$

$$\nabla = \left[\left[\frac{50}{M_L} + 2.313 \right] (\rho_L - \rho_g) / 62.43 \right]^4 \quad (I.62)$$

Si

$$N_w \text{ es mayor que } 0.005 \quad \epsilon/D = 1.78 T N_w^{0.302} / \rho_g v_{sg}^2 d \quad (I.63)$$

$$N_w \text{ es menor que } 0.005 \quad \epsilon/D = 0.075 \nabla / \rho_g v_{sg}^2 d \quad (I.64)$$

$$N_w \text{ es mayor que } 0.5 \quad \epsilon/D = 0.5 \quad (I.65)$$

Para calcular el factor de fricción se utiliza la siguiente ecuación (iterando):

$$1/f^{1/2} = -2 \log \left[\frac{\epsilon}{3.7 d} + \frac{2.51}{RE_{ns} f^{1/2}} \right] \quad (I.66)$$

$$RE_{ns} = \frac{1488 \rho_g d v_{sg}}{\mu_g} \quad (I.67)$$

$$\tau_f = \frac{f \rho_g v_{sg}^2}{2g_c d} \quad (I.68)$$

$$\rho_{ns} = \rho_L \lambda + \rho_g (1 - \lambda) \quad (I.37)$$

donde:

$$\alpha = \text{sen } \theta$$

AC_{ns} = Término de aceleración

τ_f = Gradiente de presión

P = Presión (Psia)

∇ = Tensión superficial (Dina/cm)

M_L = Peso molecular del líquido.

Finalmente es necesario aclarar los siguientes puntos: (2,3)

1).- La correlación más adecuada para calcular la caída de presión en tuberías horizontales es la propuesta por Dukler, ya que no sólo está basada en una gran cantidad de datos sino que también define claramente las fronteras de los diferentes regímenes de flujo.

2).- Para calcular la caída de presión en tuberías verticales la correlación más adecuada es la de Orkiszewski ya que predice mejor el el comportamiento real del fluido.

.5).- PROBLEMAS EJEMPLO (4)

- PARA FLUJO HORIZONTAL:

Se tiene una mezcla de hidrocarburos con las siguientes condiciones:



$$d = 2 \text{ pies}$$

$$\bar{V} = 23.04 \text{ Dinas/cm}$$

$$P = 504.3 \text{ psias}$$

$$T = 55^\circ\text{F}$$

$$W_g = 4.0 \text{ lb/seg}$$

$$AL = 1100 \text{ pies}$$

$$\mu_g = 0.115 \text{ cp.}$$

$$\mu_L = 0.8617 \text{ cp.}$$

$$\rho_g = 1.796 \text{ lb/pie}^3$$

$$\rho_L = 53.75 \text{ lb/pie}^3$$

$$W_L = 138.1 \text{ lb/seg}$$

- Cálculo del Holdup :

Para flujo horizontal $\theta = 0^\circ$

$$H_L = \exp \left((C1 + C4 N_L^2) \left(N_{gv}^{C5} / N_{Lv}^{C6} \right) \right)$$

$$N_L = 0.15726 \mu_L \left(1 / \rho_L \nabla^3 \right)^{0.25} = 4.759 \times 10^{-3}$$

$$N_{Lv} = 1.938 v_{sL} \left(\rho_L / \nabla \right)^{0.25} = 1.9588$$

$$N_{gv} = 1.938 v_{sg} \left(\rho_L / \nabla \right)^{0.25} = 1.6979$$

$$v_{sL} = W_L / \rho_L AP = 0.8178 \text{ pies /seg} ; AP = (d/2)^2$$

$$v_{sg} = W_g / \rho_g AP = 0.70893 \text{ pies/seg}$$

Los valores de las constantes C1, C2, C5 y C6 se tomaron de la página ; 33 .

$$H_L = \exp \left((-0.51664 + 15.51921 (4.759 \times 10^{-3})^2 \right) \frac{(1.6979)^{0.37177}}{(1.9588)^{0.39395}} \right)$$

$$H_L = 0.61736$$

- Cálculo de AP por el Método de Duckler :

- Caso I :

$$(AP/AL) = f_{ns} G_t^2 / 2gc \rho_{ns} d \quad RE_{ns} = d G_t / \mu_{ns}$$

$$\mu_{ns} = \mu_L \lambda + \mu_g (1 - \lambda) = 0.46692 \text{ cp.}$$

$$\lambda = v_{sL} / (v_{sL} + v_{sg}) = 0.53566$$

$$G_t = (W_L + W_g) / AP = 45.232 \text{ lb/pie}^2\text{-seg}$$

$$RE_{ns} = 193.746$$

$$f_{ns} = (2 \log (RE_{ns} / (4.5223 \log RE_{ns} - 3.8215)))^{-2}$$

$$f_{ns} = 0.11523$$

$$\rho_{ns} = \rho_L \lambda + f_g (1 - \lambda) = 29.626 \text{ lb/pic}^3$$

$$(\Delta P/\Delta L) = 0.061833 \text{ (lb/pic}^2\text{)}/\text{pic} \quad (\Delta P/\Delta L) = 0.061833/144$$

$$(\Delta P/\Delta L) = 4.294 \times 10^{-4} \text{ psia/pic} \quad \Delta P = 0.4719 \text{ psia}$$

- Caso II :

$$(\Delta P/\Delta L) = f_{tp} \beta G_c^2 / 2gc \rho_{ns} d \quad f_{tp} = \alpha(\lambda) f_o$$

$$f_o = (2 \log (RE_{tp} / (4.5223 \log RE_{tp} - 3.8215)))^{-2}$$

$$RE_{tp} = ((\rho_L \lambda^2 / H_L) + \rho_g (1 - \lambda)^2 / (1 - H_1)) d v_{ns} / \mu_{ns}$$

$$RE_{tp} = 78.208 / 0.46692 = 167.497$$

$$f_o = (2 \log 26.859)^{-2} = 0.12241 \quad \alpha(\lambda) = (1 - \ln(\lambda/\epsilon))$$

$$\epsilon = 0.78543 \quad \alpha(\lambda) = 1.383 \quad f_{tp} = 0.16926$$

$$\beta = (\rho_L \lambda^2 / \rho_{ns} H_L) + \rho_g (1 - \lambda)^2 / \rho_{ns} H_L = 0.8644$$

$$(\Delta P/\Delta L) = 0.07851 \text{ (lb/pic}^2\text{)}/\text{pic} \quad (\Delta P/\Delta L) = 0.07851/144$$

$$(\Delta P/\Delta L) = 5.452 \times 10^{-4} \text{ psia/pic} \quad \Delta P = 0.59972 \text{ psia}$$

- Cálculo de AP por el método de Eaton :

$$(\Delta P/\Delta L) = f W_c v_{ns} / 2gc d \quad f = \exp y / (W_L/W_c)^{0.1}$$

$$r = 66.63 (W_g/W_c)^{0.5} / \mu_g AP d^{0.25} = 36973.505$$

$$y = 15.576 - 1.6298 \ln 36973.505 = -1.671$$

$$f = 0.18852 \quad (\Delta P/\Delta L) = 0.10118 \text{ (lb/pic}^2\text{)}/\text{pic}$$

$$(\Delta P/\Delta L) = 0.10118/144 = 7.026 \times 10^{-4} \text{ psia/pic}$$

$$(\Delta P) = 7.026 \times 10^{-4} (\Delta L)$$

$$\Delta P = 0.77275 \text{ psia}$$

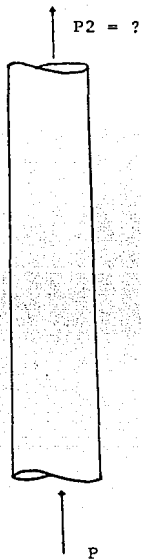
| METODO | ΔP (psia) |
|------------|-------------------|
| Duckler I | 0.4719 |
| Duckler II | 0.59972 |
| Eaton | 0.77275 |

La diferencia entre los resultados se debe principalmente a que en el método de Eaton no se toma en cuenta el término Holdup, a su vez la diferencia entre el método de Duckler I y Duckler II se debe a que el primero toma en cuenta el Holdup sin resbalamiento (λ).

Para realizar un análisis más detallado de los resultados sería necesario medir los valores reales de ΔP y compararlos con los obtenidos, con esto se podría saber cual de los métodos empleados determina más aproximadamente las caídas de presión del sistema.

- PARA FLUJO VERTICAL :

Se tiene una mezcla de hidrocarburos con las siguientes condiciones:



$$d = 0.5 \text{ pies}$$

$$\nabla = 18 \text{ Dinias/cm}$$

$$P = 624.3 \text{ psias}$$

$$T = 55^\circ\text{F}$$

$$W_g = 236.4 \text{ lb/seg}$$

$$\Delta L = 30 \text{ pies}$$

$$\mu_g = 0.0115 \text{ cp.}$$

$$\mu_L = 0.8148 \text{ cp.}$$

$$\rho_g = 2.244 \text{ lb/pie}^3$$

$$\rho_L = 50.82 \text{ lb/pie}^3$$

$$W_L = 138.9 \text{ lb/seg}$$

- Cálculo del Holdup :

$$V_{sL} = W_L / \rho_L \quad AP = 13.92 \text{ pie/seg} \quad V_{sg} = W_g / \rho_g \quad AP = 536.16 \frac{\text{pie}}{\text{seg}}$$

$$H_L = \exp \left((C1 + C2 \text{ sen } 90^\circ + C4 N_L^2) N_{gv}^{C5} / N_{Lv}^{C6} \right)$$

$$N_L = 5.49 \times 10^{-3} \quad N_{Lv} = 34.97 \quad N_{gv} = 1346.91$$

Los valores de las constantes se tomaron de la pagina 33 ;

$$H_L = 0.01684$$

- Cálculo de ΔP por el método de Orkiszewski :

$$(\Delta P/\Delta L) = (-Tf + \alpha \rho_{ns} (g/gc)) / (1 - AC_{ns})$$

$$AC_{ns} = G_t V_{sg} / gc P \quad G_t = (W_L + W_g) / AP = 1910.896$$

$$\text{Para este caso } \alpha = \text{sen } \theta = 1 \quad Nw = 2.44$$

$$\epsilon/d = 0.0127 \quad RE_{ns} = 1488 \rho_g d V_{sg} / \mu_g = 7.7838 \times 10^7$$

$$f^{-0.5} = -2 \log \left((\epsilon / 3.7 d) + (2.51 / RE_{ns} f^{0.5}) \right)$$

$$\text{Iterando; } f = 0.0159$$

$$T = f \rho_g V_{sg}^2 / 2gc d = 318.78 \quad AC_{ns} = 51.007 \text{ (lb/pie}^2\text{)}/\text{pie}$$

$$AC_{ns} = 0.35422 \text{ pia/pie} \quad \lambda = V_{sL} / (V_{sL} + V_{sg}) = 0.02531$$

$$\rho_{ns} = 3.4732 \text{ lb/pie}^3 \quad (\Delta P/\Delta L) = -499.02 \text{ (Lb/pie}^2\text{)}/\text{pie}$$

$$\Delta P/\Delta L = -3.4654 \text{ psia/pie}$$

- Cálculo de ΔP por el método de Brown y Hagedorn :

$$(\Delta P/\Delta L) = (\bar{P} + (f W_c^2 / 2.9652 \times 10^{11}) + (\bar{P} V_m^2 / 2gc \Delta L)) \frac{1}{144}$$

$$\bar{P} = L H_L + g (1 - H_L) = 3.062 \text{ lb/pie}^3$$

$$V_m = V_{sL} + V_{sg} = 550.08 \text{ pies/seg} \quad \mu_{ns} = \mu_L^H \mu_g^L (1 - H_L)$$

$$\mu_{ns} = 0.01236 \text{ cp.} \quad W_t = W_L + W_g = 375.3 \text{ lb/dfa}$$

$$RE_{ns} = \rho_{ns} V_m d / \mu_{ns} = 77351.73$$

El factor de fricción se obtiene del diagrama de Moody (figura 1.4), con el número de Reynolds calculado. Para un $RE_{ns} = 77315.73$, se tiene un valor de $f = 0.036$

$$(\Delta P / \Delta L) = (1/144) 483.017 = 3.35429 \text{ psia/pie}$$

| METODO | ($\Delta P / \Delta L$) | psia/pie |
|----------------|---------------------------|----------|
| Orkiszewski | -3.4654 | |
| Brown-Hagedorn | 3.3543 | |

En este caso los valores obtenidos son muy parecidos, el signo en el método de Orkiszewski sólo indica que se tiene pérdida de presión. Se puede decir que estos dos métodos son buenos para calcular la caída de presión de este sistema y con estas condiciones. Hay que aclarar que si se varían estas condiciones (presión, longitud, diámetro, etc.) los resultados podrían ser diferentes.

Al igual que para el ejemplo anterior (flujo horizontal), para hacer un análisis más riguroso sería necesario determinar los valores reales de ΔP , para así realizar una buena comparación.

d).- FLUJO EN TRES FASES .

Antes de definir lo que es un flujo en tres fases ,se procedera a dar una breve explicación de la diferencia principal que existe para el cálculo de caídas de presión entre flujo en dos y tres fases. Hay que aclarar que las que las correlaciones de Flujo en tres fases están basadas en las ecuaciones de flujo en dos fases (cálculo de propiedades, Holdup,número de Reynolds y factores de fricción etc.).En estos últimos(factoros de fricción) es donde se encuentra la diferencia principal ya que en algunos métodos de Flujo en tres fases se calcula este factor de manera grafica (14) y en otros se adicionan nuevos parámetros para el cálculo de éste (9,10),esto se vera con más detalle en el capítulo III inciso d.

Existe discrepancia por parte de los autores al referirse al flujo que se tiene en la descarga de pozos en una plataforma Marina; algunos consideran éste flujo como si fuera un flujo en dos fases y otros como un flujo multifásico.

En el presente trabajo se considerará el flujo de descarga de éstos pozos como un flujo en tres fases,ya que en dichos pozos marinos fluyen en tres fases : Pétroleo,Gas y Agua.

Hay que dejar bien claro que los fluidos a los que nos referiremos cuando se mencione el término Flujo en tres fases,serán dos líquidos - (Pétroleo y Agua) y un gas.

