

29.11

# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA



“METODO PARA CALCULAR CAIDAS DE  
PRESION EN TUBERIAS INCLINADAS CON  
FLUJO MULTIFASICO”

T E S I S  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
**INGENIERO PETROLERO**  
P R E S E N T A :  
ARTURO GOMEZ ALVAREZ



MEXICO, D. F.

1987



Universidad Nacional  
Autónoma de México



## **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.

TEMAS	PAG.
INTRODUCCION.	1
CAPITULO 1: Conceptos fundamentales del flujo multi - fásico.	8
1.1 Conceptos.	10
1.2 Correlaciones.	12
1.3 Patrones de flujo.	17
1.4 Colgamiento del líquido.	29
1.5 Ecuaciones básicas para flujo multifásico.	31
CAPITULO 2: Descripción de los Métodos.	37
2.1 Método de Orin Flanigan.	38
2.2 Método de Griffith, Lau Hon y Pearson.	47
2.3 Método de Beggs y Brill.	59
2.4 Método de Mukherjee y J.P. Brill.	70
CAPITULO 3: Programas de cómputo y ejemplos de aplica- ción.	92
3.1 Programas de Cómputo.	93
3.1.1 Método de O. Flanigan.	94
3.1.2 Método de Griffith, Lau Hon y Pearson.	98
3.1.3 Método de Beggs y Brill	104
3.1.4 Método de Mukherjee y J.P. Brill.	111
3.2 Ejemplos de Aplicación.	119
CONCLUSIONES.	155
BIBLIOGRAFIA.	161

## INTRODUCCION.

Una vez que un pozo petrolero se ha puesto a producir, las condiciones de presión y temperatura irán cambiando a lo largo de la tubería de producción y, en consecuencia, los volúmenes de gas y aceite sufrirán un cambio, propiciando que viajen en forma simultánea en la tubería a diferentes velocidades, dando lugar al flujo multifásico dentro de la línea de conducción; es entonces que el flujo multifásico estará presente en todos los pozos productores, ya sea debido a la presión propia del yacimiento o por medio de métodos artificiales, como son el bombeo neumático o el bombeo eléctrico.

Estos volúmenes por necesidad, tienen que ser conducidos hasta los separadores por medio de líneas superficiales desde la boca del pozo. Este transporte, por economía, tiene que hacerse a través de grandes distancias hasta una central de descarga, almacenamiento y separación, lugar a donde llegan varias líneas de descarga.

Este trabajo de conducción de hidrocarburos tiene forzosamente complicaciones, ya que en la actualidad los pozos se encuentran frecuentemente alejados de las centrales de recolección, como es el caso de las plataformas marinas, en las cuales es imposible tener una central de separación y almacenamiento para cada plataforma por el alto costo de inversión que representaría.

Es entonces cuando los flúidos tienen que viajar distancias mayores; pero aquí es necesario hacer notar que el transporte no siempre se hace por terrenos horizontales, si no que existen tuberías conductoras de hidrocarburos que pasan por terrenos inclinados, ya sea con flujo ascendente o con flujo descendente, debido a las exigencias propias de nuestra geografía.

Es por ésto que deben de diseñarse tuberías superficiales de conducción con flujo multifásico; donde el principal problema consiste en cuantificar las pérdidas de presión con flujo simultáneo de gas y aceite en tuberías que pasan por terrenos inclinados; objeto principal de este trabajo.

Existen infinidad de trabajos para calcular las caídas de presión para flujo multifásico horizontal y vertical; pero existe una marcada escasez para flujo multifásico inclinado.

En 1939, Boeltner y Kepner<sup>(1\*)</sup> reportaron datos de flujo multifásico en tuberías inclinadas de 0.75 pg de diámetro interior a +9.5° de inclinación de la horizontal. Presentaron datos de pérdidas de presión como una función logarítmica del gasto de aire a gastos constantes de aire-líquido. Y sugirieron una correlación general que incluía ya el Número de Reynolds, el Número de Froude y el Número de Weber.

\* Referencias al final.

Kosterin<sup>(1)</sup> en 1949, presentó un trabajo sobre el estudio de los efectos del diámetro del tubo, los gastos y el ángulo de inclinación (a  $+72^\circ$  y  $+90^\circ$ ); observó que el patrón de flujo se veía muy afectado por el diámetro