II.- FLUJO EN TRES FASES .

En el presente capítulo se darán a conocer las características generales del flujo en tres fases, así como los métodos más importantes que existen para el cálculo de caída de presión.

a).- CARACTERISTICAS

- 1). No existe flujo turbulento.
- 2). No existe simetría entre fases.
- 3). Existen patrones de flujo.
- 4). Su solución es a partir de ecuaciones empíricas (correlaciones).

Las líneas críticas a diseñar para éste tipo de flujo son:

- 1). Líneas de descarga a pozos (principalmente).
- 2). Líneas verticales
- 3). Líneas horizontales.
- 4). Líneas con pendientes (inclinadas).

El flujo a través de restricciones es muy común en la industria petrolera y ocurre cuando:

- 1). Se mide con medidores de orificio.
- 2). Pasa el flujo a través de estranguladores superficiales.
- 3). Cuando fluyen a través de válvulas.

Por tanto para nuestro caso en especial otro sistema crítico será el Estrangulador Superficial.

- ESTRANGULADORES

Los estranguladores superficiales son accesorios que se colocan entre la tubería de producción del pozo y la línea de descarga, figura 2.1, con el objeto de controlar la producción y evitar contrapresiones en el pozo, lo cual se logra si se tiene un flujo sónico. Este flujo sónico ó crítico se presenta cuando la velocidad del fluido es igual ó mayor que la velocidad del sonido al pasar por el estrangulador.

A continuación se mencionan algunas de las correlaciones para calcular el gasto y caída de presión a través de los estranguladores:

-CORRELACION DE ASHFORD PARA FLUJO CRITICO. (7)

Ashford desarrolló una ecuación para determinar el gasto de una mezcla gas-líquido, bajo condiciones sónicas, a través de un orificio partiendo de una relación de balance de energía del fluido que pasa a través del mismo, de la expansión politrópica y de la relación de gasto másico en el orificio. La ecuación es la siguiente:

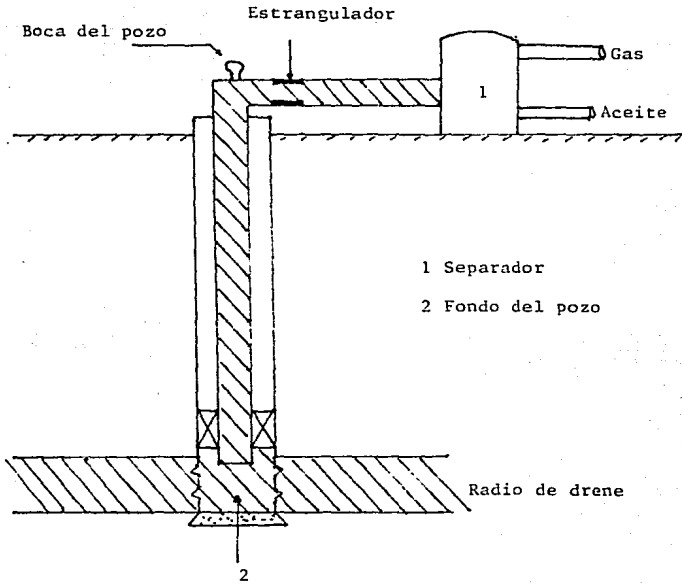
$$q_o = \frac{0.858 C_D d_c^2}{(A/P_1) + 0.56} \left[\frac{A + 0.76 P_1}{(B + 0.01353 \mu_g P_1)^2 (B + 0.01353 \mu_g R_s)^{-1}} \right]^{1/2}$$

en donde :

$$\beta = 1 / (B_o + WOR)^{0.5} \quad (II.2)$$

$$A = 5.4 \times 10^{-3} T_1 Z_1 (R_p - R_s) \quad (II.3)$$

FIGURA : 2.1



$$B = 62.4 \left(\frac{g}{w} + \text{WOR} \right) \quad (\text{II.4})$$

dc = Diámetro del estrangulador (1/64) pulgada

P1 = Presión de entrada al estrangulador (psias)

T1 = Temperatura de entrada al estrangulador (°R)

C = Coeficiente de descarga

WOR = Relación agua-aceite ($b1_w/b1_o$)

Ashford aplicó ésta ecuación a los datos de 14 pozos con diferentes medidas de estranguladores. Los resultados presentaron una variación del coeficiente de descarga entre 0.642 y 1.213 para diámetros de estranguladores entre 16/64 y 40/64 de pulgada. Aproximadamente una tercera parte de las pruebas tuvieron un error menor del 10% entre el gasto medido y el calculado ; utilizando un coeficiente de descarga igual a uno. Basándose en esto Ashford concluyó que utilizando C igual a uno en la ecuación, se puede obtener una buena aproximación del gasto real. En el desarrollo de su correlación Ashford considero una relación de calores específicos (K) de 1.04 y una relación de presiones de $P2/P1$ igual a 0.544 para obtener un flujo sónico en el orificio.

-CORRELACION DE OMAÑA (24)

Omaña desarrolló una correlación (para flujo sónico) entre el - gasto, la presión de entrada al estrangulador, la relación gas-líquido, la densidad de los líquidos y el tamaño del orificio. Dicha relación se-

obtuvo a partir de datos experimentales y su aplicación sólo se recomienda para orificios hasta de 14/64 de pulgada y para gastos máximos de 800 lb/día.

Las condiciones de flujo crítico se fijaron para una relación de presiones igual o menor de 0.546 y una relación de 1 de gas-líquido - La ecuación establecida es la siguiente:

$$q_L = \frac{N_q}{1.84 (\rho_L / \nabla)^{1.25}} \quad (\text{II.5})$$

donde:

$$N_q = 0.263 N^{-3.49} (N_p)^{3.19} (Q)^{0.657} (N_d)^{1.8} \quad (\text{II.6})$$

$$N = \rho_g / \rho_L \quad (\text{II.7})$$

$$N_p = 0.0174 P_1 / (\rho_L \nabla)^{0.5} \quad (\text{II.8})$$

$$Q = \frac{1}{1 + \frac{(R - R_g) B_y}{5.5615 B_o}} \quad (\text{II.9})$$

$$N_d = 120.872 dc (\rho_L / \nabla)^{0.5} \quad (\text{II.10})$$

la secuencia de cálculo para la aplicación de ésta correlación es la siguiente:

- 1). Calcular ρ_g , ρ_L y ∇ a la presión y temperatura existentes antes del estrangulador.
- 2). Evaluar N , N_p , N_d y Q a las condiciones prevalcientes corrientes arriba del estrangulador.
- 3). Obtener N_q con la ecuación II.6 y q_L con la ecuación II.5.

Antes de usar la ecuación II.5 es conveniente comprobar su validez

y ajustarla para condiciones de flujo observadas en campo. Este ajuste se realiza introduciendo una constante C coeficiente de descarga del orificio definido por :

$$C = \text{Gasto medido} / \text{Gasto calculado} .$$

- RISERS

Se llama riser al segmento final de la tubería que une un oleogaseoducto marino con una plataforma marina de producción.

b).- PROBLEMAS QUE CAUSA ESTE TIPO DE FLUJO

1). Debido al Holdup entre fases, se produce una disminución en la velocidad del flujo y un incremento en la caída de presión. Dando como resultado la precipitación del flujo en un estado inestable, que produce rápidamente la suspensión del fluido. Esto se da cuando se tienen gastos bajos (por debajo del gasto óptimo), ya que se tendrá gran acumulación del líquido provocando con esto un incremento considerable en el peso de la columna.

2). En las tuberías verticales submarinas (riser) que descargan en las plataformas de producción, frecuentemente el flujo se presenta en forma de Baches. La presencia de este flujo ocasiona que los separadores de gas-líquido y bombas operen de manera ineficiente, debido a las fluctuaciones de presión que se presentan en la llegada de los fluidos a la batería de separación.

Este tipo de flujo puede eliminarse incrementando la presión de llegada de los fluidos, aunque puede no ser muy conveniente ya que en ocasiones se tiene que reducir el flujo hasta en un 70% (en las plataformas marinas), ocasionando con esto pérdidas considerables en la capacidad de producción del sistema.

Para evitar la reducción de la capacidad del sistema se tratará de eliminar la presencia del flujo en Bache, esto puede realizarse de las siguientes formas:

2a). Reduciendo el diámetro del riser, se ocasiona un aumento en la velocidad del fluido y por tanto la obtención de un flujo más esta-

ble. Sin embargo esto puede resultar contraproducente ya que si el tipo de flujo es estratificado, el líquido puede cubrir completamente la sección transversal de la tubería reducida y la suspensión del flujo de gas por un instante ocasionaría fluctuaciones de presión y la formación del flujo Bache nuevamente.

2b). Instalando dos ó más risers para incrementar la velocidad del fluido, esto nos permitirá efectuar mayores reducciones del diámetro, garantizando la eliminación del flujo Bache y manteniendo la capacidad deseada.

2c). Inyectando gas en el fondo del riser, este gas es el que se obtiene de la batería de separación, logrando incrementar la velocidad del fluido, formando un flujo en Espuma. Este procedimiento es de gran utilidad en tuberías con diámetros grandes y se utiliza principalmente en sistemas que se encuentran en operación; el incremento de la caída de presión es bajo comparado con la ganancia de capacidad de la tubería.

2d). Instalando instrumentos de mezclado, sólo si el flujo Bache es provocado por un flujo estratificado en la tubería horizontal, el mezclado permite que se forme momentáneamente un flujo homogéneo antes de la batería de separación. La caída de presión puede incrementarse considerablemente con dichos instrumentos.

2e). Inyectando un espumante en el fondo del riser, lo que formará un flujo espuma. Este procedimiento es de gran utilidad en sistemas

en los que se tienen grandes diámetros y zonas severas de bacheo.

La selección del procedimiento para eliminar el flujo en bache de penderá de la adaptabilidad que tenga el mismo con las condiciones del sistema.

c).-METODOS PARA EL TRATAMIENTO DE ESTE FLUJO

El gradiente de presión total ésta dado por:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L}_T = \frac{\Delta P}{\Delta L}_E + \frac{\Delta P}{\Delta L}_{AC} + \frac{\Delta P}{\Delta L}_L \quad (I.16)$$

donde:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L}_T = \text{Gradiente de presión total}$$

$$\frac{\Delta P}{\Delta L}_E = \text{Gradiente de presión debido a la elevación}$$

$$\frac{\Delta P}{\Delta L}_{AC} = \text{Gradiente de presión debido a la aceleración}$$

- FLUJO HORIZONTAL

Para el flujo horizontal el gradiente de presión debido al cambio de elevación es igual a cero, por lo que la ecuación II.16 se reduce a:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L}_T = \frac{\Delta P}{\Delta L}_L + \frac{\Delta P}{\Delta L}_{AC} = \frac{f \rho V^2}{2gc d} + \frac{\rho \Delta (V)^2}{2gc \Delta L} \quad (II.11)$$

Cuando se desea calcular la caída de presión para tuberías horizontales, generalmente se considera que se tiene un flujo isotérmico y las propiedades del fluido dependerán exclusivamente de la presión. La forma de cálculo consiste en suponer una caída de presión aplicando la siguiente ecuación:

$$(\Delta P/\Delta L)_T = \frac{f_{tp} \rho_m v_m^2}{2 gc d} + \frac{\lambda (v_m)^2}{2 gc \Delta L} \quad (\text{II.12})$$

donde, f_{tp} , ρ_m y v_m se refieren a la mezcla y son definidos en forma diferente por los autores de las correlaciones, con ésta ecuación se determina el incremento de longitud ΔL correspondiente a la ΔP supuesta repitiéndose el procedimiento hasta alcanzar una longitud total. La exactitud de los cálculos dependerá del incremento de presión que se tome (al reducir el incremento aumenta la exactitud). Una regla establecida es usar incrementos de presión menores que 10% del valor de la presión media.

Cuando se considera flujo no-isotérmico, el cálculo del gradiente de presión implica un proceso iterativo, ya que la temperatura ésta en función de la distancia; además de suponer ΔP se tiene que suponer ΔL y en ese punto determinar la temperatura media de flujo. A continuación se presenta una secuencia general de cálculos para el caso de flujo isotérmico (los pasos 5 a 7 dependerán del método que se aplique en el cálculo de perfil de presión).

1). Se inicia con una presión P_1 a la entrada de la tubería, a este punto le corresponde una L_1 igual a cero.

2). Suponer una caída de presión ΔP y calcular la \bar{P} y P_2

$$\bar{P} = P_1 - \Delta P/2 \quad (\text{II.13}) \quad P_2 = P_1 - \Delta P \quad (\text{II.14})$$

3). Determinar las propiedades de los fluidos $R_s, V, B_o, Z, B_g, \mu_o, \mu_g, \rho_o, \rho_g$ a las condiciones medias de escurrimiento.

4). Calcular las velocidades superficiales y los gastos máxicos del fluido; calcular el Holdup sin resbalamiento.

- 5). Determinar el Holdup (H_L) y la densidad de la mezcla.
- 6). Si las pérdidas de presión por aceleración no se consideran despreciables calcular su valor.
- 7). Obtener el valor del factor de fricción.
- 8). Aplicando la ecuación correspondiente determinar el gradiente de presión y con este el ΔL a la ΔP propuesta.
- 9). Reemplazar L por $L + \Delta L$ y si este valor es menor que la longitud total, hacer P_1 igual a P_2 y regresar al punto 2. Si es igual ó mayor que la longitud total se termina el cálculo obteniéndose la P final por interpolación.

Quando se trata de un flujo no-isotérmico se tienen que incluir los siguientes pasos para realizar el cálculo:

2^o). Suponer un incremento de longitud correspondiente a la P su-
puesta y calcular la temperatura media en el incremento.

8^o). Si la ΔL calculada es igual ó diferente de la ΔL supuesta,
seguir el cálculo, sino hacer que ΔL_g sea igual a ΔL_c y determinar la
temperatura media en el intervalo y regresar a 3.

- CORRELACION DE EATON, ADREWS, KNOWLES Y BROWN (14)

Esta correlación se desarrolló a partir de información sobre con-
diciones de flujo obtenidas en líneas de 2 a 4 pulgadas de diámetro y
de 1700 pies de longitud, en donde se utilizó aceite condensado y agua
separadamente como fase líquida y gas natural como fase gaseosa.

Para el cálculo de gradiente de presión se utiliza la siguiente -

ecuación:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{43.539 W_m^2 f_{TP}}{d^5 \rho_{ns} (1 - E_k)} \quad (II.15)$$

donde:

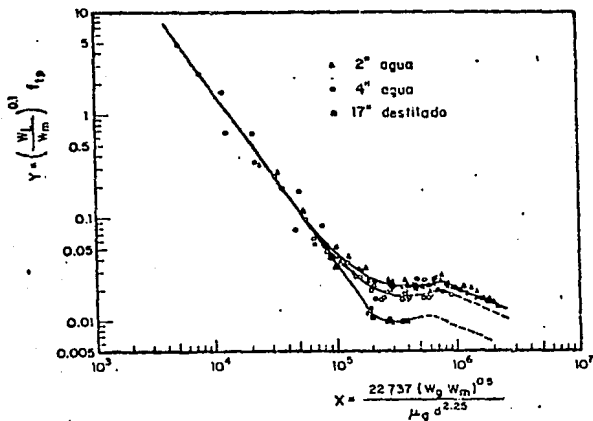
$$E_k = \frac{W_L \Delta (V_L)^2 + W_G \Delta (V_G)^2}{9266.1 \left[\frac{W_L}{\rho_L} + \frac{W_G}{\rho_G} \right] AP} \quad (II.16)$$

El factor de fricción fue correlacionado a partir de información experimental. En la figura 2.2 se muestra la correlación establecida en la que la abscisa y la ordenada son:

$$X = \frac{22\,737 \left(\frac{W_G}{\mu_g} \frac{W_m}{d} \right)^{0.5}}{\mu_g d^{2.25}} \quad (II.17)$$

$$Y = \left[\frac{W_L}{W_m} \right]^{0.1} f_{TP} \quad (II.18)$$

FIGURA 2.2 Correlación de Eaton para el factor de pérdida de energía



Para obtener las velocidades reales del líquido (V_L) y del gas (V_g) es necesario conocer el valor del Holdup en cualquier lugar de la tubería siempre que las pérdidas de presión por aceleración no sean despreciables. El holdup se obtiene con la ecuación I.25 y dicha ecuación es válida para el método. Las velocidades reales para el gas y líquido se calculan de la siguiente manera:

$$V_L = \frac{q'_L}{\Delta L} = \frac{q'_L}{AP H_L} = \frac{V_{SL}}{H_L} \quad (\text{II.19})$$

$$V_g = \frac{q'_g}{AP} = \frac{q'_g}{AP (1-H_L)} = \frac{V_{SG}}{(1-H_L)} \quad (\text{II.20})$$

donde:

AP = Área de la sección transversal de la tubería

q' = Gasto de condiciones de escurrimiento para gas ó líquido lb/dfa

Vs = Velocidad superficial para el gas ó líquido pie/seg

$$V_{SL} = \frac{q'_L}{AP} \quad (\text{I.29})$$

$$V_{SG} = \frac{q'_g}{AP} \quad (\text{I.30})$$

Para el cálculo del paso 5 en adelante se depende del tipo de método ó correlación a utilizar. A continuación se dan las ecuaciones para este tipo de correlación:

5). Cálculo del Holdup, si las pérdidas de presión por aceleración son despreciables, no es necesario determinar el Holdup. En caso contrario utilizar la ecuación I.25.

6). Cálculo de $\Delta(V_L)^2$ y $\Delta(V_g)^2$ de la siguiente forma:

$$\Delta(V_L)^2 = V_{L2}^2 - V_{L1}^2 \quad (\text{II.21})$$

$$\Delta(V_g)^2 = V_{g2}^2 - V_{g1}^2 \quad (\text{II.22})$$

con estos valores se obtiene E_k de la fórmula.

7). Cálculo del factor de fricción, se puede obtener mediante la gráfica; determinando el valor de X y de Y con las ecuaciones II.17 y

II.18 para:

$$X \leq 60\ 000 \quad \text{corresponde } Y = 6\ 677\ 920 X^{-1.64941} \quad (\text{II.23})$$

$$60\ 000 \leq X \leq 819\ 194 d + 39\ 981 d + 2\ 838.8 d^2 - 73.26 d^3$$

corresponde una $Y = t / 100$ (II.24) donde t:

$$t = \text{Antilog} (2.37354 - 2.10458 r + 0.5757 r^3 - 0.14189 r^4 + \\ S (0.46 - 0.93739 r + 0.45966 r^3 - 0.15975 r^4) S^2 (0.451 - \\ 0.36293 r - 0.19949 r^3 + 0.12835 r^4)) \quad (\text{II.25})$$

donde:

$$r = \log (X/10\ 000) \quad (\text{II.26})$$

$$S = \log d \quad (\text{II.27})$$

para :

$$X = 819\ 194 - 39\ 981.7 d - 2\ 838.8 d^2 - 73.26 d^3$$

$$Y = (21.525 - 1.5934 d + 0.2278 d^2 + 0.00131 d^3)^{0.49} \quad (\text{II.27})$$

Una vez evaluados los valores de X y Y se procede a calcular el valor de fricción:

$$f_{tp} = \frac{Y}{\frac{W_L}{W_m} 0.1} \quad (\text{II.28})$$

8). Aplicando la ecuación (I.18) se podrá calcular el valor de $-\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)$ y por consiguiente el valor de L a la correspondiente ΔP .

- CORRELACIONDE BEGGS Y BRILL (9)

Esta correlación fue desarrollada a partir de datos de flujo obtenidos en las tuberías de acrílico de 1 y 1 1/2 pulgadas y de 90 pies de

largo, las cuales se podían inclinar en cualquier ángulo. La siguiente expresión se utiliza para calcular el gradiente de presión :

$$(\Delta P / \Delta L) = \frac{43.539 f_{tp} W_m^2}{\rho_{ns} d^5} + \frac{7.2557 \rho_m W_g}{\rho_{ns} P d^4 g} \quad (II.29)$$

$$E_k = \frac{7.2557 \rho_m V_m W_g}{\rho_{ns} P d^4 \rho_g} \quad (II.30)$$

El factor de fricción se calcula de la siguiente manera:

$$f_{tp} = f_n \exp(s) \quad (II.31)$$

$$s = \ln y / (-0.0523 + 3.182 \ln y - 0.8725(\ln y)^2 + 0.01853(\ln y)^4)$$

$$y = \lambda / H_L^2 \quad ; \text{ donde } y \text{ y } s \text{ son parámetros del factor de fricción}$$

El valor del factor de fricción f_n , se obtiene del diagrama de Moody para tuberías lisas, Beggs propone la siguiente ecuación para su obtención:

$$f_n = (2 \log (RE_{ns} / (4.5223 \log RE_{ns} - 3.8215)))^{-2} \quad (II.32)$$

donde:

$$RE_{ns} = 124 d V_m \rho_{ns} / \mu_{ns} \quad (II.33)$$

$$\mu_{ns} = \mu_L \lambda + \mu_g (1 - \lambda) \quad (I.33)$$

Las tuberías transparentes permiten determinar la existencia de tres patrones de flujo, de acuerdo con éstos Beggs creó un mapa de patrones de flujo . Figura 2.3 .

Las condiciones de dicho mapa de patrones de flujo son las siguientes:

| Patrón de flujo | Condiciones |
|-----------------|---|
| Segregado | $\lambda < 0.01$ y $N_{FR} < L_1$ ó $\lambda > 0.01$ y $N_{FR} < L_2$ |
| Transición | $\lambda \geq 0.01$ y $L_2 < N_{FR} \leq L_3$ |
| Intermitente | $0.01 \leq \lambda \leq 0.4$ y $L_3 < N_{FR} \leq L_1$ |
| Distribuido | $\lambda < 0.4$ y $N_{FR} \geq L_1$ |

en donde:

$$\lambda \text{ es el colgamiento sin resbalamiento} = \frac{q_L'}{q_L' + q_g'} \quad (\text{I.26})$$

$$N_{FR} = 12\,538 \frac{W_m^2}{\rho_{ns}^2 d^5} \quad (\text{II.34})$$

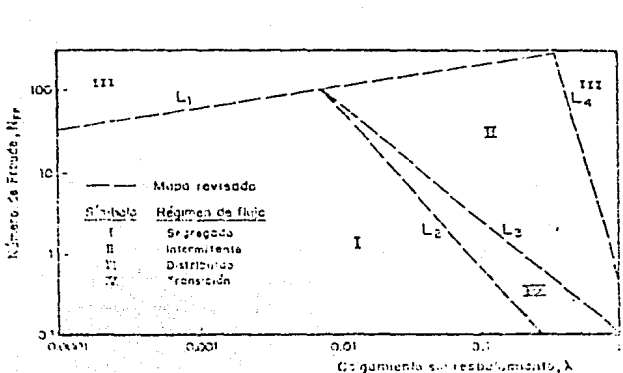
$$L_1 = 316 \lambda^{0.312} \quad (\text{II.35})$$

$$L_2 = 0.0009552 \lambda^{-2.4684} \quad (\text{II.36})$$

$$L_3 = 0.1 \lambda^{-1.4516} \quad (\text{II.37})$$

$$L_4 = 0.5 \lambda^{-6.738} \quad (\text{II.38})$$

FIGURA 2.3 Mapa de patrones de flujo de Beggs (9)



El procedimiento de cálculo para los puntos 5 en adelante es el siguiente:

5). Cálculo del Holdup con la ecuación I.25 y ρ_m con la ecuación:

$$\rho_m = \rho_L H_L + \rho_g (1 - H_L) \quad (I.54)$$

6). Cálculo de E_k con la ecuación I.30 en caso de considerar como despreciables las pérdidas de presión por aceleración $E_k = 0$.

7). Con las ecuaciones II.31 y II.32 determinar f_{tp} y f_n .

8). Obtener $(\Delta P/AL)$ aplicando la ecuación I.18 y con este el valor que corresponde a cada AL para una ΔP supuesta.

- FLUJO VERTICAL

Hay que recalcar la importancia que tiene el cálculo de caídas de presión en tuberías verticales, ya que la mayor parte de la presión disponible para transportar el fluido desde el yacimiento hasta los separadores se consume en dicha tubería.

- METODO DE POETMANN Y CARPENTER (27)

Poetmann y Carpenter publicaron en 1952 un procedimiento analítico para determinar las caídas de presión en tuberías verticales. Su ecuación se desarrolló en base a un balance de energía entre dos puntos dentro de una tubería, la ecuación es la siguiente :

$$\Delta P/AL = (1/144) \left[\rho_{ns} + \frac{f_{tp} (q_o M)^2}{2.979 \times 10^5 \rho_{ns} d^5} \right] \quad (II.39)$$

El factor de fricción fue determinado a partir de datos medidos de presiones de fondo en 49 pozos efluentes y del bombeo neumático ,

aplicando la ecuación II.39 .Esta ecuación es aplicable para gastos altos de flujo en un espacio anular. La ecuación para obtener el valor de f_{tp} es la siguiente :

$$f_{tp} = 5.415 \times 10^{-3} - 5.723 \times 10^{-11} a + \frac{1.848 \times 10^{-4} a^2}{3.5843 \times 10^{-6} a^3} \quad (\text{II.40})$$

$$a = d (10)^6 / q_o M \quad (\text{II.41})$$

Procedimiento de cálculo :

1). A partir de una P y una H dadas calcular :

$$P_2 = P_1 + AP \quad (\text{II.14}) \quad \bar{P} = P_1 + (AP/2) \quad (\text{II.13})$$

2). Calcular para las condiciones medias del intervalo P,T (ésta temperatura es generalmente estimada), los valores de Z, B_o , R_s y B_g .

3). Calculando ρ_{ns} a \bar{P} con la siguiente ecuación :

$$\rho_{ns} = \frac{350.5 (Y_{ro} + Y_w \text{WOR}) + 0.0764 R Y_g}{5.615 (B_o + B_w \text{WOR}) + (R - R_s) B_g} \quad (\text{II.42})$$

4). Determinar el valor de $d v_{ns}$ y obtener f_{tp} de la figura 2.4

5). Aplicando la ecuación II.19 cuantificar ΔH

6). Repetir el procedimiento hasta completar la profundidad total

del pozo.

donde:

M = Peso molecular lbm/lb-mol

γ_{ro} = Densidad relativa del aceite

γ_g = Densidad relativa del gas (aire =1)

WOR = Relación agua-aceite a condiciones estandar (bl_w / bl_o)

B = factor volumen pie³/pie³

Siguiendo el mismo enfoque que Poettmann y Carpenter, Fancher y Brown establecieron una correlación para determinar el factor de fricción en función de la relación gas líquido. Figura 2.4 y 2.5.

FIGURA 2.4 : Correlaciones de factor de fricción (16)

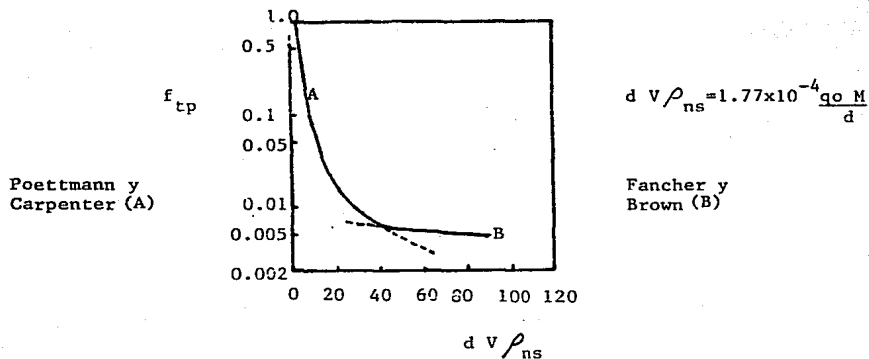
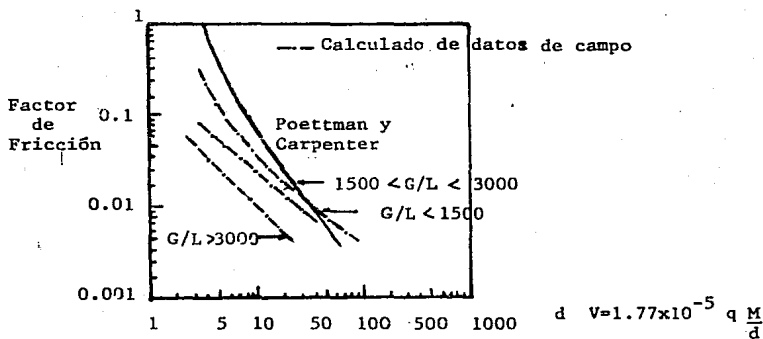


FIGURA 2.5 Correlación para el factor de fricción, Fancher y Brown (16)



- METODO DE BEGGS Y BRILL (10)

Debido a que éste método es el que ha tenido mayor desarrollo en tuberías inclinadas, se puede utilizar para calcular caídas de presión en tuberías verticales, horizontales e inclinadas. Las pruebas que realizaron Beggs y Brill se llevaron a cabo en las siguientes condiciones:

- 1). Gastos de gas de 0 a 300 pies³/día .
- 2). Gastos de líquido de 0 a 1030 bl/día .
- 3). Presiones del sistema de 35 a 95 psias .
- 4). Diámetros de 1 a 1.5 pulgadas.
- 5). Holdups de 0 a 0.87 .
- 6). Angulos de inclinación de -90° a 90°.

Aunque éste método fue desarrollado dentro de rangos muy limitados, se ha comprobado en trabajos posteriores (12) que permite predecir con gran exactitud las caídas de presión en tuberías con flujo simultáneo Aceite, Agua y Gas. La ecuación propuesta es la siguiente:

$$(\Delta P/\Delta H) = (1/144) \frac{(g/gc) \bar{\rho}_m \sin \theta + (f_{tp} \rho_{ns} v_m^2) / 5.362 d}{1 - (v_m v_{sg} \bar{\rho}_m / gc P)} \quad (II.43)$$

cuando H_L tiende a l la ecuación se reduce a fase líquida.

cuando H_L tiende a 0 la ecuación se reduce a fase gaseosa.

cuando $\theta = 0$, la ecuación se reduce a flujo horizontal.

cuando θ es igual a $\pm 90^\circ$ la ecuación se reduce a flujo vertical quedando de la siguiente forma:

$$(\Delta P/\Delta H) = (1/144) \frac{(g/gc) \bar{\rho}_m + (f_{tp} \rho_{ns} v_m^2) / 5.362 d}{1 - (v_m v_{sg} \bar{\rho}_m / gc P)} \quad (II.44)$$

En la siguiente ecuación se identifican los gradientes por densidad y fricción así como el término de aceleración :

$$(\Delta P/\Delta H) = ((\Delta P/\Delta H)_e + (\Delta P/\Delta H)_f) / (1 - E_k) \quad (II.45)$$

- Procedimiento de cálculo:

Los pasos 1, 2 y 3 se llevan a cabo de la misma manera que para el método anterior.

4). Calcular V_{sg}, V_{sL}, V_m , con las ecuaciones I.29, I.30 y I.41 .

5). Se obtiene el valor del Holdup con la ecuación I.25 .

6). Se calcula la $\bar{\rho}_m$ con la ecuación I.54 y ρ_{ns} con la ecuación I.37 .

7). Determinar el valor de μ_{ns} y RE_{ns} con las ecuaciones I.33 y II.33 respectivamente.

8). Calcular f_n con la ecuación II.32 y f_{tp} con II.31 .

9). Obtener el término E_k con la ecuación II.30.

10). Calcular el gradiente de presión total con la ecuación II.44 y el valor de ΔH .

11). Se repite el procedimiento hasta completar la profundidad total del pozo .

Para calcular las caídas de presión por las tuberías se debe seleccionar el método que permita reproducir con mayor aproximación los valores medidos en campo .

III.- METODO DE CALCULO

A continuación se darán a conocer las dos formas de cálculo de flujo en tres fases que se utilizarán en el presente trabajo.

a).- METODO DE FLUJO "3P". (20,21)

Este método está basado en las correlaciones de Beggs y Brill, y nos predice el comportamiento de un fluido consistente de aceite, agua y gas en un elemento de tubería, este elemento de tubería puede ser una línea troncal principal, una línea de alimentación o una línea de un pozo vertical. Conociendo las condiciones de entrada, el tamaño y largo del tubo, el perfil de elevación y las densidades de los fluidos, se puede determinar el perfil de presión de la línea, la velocidad de mezcla del fluido y los tipos de flujo que se tienen en la línea.

Hay que aclarar que las propiedades del fluido dependen y son función de la presión y la temperatura, esto hace imposible predecir aproximadamente la caída de presión en la línea, si sólo se cuenta con condiciones de entrada y salida, ya que la presión y la temperatura (sí es que existe transferencia o generación de calor), cambian continuamente como el fluido a lo largo de la línea y por tanto las propiedades deberán ser evaluadas continuamente o por lo menos en algunos puntos de la línea.

-CONSIDERACIONES.

A continuación se dan los rangos en los que "3P" trabaja eficientemente:

| VARIABLE | RANGO |
|--|---|
| Densidad del gas seco | $0.56 < G < 1.259$ |
| Porcentaje molar disuelto | $0 \leq \%CO_2 + \%H_2S \leq 80$ |
| | $0 \leq \%N_2 + \%CO_2 + \%H_2S \leq 100$ |
| Contenido de sal en el agua | $0 < NaCl < 25$ |
| Temperatura | $70^\circ < T < 295^\circ F$ |
| Temperatura reducida | $1.05^\circ < TR < 3^\circ F$ |
| Temperatura en condiciones de separación | $76^\circ < Ts < 150^\circ F$ |
| Presión | $14.7 < P < 4,542$ psias |
| Presión reducida | $0 < PR < 30$ |
| Presión en condiciones de separación | $30 < Ps < 535$ psias. |

Las ecuaciones empleadas por el método se listan a continuación, las variables utilizadas serán descritas posteriormente al procedimiento de cálculo:

$$T1 = T + 460 \quad (III.1)$$

cálculo del número de incrementos:

$$X = L/N \quad (III.2)$$

cálculo del área de sección transversal:

$$AX = 3.1416 D^2 / 576 \quad (III.3)$$

cálculo de la presión promedio :

$$P = P1 - (DP/2) \quad (III.4)$$

cálculo de la relación de gas disuelto :

$$J1 = P1/18 \quad (III.5) \quad K1 = 10^{0.0125 AI} \quad (III.5')$$

$$L1 = 10^{0.00091 T1} \quad (III.5'')$$

$$RS = G ((J1 K1/L1))^{0.83} \quad (III.6)$$

cálculo de la densidad del gas disuelto:

$$GD = 0.25 + 0.02 AI + 10 RS (0.6874 - 3.586 AI) \quad (III.7)$$

cálculo de la velocidad de producción:

$$RP = QG/QO \quad (III.8)$$

cálculo de la densidad del gas libre, en aire seco:

$$GL = (RP G - RS GD) / (RP - RS) \quad (III.9)$$

cálculo del peso molecular del gas:

$$M = 28.966 GL \quad (III.10)$$

cálculo del factor volumen del aceite:

$$F = (RS (G/AI)^{0.5}) + 1.25 T1 \quad (III.11)$$

$$BO = 0.972 + 0.000147 (F)^{0.175} \quad (III.12)$$

cálculo de la densidad del aceite en agua

$$GA = 141.5 / (131.5 + AI) \quad (III.13)$$

cálculo de la densidad del aceite:

$$DO = (62.4 GA + 0.0136 GL RS) / BO \quad (III.14)$$

cálculo del factor volumen del agua:

$$BW = 1 + 1.2(10)^{-4}(T1 - 60) + 1(10)^{-6}(T1 - 60) - 3.33(10)^{-6} \quad (III.15)$$

cálculo de la relación aceite líquido:

$$FO = (QO BO) / (QO BO + QW BW) \quad (III.16)$$

cálculo de la relación agua-líquido:

$$FW = 1 - FO \quad (III.17)$$

cálculo de la densidad del agua:

$$DW = 62.4 / BW \quad (III.18)$$

cálculo de la densidad del líquido:

$$DL = DO FO + DW FW \quad (I.55)$$

cálculo de presión y temperatura pseudocríticas:

$$TC = 238 + 210 GL \quad (III.19) \quad PC = 740 + 100 G1 \quad (III.20)$$

$$TR = T1 / TC \quad (III.21) \quad PR = P / PC \quad (III.22)$$

cálculo de la densidad de gas libre:

$$DF = 2.7 P GL / (Z T1) \quad (III.23)$$

cálculo del factor volumen del gas :

$$BG = 0.0764 GL / DF \quad (III.24)$$

cálculo de la viscosidad del aceite:

$$A1 = 10.715 (RS + 100)^{-0.515} \quad (III.25)$$

$$B1 = 5.44 (RS + 150)^{-0.338} \quad (III.25 \sim)$$

$$Y1 = 10^Z \quad (III.25 \sim) \quad X1 = Y1 T1^{-1.163} \quad (III.26)$$

$$MM = 10^{X1} - 1 \quad (III.27) \quad MO = A1 MM^{B1} \quad (III.28)$$

cálculo de la viscosidad del agua:

$$A2 = -0.04518 + 0.009313 NC - 0.000393 NC^2 \quad (III.29)$$

$$B2 = 70.634 + 0.09576 NC^2 \quad (III.29 \sim)$$

$$MW = A2 + (B2 / T1) \quad (III.30)$$

cálculo de la viscosidad del líquido :

$$ML = MO FO + MW FW \quad (I.56)$$

cálculo de la densidad del gas libre:

$$B = 3.5 + (986/T1) + 0.01 M \quad (III.31)$$

$$C = 2.4 - 0.2 B \quad (III.32) \quad DG = DF / 62.4 \quad (III.33)$$

cálculo de la viscosidad del gas libre:

$$A = (9.4 + 0.02 M T1^{1.5}) / ((209 + 19 M + T1)10^4) \quad (III.34)$$

$$MG = A \exp (B (DG)^C) \quad (III.35)$$

cálculo de la tensión superficial del aceite:

$$TA = (42.4 - 0.047 T - 0.0267 A1) (\exp(0.0007 P)) \quad (III.36)$$

cálculo de la tensión superficial del agua a 74 y 280°F:

$$W1 = 76 \exp (B (DG)^C) \quad (III.37)$$

$$W2 = 52.5 - 0.006 P \quad (III.38)$$

cálculo de la tensión superficial del agua-gas:

$$TW = ((280 - T)/206) (W1 - W2) + W2 \quad (III.39)$$

cálculo de la tensión superficial líquido-gas:

$$TL = TA FO + TW FW \quad (III.40)$$

cálculo del flujo de agua en la línea:

$$WQ = 6.498 (10)^{-5} BW QW \quad (III.41)$$

cálculo del flujo de aceite en la línea:

$$OQ = 6.498 (10)^{-5} BO QO \quad (III.42)$$

cálculo del flujo de líquido en la línea:

$$LQ = WO + OQ \quad (III.43)$$

cálculo del flujo del gas en la línea:

$$GQ = 1.157 (10)^{-5} BG QG \quad (III.44)$$

cálculo de la velocidad superficial del líquido y gas:

$$SL = LQ / AX \quad (I.29) \quad SG = GQ / AX \quad (I.30)$$

cálculo de la velocidad de mezcla del fluido:

$$VM = SL + SG \quad (I.41)$$

cálculo del Holdup (sin resbalamiento):

$$LL = SL / VM \quad (I.28)$$

cálculo del número de Froude:

$$NF = 0.373 VM^2 / D \quad (III.45)$$

cálculo del Holdup Horizontal del líquido:

$$L1 = 316 LL^D (0.302) \quad (III.46) \quad L2 = 0.0009252 LL^{-2.4684} \quad (II.36)$$

$$L3 = 0.1 LL^{-1.4516} \quad (II.37) \quad L4 = 0.5 LL^{-6.738} \quad (II.38)$$

$$HO = AA LL^{BB} NF^{-CC} \quad (III.47)$$

donde:

| A | B | C | |
|-------|--------|--------|--------------|
| 1.065 | 0.5824 | 0.0609 | Distribuido |
| 0.845 | 0.5351 | 0.0173 | Intermitente |
| 0.98 | 0.4846 | 0.0868 | Segregado |

cálculo del número de velocidad:

$$N1 = 1.94 SL (DL / TL)^{0.25} \quad (III.48)$$

cálculo del coeficiente constante del Holdup:

$$CT = (1-LL) \ln (DD LL^{EP} NL^{FP} NF^{GP}) \quad (III.49)$$

cálculo del factor de corrección:

$$OP = 1 + CT ((\sin(1.8 FI)) - ((1/3)\sin^3(1.8 FI))) \quad (III.50)$$

cálculo del Holdup del líquido:

$$HL = HO OP \quad (III.51)$$

cálculo del holdup (ascendente y descendente):

$$HU = 0.918 HO OP \quad (III.52) \quad HD = 0.541 HO OP \quad (III.53)$$

cálculo de factores de interpolación:

$$A3 = (L3 - NF)/(L3 - L2) \quad (III.54) \quad B3 = 1-A3 \quad (III.55)$$

cálculo de los holdup's (segregado e intermitente) :

$$HS = 0.98 LL^{0.4846} NF^{-0.0868} \quad (III.56)$$

$$HI = 0.845 LL^{0.5351} NF^{-0.0173} \quad (III.57)$$

cálculo del Holdup de Transición:

$$HT = A3 + HS + B3 HI \quad (III.58)$$

cálculo de la sumatoria de los Holdup's Líquidos:

$$SH = HL \quad (III.59)$$

cálculo del Holdup del gas:

$$HG = 1 - SH \quad (III.60)$$

cálculo de la sumatoria de los Holdup's

$$TH = 940.4 SH AX X \quad (III.61)$$

cálculo del Holdup del gas sin resbalamiento:

$$LG = 1 - LL \quad (III.62)$$

cálculo de la densidad del fluido sin resbalamiento:

$$DN = DL LL + DF LG \quad (I.37)$$

cálculo de la viscosidad del fluido sin resbalamiento:

$$MN = ML LL + MG LG \quad (I.33)$$

cálculo del número de Reynolds:

$$RE = (124 DN VM D) / MN \quad (II.33)$$

cálculo del factor de fricción sin resbalamiento:

$$FA = (2 \log (RE / (4.5223 \log RE - 3.8215)))^{-2} \quad (I.36)$$

cálculo del factor de fricción multifásico:

$$Y = \ln (LL/HL^2) \quad (III.63) \quad S = \ln (2.2 EP^Y - 1.2) \quad (III.64)$$

$$\delta S = Y / (0.01853 Y^4 - 0.8725 Y^2 + 3.18 Y - 0.0523) \quad (III.64')$$

$$FM = FA EP^S \quad (III.65)$$

donde:

| DP | EP | FP | GP | |
|-------|--------|---------|--------|--------------|
| 1 | 0 | 0 | 0 | Distribuido |
| 2.96 | 0.305 | -0.4473 | 0.0978 | Intermitente |
| 0.011 | -3.768 | 3.539 | -1.614 | Segregado |

cálculo del gradiente de presión:

$$PG = 0.1863 FM DN VM^2/D \quad (III.66)$$

cálculo de la densidad del fluido con resbalamiento:

$$DS = DL SH + DG HG \quad (I.54)$$

cálculo del parámetro de aceleración:

$$EK = DS VM SG / (4636.8 P) \quad (III.67)$$

cálculo del gradiente de presión por elevación:

$$GE = DS \text{ sen } FI \quad (III.68)$$

cálculo del gradiente de presión Total:

$$GT = 36.667 ((PG + GE) / (1 - EK)) \quad (III.69)$$

cálculo de la caída de presión nueva:

$$PN = GT AX \quad (III.70)$$

$$PS = P1 - PN \quad (II.14)$$

- PROCEDIMIENTO DE CALCULO .

- 1). La línea es dividida en un número específico de incrementos (diferenciales).
- 2). La no transferencia ó generación de calor permite que la temperatura del fluido sea constante en la diferencial del tramo de tubería.
- 3). Los cálculos proceden sólo en la dirección del flujo.
- 4). La presión de entrada en el primer incremento es conocida y se hace una suposición inicial de caída de presión.
- 5). Un promedio de presión es calculado, basandonos en la presión de entrada y la caída de presión supuesta.
- 6). Todas las propiedades del fluido son calculadas con la presión promedio.
- 7). Los cálculos de caída de presión y Holdup son realizados.
- 8). La caída de presión es calculada es comparada con la supuesta.
- 9). Si la caída de presión calculada no es cercana a la supuesta, la caída de presión calculada será tomada como la nueva caída de presión supuesta y repetira el cálculo desde el paso 3 .
- 10). Si la comparación es favorable se imprimen los resultados.
- 11). Se inicia el cálculo de un nuevo incremento de tubería.
- 12). Si el nuevo incremento ésta más allá del final de la línea, el proceso de cálculo es repetido (paso 3 a paso 7).

El modelo anterior genera valores de presión, velocidad del fluido, y perfil de Holdup. Los régimenes de flujo para cada incremento son - también reportados, estos se muestran en la figura 3.1 (se anexa).

Como ya se dijo este modelo está basado en las correlaciones de Beggs y Brill, ya que son las más versátiles de los métodos conocidos.

Este modelo puede aplicarse a sistemas de pozos verticales, pozos direccionales, pozos horizontales, a tuberías inclinadas y a plataformas Marinas.

A continuación se definen las variables en forma secuencial:

| VARIABLE | DESCRIPCION | UNIDADES |
|----------|-----------------------------|---------------------|
| T | Temp. cte. del fluido | °F |
| QO | Vel. de entrada del aceite | bl/día |
| QC | Vel. de entrada del gas | pie/día |
| QW | Vel. de entrada del agua | bl/día |
| D | Diámetro interno | pulgadas |
| L | Long. total de tubería | millas |
| N | No. de incrementos | |
| FI | Angulo de inclinación | grados |
| AI | Gravedad del aceite | grados |
| G | Densidad del gas seco | lb/pie ³ |
| N2 | % molal de N ₂ | porciento |
| CO | % molal de CO ₂ | porciento |
| HS | % molal de H ₂ S | porciento |
| NC | % molal de NaCl | porciento |
| PI | Presión de entrada | Psia |
| DP | Caída de presión supuesta. | Psia |
| TI | Temp. en grados Rankin | °R |

| VARIABLE | DESCRIPCION | UNIDADES |
|-------------|--|------------------------------------|
| X | No. de incrementos de longitud | millas |
| AX | Area de sección transversal | pie ² |
| P | Promedio de presión | psia |
| J1, K1 y L1 | Parámetros | |
| RS | Relación de gas disuelto en aceite | pie ³ /bl |
| GD | Densidad del gas disuelto en aire seco | |
| RP | Velocidad de producción gas-aceite | pie ³ /bl |
| GL | Densidad del gas libre, en aire seco | lb/pie ³ |
| M | Peso molecular del gas libre | lb/lb-mol |
| GA | Densidad del aceite en agua pura | lb/pie ³ |
| F | Parámetro | |
| BO | Factor volumen del aceite | pie ³ /pie ³ |
| DO | Densidad del aceite | lb/pie ³ |
| BW | Factor volumen del agua | pie ³ /pie ³ |
| FO | Relación aceite-líquido | |
| FW | Relación agua- líquido | |
| DW | Densidad del agua | lb/pie ³ |
| DL | Densidad del líquido | lb/pie ³ |
| TC | Temp. pseudocrítica | °R |
| PC | Presión pseudocrítica | psia |
| TR | Temp. pseudoreducida | °R |
| PR | Presión pseudoreducida | psia |
| Z | Factor de compresibilidad. | |
| DF | Densidad del gas libre | lb/pie ³ |
| BG | Factor volumen del gas | pie ³ /pie ³ |

A1, B1, Y1, X1 y MM Parámetros

| VARIABLE | DESCRIPCION | UNIDADES |
|------------------------|-------------------------------------|------------------------|
| MO | Viscosidad del aceite | Centipoise |
| A2,B2 | Parámetros | |
| MW | Viscosidad del agua | Cp. |
| ML | Viscosidad del líquido | CP. |
| B,C | Parámetros | |
| DG | Densidad del gas libre | lb/pie ³ |
| A | Parámetro | |
| MG | Viscosidad del gas libre | Cp. |
| TA | Tensión superficial del aceite | Dina/cm |
| W1,W2 | Tensión sup. del agua a 74 y 280°F | Dina/cm |
| TW | Tensión superficial del agua-gas | Dina/cm |
| TL | Tensión superficial del líquido-gas | Dina/cm |
| WQ | Flujo de agua en la línea | pie ³ /seg. |
| OQ | Flujo de aceite en la línea | pie ³ /seg |
| LQ | Flujo de líquido en línea | pie ³ /seg |
| GQ | Flujo de gas en la línea | pie ³ /seg |
| SL | Velocidad superficial del líquido | pie/seg |
| SG | Velocidad superficial del gas | pie/seg |
| VM | Velocidad de la mezcla(fluido) | pie/seg |
| LL | Holdup sin resbalamiento | |
| NF | Número de Froude | |
| L1,L2,L3 y L4 | Parámetros | |
| AA,BB,CC,DD,EP,FP y GP | Parámetros | |
| HO | Holdup horizontal del líquido | |
| NL | Número de velocidad | |
| CT | Coefficiente constante del Holdup | |

| VARIABLE | DESCRIPCION | UNIDADES |
|----------|---|---------------------|
| OP | Factor de corrección | |
| HL | Holdup del líquido | |
| HU | Holdup del líquido ascendente | |
| HD | Holdup del líquido descendente | |
| A3,B3 | Factores de interpolación en transición | |
| HS,HI | Holdup segregado e intermitente | |
| HT | Holdup de transición | |
| SH | Sumatoria de los Holdup's líquidos | |
| HG | Holdup del gas | |
| TH | Sumatoria de los Holdup's líquidos | |
| LG | Holdup del gas sin resbalamiento | |
| DN | Densidad del fluido sin resbalamiento | lb/pie ³ |
| MN | Viscosidad del fluido sin resbalamiento | Cp. |
| RE | Número de Reynolds | |
| FA | Factor de fricción sin resbalamiento | |
| Y,S | Parametros de fricción | |
| FM | Factor de fricción multifásico | |
| PG | Gradiente de presión | psia/pie |
| DS | Densidad del fluido con resbalamiento | lb/pie ³ |
| EK | Parámetro de aceleración | |
| GE | Gradiente de presión por elevación | psia/pie |
| GT | Gradiente de presión total | psia/milla |
| PN | Nueva caída de presión | psia |
| P2 | Presión de salida | psia |

- LIMITACIONES (21).

Los autores del método "3P" encontraron que con este método se pueden predecir valores de caídas de presión y Holdup con un 25% de error.

Si se utiliza el método "3P" para sistemas de flujo vertical, se especifica que los factores de corrección de Palmer no son aplicados figura 3.2 .

Los patrones de flujo no son realmente predecidos, si no que son utilizados meramente como mecanismos para determinar que ecuaciones deberán ser utilizadas.

Este método "3P" puede correrse en una calculadora "HP-41C" , hay que aclarar que se requiere de un modulo (Petroleum Fluids Application) , para llevarse a cabo. El diagrama de flujo (figura 3.3) y el programa se presentan a continuación, para nuestro caso se utilizará un programa en lenguaje Basic (anexo) .

FIGURA 3.1 Regímenes de flujo reportados (21).

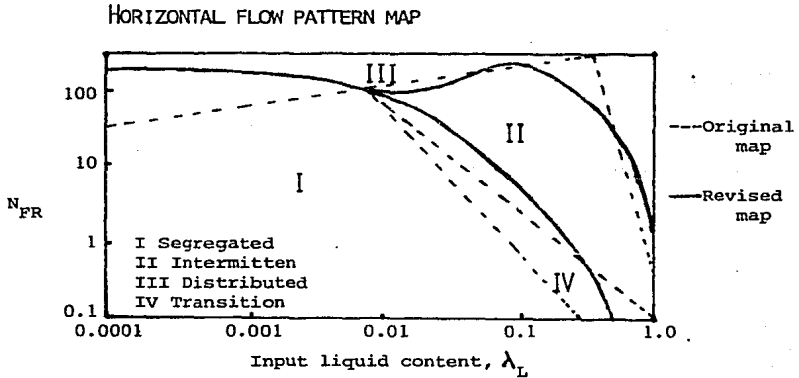


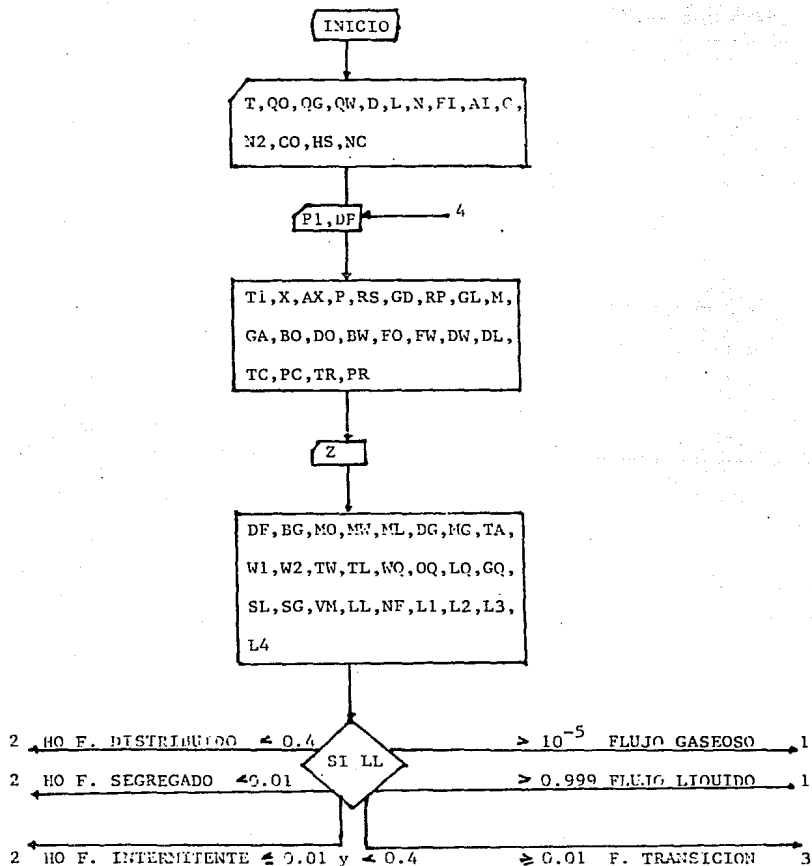
FIGURA 3.2 Tabla de instrucciones (21).

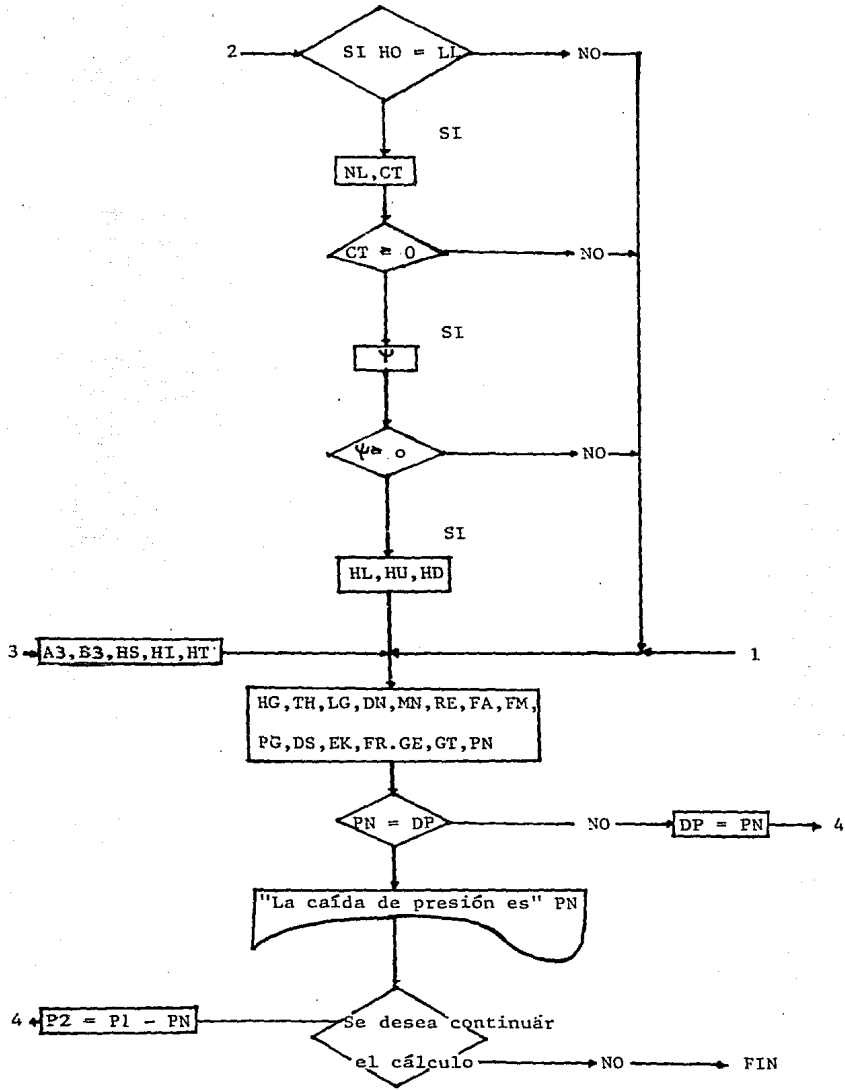
GENERAL USER INSTRUCTIONS

| Step | Instructions | Input | Units | Display |
|------|-------------------------------|----------|-------|--|
| 1 | Initialize program | | | 3 Phase Program Pin = ? |
| 2 | Enter inlet pressure | P1 | psia | T = ? |
| 3 | Enter flowing temperature | T | °F | QOs = ? |
| 4 | Enter oil flow rate | qo | STBPD | QGS = ? |
| 5 | Enter gas flow rate | qg | SCFPD | QWS = ? |
| 6 | Enter water flow rate | qw | STBPD | d = ? |
| 7 | Enter pipe I.D. | d | INCH | L = ? |
| 8 | Enter line length | L | MI | N = ? |
| 9 | Enter no. of increments | N | | angle = ? |
| 10 | Enter inclination angle | δ | DEG | PALMER ? Y/N |
| 11 | Palmer correction, yes or no | Y or N | | API = ? |
| 12 | Enter oil gravity | API | °API | G = ? |
| 13 | Enter gas gravity | G | | TG = ? |
| 14 | Enter separator temperature | Tg | °F | PG = ? |
| 15 | Enter separator pressure | Pg | psia | ZN2 = ? |
| 16 | Enter nitrogen in gas | ZN2 | % | ZCO2 = ? |
| 17 | Enter carbon dioxide in gas | ZCO2 | % | ZH2S = ? |
| 18 | Enter hydrogen sulfide in gas | ZH2s | % | H2O % NaCl = ? |
| 19 | Enter salt in liquid water | ZNaCl | % | T= nnnn.nn X= nn; P= nnnn.n VM= nn.n ; HL =nnn |

FIGURA : 3.3

DIAGRAMA DE FLUJO





- ANEXO .

- Programa "3P1" :

El programa "3P1",esta elaborado en lenguaje Basic,se creo debido a que no se disponia del modulo (Petroleum Fluids Application),para correrlo en una "HP-41C". El modulo contiene los cálculos de las propiedades BO,RS,BW,TC,PC y Z .

En el programa "3P1",todas las variables que emplea el método "3P",están escritas en minúsculas,ya que fue necesario crear un archivo, al hacer esto las letras mayúsculas se convierten en minúsculas automáticamente.

Este programa "3P1" requiere del uso de una figura(3.4 , paso 410 del programa),para obtener el valor de Z .

El programa ("3P1") se corrió en una microcomputadora " Commodore 64-C ",esta posee una RAM de 64 Kbytes y una ROM de 20 Kbytes.

- PROGRAMA "3P1" .

```
10 rem 3P1
20 Print"dar el valor de t":input t
30 Print"dar el valor de qo":input qo
40 Print"dar el valor de q9":input q9
50 Print"dar el valor de qw":input qw
60 Print"dar el valor de d":input d
70 Print"dar el valor de l":input l
80 Print"dar el valor de n":input n
90 Print"dar el valor de f1":input f1
100 Print"dar el valor de aP1":input a1
110 Print"dar el valor de g":input g
120 Print"dar el valor de n2%":input n2
130 Print"dar el valor de %co2":input co
140 Print"dar el valor de %h2s":input hs
150 Print"dar el valor de %nacl":input nc
160 Print"dar el valor de P1":input P1
170 Print"dar el valor de dP":input dP
171 dP=Pn
180 t1=t+460
190 x=1/n
200 ax=(3.1416*(d12))/576
210 P=P1-(dP/2)
215 j1=P1/18
217 k1=(1010.0125)*a1
219 l1=(10↑(0.00091*tt))
220 rs=g*(j1*k1/l1)↑(1/0.83)
230 sd=0.25+0.02*a1+(0.6874-3.586*a1)*(10↑-6)*rs
235 if qo=0 goto 242
240 rP=q9/qo
242 rP=0
245 g1=(rP*9-rs*9d)/(rP-rs)
250 m=28.966*g1
260 ga=141.5/(131.5+a1)
270 f=(rs*((9/ai)↑0.5))+1.25*tt
280 bo=0.972+(0.000147*(f↑1.175))
290 do=(62.4*ga+0.0136*9d*rs)/bo
300 bw=1+1.2*(10↑-4)*(t1-60)+1*(10↑-6)*(t1-60)-3.33*(10↑-6)*P1
305 if qo=0 and qw=0 goto 315
310 fo=(qo*bo)/(qo*bo+qw*bw)
315 fo=0
320 fw=1-fo
330 dw=62.4/bw
340 dl=do*fo+dw*fw
350 tc=238+210*g1
360 Pc=740-100*g1
370 tr=t1/tc
380 Pr=P/Pc
390 Print"Pr=";Pr
400 Print"tr=";tr
410 Print"con tr y Pr determinar z de la fig. 3.4"
420 Print"introducir el valor de z":input z
430 df=2.7*P*91/(z*tt)
440 bg=0.076*91/df
450 a1=10.715*(rs+100)↑-0.515)
460 b1=5.44*((rs+150)↑-0.338)
```

```

470 y1=10*tz
480 x1=y1*(t1↑-1.163)
490 mm=(10*tz)-1
500 mo=a1*(mm↑b1)
510 a2=-0.04518+0.003313*nc-0.000393*(nc↑2)
520 b2=70.634+0.03576*(nc↑2)
530 mw=a2+(b2/t1)
540 ml=mo*fo+mw*fw
550 b=3.5+(986/t1)+0.01*mm
560 c=2.4-0.2*b
570 d9=df/62.4
580 a=((9.40+0.02*mm)*(t1↑1.5))/((209+(19*mm)+t1)*(10↑4))
590 m9=a*exp(b*(d9*tc))
600 ta=(42.4-0.047*t)-(0.267*a1)*exp(-0.0007*pp)
610 w1=76*exp(-0.00025*pp)
620 w2=52.5-0.006*pp
630 tw=((200-t)/206)*(w1-w2)+w2
640 tl=ta*fo+tw*fw
650 w9=6.498*(10↑-5)*bw*qw
660 o9=6.498*(10↑-5)*bo*qo
665 Print"o9=";o9
670 l9=w9+o9
680 q9=1.157*(10↑-5)*b9*q9
690 sl=l9/ax
700 s9=q9/ax
710 vm=sl+s9
715 Print"vm=";vm
720 ll=sl/vm
725 Print"ll=";ll
730 nf=0.373*(vm↑2)/d
735 Print"nf=";nf
740 ll=316*(ll↑d)*0.302
745 Print"ll=";ll
750 l2=0.0009252*(ll↑-2.4684)
755 Print"l2=";l2
760 l3=0.1*(ll↑-1.4516)
765 Print"l3=";l3
770 l4=0.5*(ll↑-6.738)
775 Print"l4=";l4
780 ifll>0.99999 goto 920
790 ifll<(10↑-5) goto 930
805 ifll>=0.4 and nf>14 goto 940
840 ifll>=0.04 goto 860
850 goto 870
865 ifnf>13 and nf<=14 goto 950
870 ifll<0.01 and nf<14 goto 960
880 ifll>=0.01 and nf<12 goto 960
890 ifll>=0.01 goto 910
900 goto 915
910 ifnf>=12 and nf<=13 goto 970
915 if ll<0.4 and nf>=11 goto 940
920 Print"se tiene fase sencilla flujo liquido";goto 1220
930 Print"se tiene fase sencilla flujo gaseoso";goto 1220
940 Print"se tiene flujo trifasico distribuido"
945 aa=1.065;bb=0.5824;cc=0.0609;dd=1;ep=0;fp=0;gp=0;goto 930

```

```

950 Print"se tiene flujo trifasico intermitente"
955 aa=0.045:bb=0.5351:cc=0.0173:dd=2.96:ee=0.305:ff=0.4473:gp=0.0378:goto
960
960 Print"se tiene flujo trifasico senoescado"
965 aa=0.90:bb=0.4343:cc=0.0868:dd=0.011:ee=-3.768:ff=3.539:gp=-1.614:goto
970
970 Print"se tiene flujo trifasico en transicion":eP=-4.1372
975 goto 1120
980 ho=aa*(111bb)*c*(f-ho)
985 Print"ho=";ho
990 if ho=11 goto 1010
1000 goto 1130
1010 nl=1.345*1*(d1/t1)*t.25)
1020 ct=(1-11)*log(dd*(11/ee)*(nl/ff)*(nf/9P))
1030 if ct=0 goto 1050
1040 goto 1130
1050 op=1+c*(sin(1.8*fi)-(1/3)*(sin(1.8*fi)*T3)
1060 if op=0 goto 1080
1070 goto 1130
1080 hl=ho*op
1090 hu=0.313*ho*op
1100 hd=0.541*ho*op
1110 goto 1134
1120 a3=(13-nf)/(13-12)
1130 b3=a3
1140 hs=0.38*(1110.4846)*c*(f-0.0868)
1145 Print"hs=";hs
1150 hl=0.845*(1110.5351)*c*(f-0.0173)
1160 ht=a3*hs+b3*hl
1170 sh=hc
1175 Print"sh de transicion=";sh
1180 goto 1200
1190 sh=ho
1191 Print"sh sin correccion=";sh
1192 goto 1200
1194 sh=ho+hl+hu+hd
1195 Print"sh de Palmer=";sh
1200 h9=1-sh
1205 Print"hg=";hg
1210 th=940.4*sh*ax*x
1215 Print"th=";th
1220 l9=1-11
1230 dn=d1*11+df*19
1240 mn=ml*11+mg*19
1250 re=124*dn*vm/d/mn
1250 rl=log(re)/log(10)
1255 ar=(4.5229*rl)-3.8215
1260 fa=(2*(log(re/ar))/log(10))*t-2
1265 if th=0 goto 1272
1270 s=log(11/(th*2))
1271 goto 1276
1272 s=0
1276 if eP<0 goto 1273
1277 goto 1280
1278 eP=abs(eP)

```

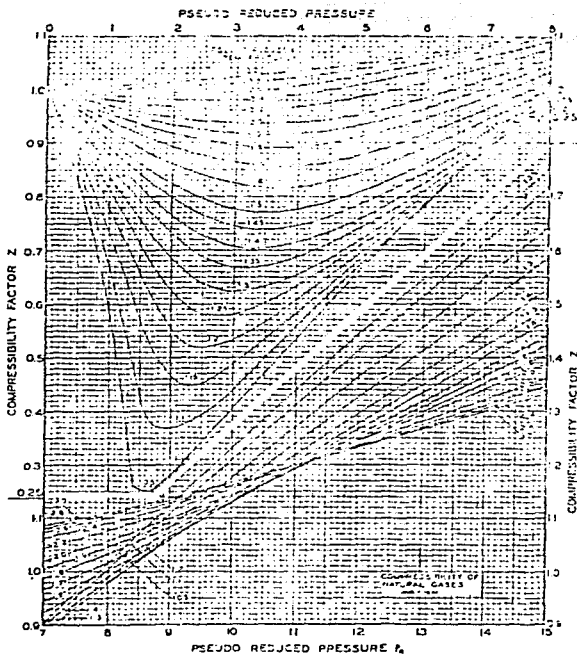
```

1380 clear iv
1390 if c11 and c11.4 goto 1398
1392 goto 1394
1394 goto 1398
1398 s=0/CP.01851*9.14+0.8725*9.12+0.182*9-0.05233
1399 Print "s=";s
1400 Pn=s*1000
1402 P8=0.1822*Pn/0.001*(vmt2)/v
1403 Print "Gradiente de r=";P8
1404 d=0.1822*Pn/0.001
1406 d=0.1822*Pn/0.001
1407 Print "d=";d
1408 fr=f/57.30
1409 ee=ds*10000
1410 Print "Gradiente de elev=";ee
1412 gt=00.687*(P8/ee)/(1-ek)
1413 Print "dP total=";gt
1414 Pn=gt*P
1415 Print "dP new=";Pn
1416 P2=P1-Pn
1417 if Pn<=(dP-.5) and Pn>=(dP+.5) goto 1420
1418 goto 171
1420 Print "la sumatoria de los hls =" ;lvh
1421 Print "la velocidad de mezcla =" ;lvw
1422 Print "la caída de Presion total =" ;lPn
1423 Print "la P de salida sera Ps =" ;lP2
1424 end

```


FIGURA : 3.4

El factor de compresibilidad es una función de la Temperatura y Presión Pseudo-reducidas.



b). - METODO DE FLUJO HORIZONTAL EN TRES FASES. (30).

Este método se basa en el método de Martinelli-Nelson y calcula la caída de presión en sistemas de gas-aceite y agua, el método considera que en estos sistemas existe formación de una Emulsión, dando como resultado un incremento en la viscosidad.

La diferencia que tiene este método con el de Martinelli es que hace las siguientes consideraciones.

1). Cuando se tiene un contenido de agua menor al 10% ó mayor al 90%, el fluido se considera como un flujo en dos fases.

2). Cuando se tiene un contenido de agua en el flujo que va del 70% al 90% , el flujo se considera como un flujo en tres fases, ya que la caída de presión será más alta que si se tiene un fluido en dos fases. Este tipo de flujo en tres fases se da en líneas de flujo de los campos petroleros.

3). La consideración más importante que hace éste método es que el aceite y el agua son considerados como una sola fase y el gas como otra.

La viscosidad para la fase líquida se calcula de la siguiente manera:

$$\mu_L = (V_o \mu_o + V_w \mu_w) / (V_o + V_w) \quad (\text{III.71})$$

donde: μ_L = Viscosidad del líquido lb/pie-seg

μ_o = Viscosidad del aceite lb/pie-seg

V_o = Volumen de aceite pie³

V_w = Volumen del agua pie³

- PROCEDIMIENTO DE CALCULO.

1). Se calcula la caída de presión para cada una de las fases a través de la línea:

$$\Delta P_L = \Delta P_{líq.} = 3.36 \times 10^{-6} f L W_L / d^5 \rho_L \quad (\text{III.72})$$

$$\Delta P_g = \Delta P_{gas} = 3.36 \times 10^{-6} f L W_g / d^5 \rho_g \quad (\text{III.73})$$

el factor de fricción se obtiene del diagrama de Moody con el número de Reynolds, éste se calcula de la siguiente manera :

$$RE = \rho V d / \mu. \quad (\text{III.74})$$

ya sea para gas ó líquido, donde :

$\Delta P_{líq.}$ = Caída de presión de la fase líquida psia/pie

ΔP_{gas} = Caída de presión para la fase gaseosa psia/pie

f = Factor de fricción Fanning

W = Flujo de gas ó líquido lb/hr

d = Diámetro pies

L = Longitud del tramo de tubo pies

ρ = Densidad de gas ó líquido lb/pie³

V = Velocidad de flujo pie/seg

2). Determinar el parámetro X :

$$X = (\Delta P_L / \Delta P_g)^{0.5}$$

3). Determinar el parámetro θ de Martinelli de la figura 3.5 .

4). Calcular la caída de presión total de la siguiente manera :

$$\Delta P_{tp} = \theta \Delta P_L \quad \text{ó} \quad \Delta P_{tp} = \theta \Delta P_g \quad (\text{III.75})$$

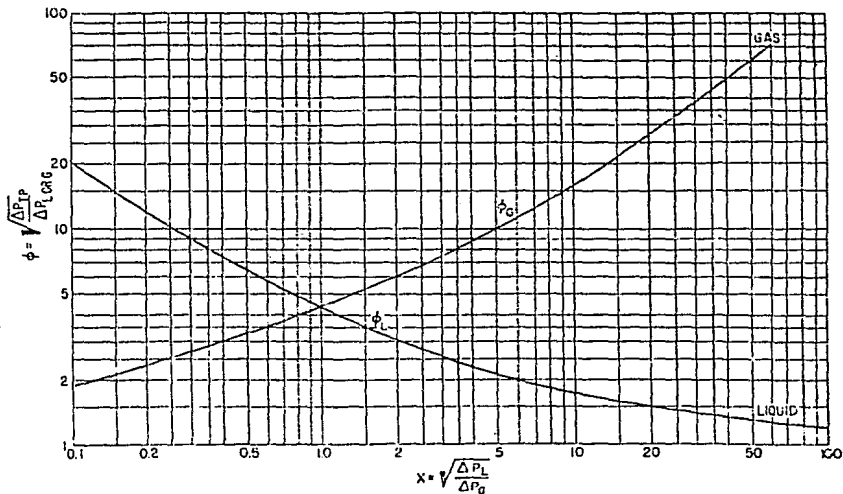
para éste cálculo se toma en cuenta la caída de presión más alta, ya sea fase gaseosa ó líquida .

- LIMITACIONES:

Este método sólo se utiliza para realizar cálculos aproximados, los cuales sólo nos darán una idea del flujo manejado.

Este método sólo puede aplicarse para sistemas horizontales. Los únicos patrones de flujo que predice son Laminar y Turbulento.

FIGURA : 3.5 Determinación del Parámetro θ del Lockart Martinelli para flujo en dos fases. (28)



c). COMENTARIOS.

Es necesario aclarar que el método de análisis "3P", es un método más fundamentado que el de Flujo horizontal en tres fases ya que toma en cuenta las ecuaciones para los diferentes estados de transición del fluido en el sistema, representando de una manera más lógica lo que sucede a nivel del fluido. A pesar de estas ventajas el método no es muy conocido.

El método de Flujo horizontal en tres fases se encuentra muy limitado en comparación con el "3P" y sólo debe ser utilizado para realizar cálculos aproximados.

d).- TABLA COMPARATIVA DE FLUJO EN DOS Y TRES FASES.

En la siguiente tabla se hizo una comparación de las principales ecuaciones empleadas de flujo en dos y tres fases. Las propiedades tales como densidades (I.37), viscosidades (I.33), Holdup con y sin resbalamiento (I.25, I.28) etc. se calculan de manera similar, debido a esto no se incluyeron en la tabla. La única variación que existe entre el cálculo de las propiedades es que en el método "3P" éstas son calculadas en base a factores de volumen y relaciones de gas disuelto (densidad III.25 y viscosidad III.30).

Las propiedades (densidad y viscosidad), de los fluidos líquidos (agua-aceite), en el método de "3P" son consideradas como un sólo fluido y son calculadas como un promedio en función de su relación volumen - (I.55, I.56 respectivamente).

Como se observa en la tabla todas las ecuaciones tienen ciertas similitudes (gradientes de presión, parámetros de aceleración, para los métodos de Duckler y Orkiszewski), inclusive algunas de las ecuaciones utilizadas son las mismas (cálculo de RE y factor de fricción, método de Duckler, Beggs y Brill y "3P").

La diferencia principal del método "3P" con respecto a los otros es que éste calcula para los flujos (aceite-agua) propiedades promedio. además hace una sumatoria de los Holdup's que se presentan en el sistema a calcular.

METODO DE DUCKLER (f. horizontal en dos fases)

Número de Reynolds :

$$RE_{tp} = \left(\frac{\rho_L \lambda^2}{H_L} + \frac{\rho_g (1-\lambda)^2}{(1-H_L)} \right) \frac{d v_{ns}}{\mu_{ns}}$$

Factor de Fricción :

$$f_o = (2 \log RE_{tp} / (4.5223 \log RE_{tp} - 3.815))^{-2}$$

Gradiente de Presión :

$$f_{tp} G_t^2 / 2 gc d$$

Parámetro de Aceleración :

$$\beta G_t^2 / 2 gc$$

Gradiente de Presión por Elevación :

gradiente de Presión Total :

$$(\Delta P/\Delta L) = f_{tp} \beta G_t^2 / 2 gc \rho_{ns} d$$

METODO DE ORKISZEWSKI (f. vertical en dos fases)

Número de Reynolds :

$$RE_{ns} = \frac{1488 \rho_g d v_{sg}}{\mu_g}$$

Factor de Fricción :

$$f^{-0.5} = -2 \log ((\epsilon/3.7 d) + (2.51/RE_{ns} f^{-0.5}))$$

Gradiente de Presión :

$$\tau_f = f \rho_g v_{sg} / 2 gc d$$

Parámetro de Aceleración :

$$AC_{ns} = G_t v_{sg} / gc P$$

Gradiente de Presión por Elevación :

$$\alpha \rho_g / gc$$

Gradiente de Presión Total :

$$(\Delta P/\Delta L) = (-\tau_f + \alpha \rho_g / gc) / (1 - AC_{ns})$$

METODO DE BEGGS Y BRILL (f. en tres fases)

Número de Reynolds :

$$RE_{ns} = 124 d \frac{V_m \rho_{ns}}{\mu_{ns}}$$

Factor de Fricción :

$$f_n = (2 \log RE_{ns} / (4.5223 \log RE_{ns} - 3.815))^{-2}$$

Gradiente de Presión :

$$f_{tp} \rho_{ns} \frac{V_m^2}{5.362 d}$$

Parámetro de Aceleración :

$$E_k = 7.2557 \rho_m \frac{V_m W_g}{\rho_{ns} P} d_g^4$$

Gradiente de Presión por Elevación :

$$(g/gc) \text{ sen } \theta \rho_m$$

Gradiente de Presión Total :

$$(AP/\Delta L) = \frac{(g/gc) \text{ sen } \theta \rho_m + (f_{tp} \rho_{ns} \frac{V_m^2}{5.362 d})}{(1 - \frac{V_m V_{sg}}{V_g} \frac{\rho_m}{\rho_{ns}}) / gc P}$$

METODO DE ANALISIS "3P" (f. en tres fases)

Número de Reynolds :

$$RE = 124 DN VM D / \mu N$$

Factor de Fricción :

$$FA = (2 \log RE / (4.5223 \log RE - 3.815))^{-2}$$

Gradiente de Presión :

$$PG = 0.1863 FM DN VM^2 / D$$

Parámetro de Aceleración :

$$EK = DS VM SG / 4636.8 P$$

Gradiente de Presión por Elevación :

$$GE = ds \text{ sen } \theta$$

Gradiente de Presión Total :

$$(AP/\Delta L) = 36.667 ((PG + GE) / (1 - EK))$$

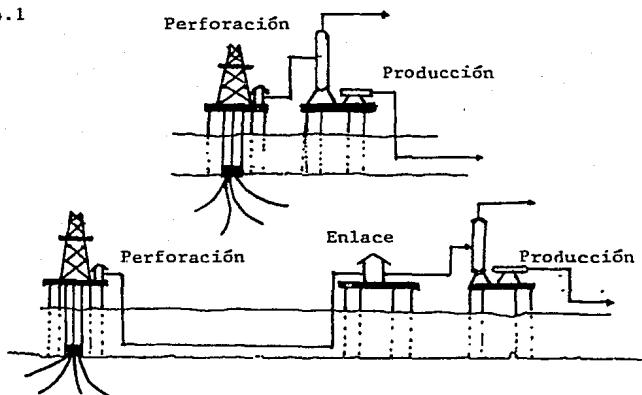
IV.- APLICACION A PLATAFORMAS .

En este capítulo se utilizará el método "3P" a sistemas de Plataformas Marinas .

a).- INTRODUCCION .

Generalmente cuando se desean explotar yacimientos en el mar, se colocan plataformas de perforación, desde las cuales se perfora un pozo vertical y varios direccionales. Posteriormente en éstas mismas plataformas se coloca el cabezal de recolección de pozos para transportar los fluidos, ya sea a una plataforma de producción en la cual se tiene equipo de separación, bombeo y compresión para mandar el fluido a tierra ó a una plataforma de enlace entre las plataformas mencionadas. A continuación se muestran esquemas de colocación de éstas plataformas :

FIGURA 4.1



Las líneas de tubería submarinas no difieren de las superficiales. Sin embargo la velocidad de transferencia de calor es mayor en los elementos submarinos, esto se debe a que las corrientes de convección del agua disipan más rápidamente el calor, que la convección forzada del aire en una tubería superficial.

Otro factor de complicación de sistemas marinos es el manejo del crudo (ascenso, recolección y producción). Además el espacio disponible en estos sistemas es muy restringido.

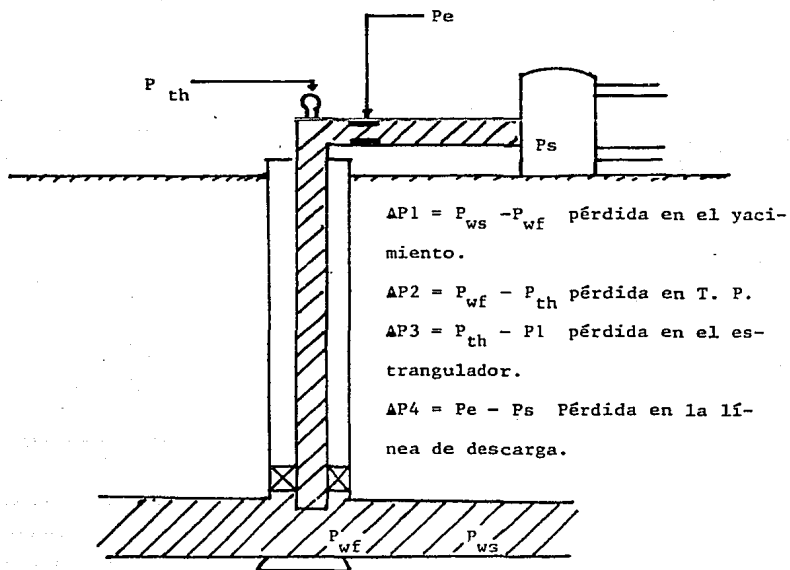
Las tuberías submarinas tienen paredes de mayor espesor que el requerido por la presión de operación máxima, con esto se da un margen de seguridad para evitar así la corrosión erosión y otro tipo de mecanismos que pudieran ocasionar fugas en la línea. La velocidad de flujo máximo frena la minimización de la erosión, siendo esto más importante en curvas y recodos.

b).- ANALISIS DEL SISTEMA

Para analizar el comportamiento de un pozo fluuyente es necesario considerar en forma integral el sistema de flujo constituido por los siguientes elementos:

- 1). El yacimiento
- 2). La tubería de producción (T.P.)
- 3). El estrangulador
- 4). La línea de descarga

FIGURA : 4.2



El análisis del sistema de producción se puede efectuar calculando las caídas de presión que ocurren en los elementos del sistema, a fin de determinar la distribución de presiones en el sistema, ésta distribución depende del ritmo de producción del pozo.

Es conveniente prever las restricciones al flujo para diseñar el sistema en forma apropiada, cualquier modificación que se le haga al sistema debe estar basada en un buen análisis económico y operacional, en el que se manejen diferentes flujos de producción. Las principales restricciones son:

- 1). Alta presión de separación
- b). Válvulas y conexiones inapropiadas (muy chicas, a 90° ó en exceso)
- c). Tubería de producción inadecuada
- d). Línea de descarga demasiado larga ó diámetro muy pequeño

c).- DETERMINACION DE CAIDAS DE PRESION (22)

Para el cálculo de caídas de presión en tuberías se utilizo el método "3P", descrito en el capitulo anterior. Este se aplico a tres casos diferentes.

CASO I :

$$T = 100^{\circ}\text{F}$$

$$QG = 0$$

$$QW = 100 (10)^6 \text{ bl/día}$$

$$D = 12 \text{ pulgadas.}$$

$$L = 1 \text{ milla}$$

$$N = 1$$

$$FI = 0^{\circ}$$

$$AI = 40^{\circ}$$

$$G = 0.65 \text{ lb/pie}^3$$

$$N2 = 0\%$$

$$CO = 0\%$$

$$HS = 0\%$$

$$NC = 0\%$$

$$P1 = 1000 \text{ psia}$$

$$DP = 1 \text{ Psia}$$

RESULTADOS:

$$Z = 0.81$$

Flujo Gaseoso

$$VM = 18.88 \text{ pie/seg}$$

$$DP = 7.76 \text{ psia}$$

$$PS = 992.23 \text{ psia}$$

CASO II :

T = 100 °F

QO = 5500 bl/dfa

QG = 250 (10)⁶ bl/dfa

QW = 0

D = 12 pulg.

L = 1 milla

FI = 30°

AI = 40°

G = 0.65 lb/pie³

N2 = 0%

CO = 0%

HS = 0%

NC = 0%

P1 = 1000 psia

DP = 1 psia

RESULTADOS:

Z = 0.83

Flujo Trifásico Distribuido

VM = 51.53 pie/seg

DP = 129.40 psia

PS = 870.59 psia

CASO III :

T = 120 °F

QO = 1000 bl/dfa

QW = 0

D = 12 pulg.

L = 1 milla

N = 1

FI = 0°

AI = 35°

G = 0.57 lb/pie³

N2 = 1%

CO = 2%

HS = 0.001%

NC = 0%

P1 = 1000 psia

DP = 1 psia

RESULTADOS :

Z = 0.84

Flujo Trifásico Segregado

VM = 20.42 pie/seg

DP = 10.92 psia

PS = 988.71 psia

d).- COMENTARIOS

Hay que recordar que el método utilizado ("3P") tiene alrededor de un 25% de error (22), a pesar de esto es uno de los métodos que más se acercan a los valores medidos en campo.

Las correlaciones empleadas por el método "3P" son empíricas y están basadas en las correlaciones de Beggs y Brill (9,10,11).

Por último diremos que no se puede reproducir al 100% lo que ocurre en el campo en el laboratorio, debido a esto siempre se tendrá una cierta desviación en los valores calculados del sistema a tratar. Además hay que aclarar que de un sistema similar a otro pueden existir diferencias en los resultados.

V). - C O N C L U S I O N E S .

Después de analizar los diferentes métodos de sistemas de flujo en tres fases para el cálculo de la caída de presión en tuberías, como era el objetivo de la tesis, se listan las siguientes conclusiones posteriores al estudio de correlaciones empíricas y teóricas :

1). Las correlaciones que emplea el método "3P" para el cálculo de caídas de presión, están basadas en el método de Beggs y Brill, el cual es uno de los métodos más versátiles que existen ya que puede calcular datos para sistemas de tipo horizontal, vertical e inclinado (9,10). Los autores del método "3P" (21,22) consideran que este tiene alrededor de un 25% de error en los datos calculados con respecto a los valores medidos en campo, pese a esto el método "3P" es uno de los métodos para el cálculo de caída de presión que tiene una mayor aproximación con respecto a los valores medidos en campo. Los autores recomiendan y respaldan su uso en sistemas de plataformas marinas siempre que se trabaje dentro de los rangos (12) .

2). Los métodos estudiados en el presente trabajo (Flujo en dos y tres fases), están basados en ecuaciones empíricas .

El método "3P" es recomendado para calcular la caída de presión en sistemas de flujo en tres fases (Plataformas marinas). Una de las limitaciones principales que tiene el método "3P" es que no predice realmente los patrones de flujo, si no que estos sólo son utilizados como mecanismos para determinar que ecuaciones deberán ser utilizadas para el cálculo.

3). Se recomienda que la selección de tuberías para sistemas de flujo en tres fases (Plataformas marinas), se base en un análisis operacional y económico, hay que recordar que este tipo de tuberías necesita de cimentación así como de un mayor espesor que el requerido por el sistema. Se debe hacer una comparación de los diferentes diámetros que pueden ser utilizados, teniendo cuidado especial en tener un gasto óptimo.

4). Hay que estar concientes que con los avances que se tienen en la tecnología, dentro de poco tiempo el método "3P" pasará a un segundo término ya que como se menciona tiene sus limitaciones, mientras esto suceda se recomienda su uso para el cálculo de caída de presión en sistemas de flujo en tres fases, (agua, aceite y gas) .

- NOMENCLATURA .

| Símbolo | Significado | Unidades |
|----------------------------------|--|------------------------------------|
| AC _{ns} | Término de aceleración. | psia/pie |
| AP | Area de sección Transversal | pie ² |
| B | Factor volumen | pie ³ /pie ³ |
| Cp | Calor específico a presión cte. | cal/mol°K |
| Cv | Calor específico a volumen cte. | " |
| d | Diámetro interior de la tubería | pie |
| dc | Diámetro del estrangulador | " |
| E | Energía interna | |
| E _k | Pérdidas de presión por elevación | psia |
| f | Factor de fricción | --- |
| f _n | Factor de fricción del diagrama de Moody | " |
| f _n | Factor de fricción sin resbalamiento | " |
| f _{ns} | Factor de fricción con resbalamiento | " |
| f _{tp} = f _o | Factor de fricción para dos fases | " |
| F _o | Relación aceite-líquido | |
| F _w | Relación de agua-líquido | |
| F | Energía disipada por fricción | |
| g | Aceleración de la gravedad | pie/seg ² |
| gc | Factor de conversión | lb-pie/lb-seg ² |
| G _t | Flujo másico | lb/pie ² -seg |
| H | Elevación | pie |
| H _L | Holdup | |
| K | Relación de calores específicos | |
| L | Longitud | millas |

| | | |
|----------------|---------------------------------------|----------------------------------|
| M | Número de Mach | --- |
| M | Peso molecular | lb/lb-mol |
| N_L | Número de viscosidad del líquido | --- |
| N_{gv} | Número de velocidad del gas | " |
| N_{Lv} | Número de velocidad del líquido | " |
| N_{FR} | Número de Froude | " |
| P | Presión | psia |
| q | Gasto | lb/hr |
| q' | Gasto en condiciones de escurrimiento | " |
| Q' | Energía calorica | |
| RE | Número de Reynolds | --- |
| R_h | Radio hidráulico | pulgadas |
| R | Relación gas-aceite | pie ³ /bl |
| R_s | Relación de solubilidad | " |
| R_p | Relación gas-accite producido | " |
| T | Temperatura | °F |
| V | Velocidad del fluido | pie/seg |
| V_{sg} | Velocidad superficial del gas | " |
| V_{sL} | Velocidad superficial del líquido | " |
| $V_m = V_{ns}$ | Velocidad de mezcla | " |
| V' | Volumen específico | pie ³ /lb |
| WF | Trabajo hecho sobre el fluido | |
| W_g | Gasto del gas | lb/hr |
| W_L | Gasto del líquido | " |
| W_t | Gasto másico | " |
| WOR | Relación agua-aceite | bl _w /bl _o |
| Z | Elevación sobre el plano | pie |

(AP/AL)

Gradiente de presión

psi/pie

Subíndices :

| | |
|----|-------------------|
| g | Gas |
| L | Líquido |
| m | Mezcla |
| ns | Sin resbalamiento |
| o | Aceite |
| s | Con resbalamiento |
| to | Para dos fases |
| w | Agua |

Símbolos :

| | | |
|----------------------|-------------------------------|---------------------|
| γ | Densidad relativa | |
| ϵ | Rugosidad de la tubería | pies |
| θ | Angulo de inclinación | grados |
| λ | Colgamiento sin resbalamiento | |
| μ | Viscosidad | cp. |
| ρ | Densidad | lb/pie ³ |
| σ | Tensión superficial | dinas/cm |
| τ | Esfuerzo cortante | |
| η | Eficiencia | |
| ν | Viscosidad cinemática | |
| Δ | Incremento | |
| α | sen θ | grados |
| $\frac{\Delta P}{L}$ | Gradiente de presión | |

Parámetros :

| | |
|---------------------------|--|
| α, ϵ, β | Método de Duckler |
| r, y, y' | Método de Eaton |
| Nw | Método de Orkiszewski |
| A, B, C, β | Correlación de Ashford |
| C, N, Nd, Nq y Q | Correlación de Omana |
| r, s, x, y | Método de Eaton, Adrews, Knowles y Brown |
| L1, L2, L3, L4 | Método de Beggs y Brill |
| a | Método de Poetmann y Carpenter |
| C1, C2, C3, C4, C5, C6 | Cálculo del Holdup |

NOTA ; Las variables del método "3P", no están incluidas en esta nomenclatura, ya que fueron descritas dentro del capítulo (III inciso a).

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS .

- 1).- Alves,G.E. : "Co. current Liquid Gas Flow in Pipe-Line contactor" ,Chem. Eng. Progress , Vol. 50,(1954).
- 2).- Anthony E. De Gance & Robert W. Atherton. : "Horizontal-Flow Correlations" ,Chem. Engineering , July 13 (1970).
- 3).- Anthony E. De Gance & Robert W. Atherton. : "Vertical and Inclined-Flow Correlations" ,Chem Engineering , October 5 (1970).
- 4).- Anthony E. De Gance & Robert W. Atherton. : "Pressure-Drop Sample Calculations" ,Cem. Engineering ,Nov. 2 (1970).
- 5).- Anthony E. De Gance & Robert W. Atherton. : "Chemical Aspect of Two-phase Flow" ,Chem. Engineering , March 23 (1970).
- 6).- Anthony E. De Gance & Robert W. Atherton. : "Phase Equilibria, Flow Regimes,Energy Loss" ,Chem. Engineering ,April 20 (1970).
- 7).- Ashford F. E. , : "An Evaluation of Critical Multiphase Flow Perfomace through well head Chokes" ,J. Pet. Tech. , Aug. (1974).
- 8).- Baker,O. , : "Desing of Pipelines for the simultaneous Flow of the Oil and Gas" , Oil & Gas Journal , July 26 (1954).
- 9).- Beggs, H. D. & Brill, J. P. , : "A Study of twoPhase Flow in inclined Pipes" , Trans AIME (1973) .
- 10).- Beggs, H. D. & Brill, J. P. , : "An Experimental Study of Two-phase Flow in Inclines Pipes" , J. P. Tech. , Aug. (1974).
- 11).- Bergelin, D. P. & Gazley, C. , : "Co-current Gas-Liquid Flow in Horizontal Tubes" , Heat Transfer and Fluid Mechanics Institute,Berkeley,California Meeting (publicada por ASME), (1949).
- 12).- Brill,James P. & Beggs, H. Dale, : "Two-Phase Flow in pipes" 3r ed. Tulsa,Okla,(1978) .

- 13).- Bird, W. E. Stewart, : "Fenómenos de Transporte" , Edit. Reverte, (1975).
- 14).-Eaton, B. A. , : "The Prediction of Flow Patterns,Liquid Holdup and Pressure Losses During Two-phase Flow in Horizontal Pipe-Lines", J. P. Tech. ,July (1967).
- 15).- Fairhurst, P. , : "Improving the modelling of multiphase flow" , Process Engineering , July (1983).
- 16).- Francisco Garaicochea P. , : "Apuntes de Transportes de Hidrocarburos" , Universidad Nacional Autónoma de México ; Facultad de Ingenierfa. (1985) .
- 17).- Govier, G. W. ,Radford. & Aziz, K. , : "The Flow of Complex Mixtures in Pipes" , Van Nostrand-Reinhold,New York, (1972).
- 18).- Hagerdorn, A. R. & Brown, K. E. , : "Experimental Study of Pressure Gradients Occurring During Continuos Two-Phase Flow in small-diameter Vertical conduits" , J. P. Tech. ,April (1965).
- 19).- Johnson, H. A. & Abou-Sabe, A. M. A. , : "Heat Transfer and Pressure Drop for Turbulent Flow or Air-Water Mixtures in Horizontal Pipe" , Trans. Am. Soc. Mech. Engrs. ,Vol. 74 , (1952).
- 20).- Mike Hein , : " "3P" flow analyser" ,Oil & Gas Journal , Aug. 9 , (1982).
- 21).- Mike Hein , : " "3P" calculator program for multiphase flow analysis in pipe lines,casing,and tubing", Oil & Gas Journal, Aug. 16 (1982) .
- 22).- Mike Hein , : " Here are methods for sizing offshore pipe-lines" , Oil & Gas Journal , May (1983).
- 23).- Mukherjee, H. & Brill, J. , : "Liquid Holdup Correlations For Inclined two-phase Flow" , J. P. Tech. ,May (1983) .

24).- Omaña, R. , : "Multiphase Flow Through Chokes " , Present at 44 th Annual Fall Meeting, Denver, Colo. , Sep. (1969).

25).- Oinstein Glaso , : "Generalized Pressure-Volumen Temperature Correlations" , J. P. Tech. , May (1980).

26).- Oshinowo, O. , : "Predicting Two-phase Flow in a Vertical Tube Coil" , Ph. D. Thesis, University of Toronto (1971).

27).- Perry, H. J. , : "Manual del Ingeniero Químico" , Edit. Hispano Americana, (1981).

28).- Poettmann, F. H. & Carpenter, P. G. , : "The Multiphase Flow of Gas, Oil and Water Through Vertical Flows Strings with Application to the Desing of Gas Lift Installations" , Drill, and Prod. Prae API (1952).

29).- Schnelder, F.N. & Huntington, R.L. , : "Some Aspects of Two-Phase Fluid Flow Throug Pipelines" , present al Fall Meeting of Petr. Branch, Am. Inst. Mining and Met. Engrs. Dallas Tex. , Oct. (1953).

30).- Josep Zaba , : "Practical Petroleum Engineers Handbook" , Ed. Gulf Publishing company Houston Tex. , (quinta edición).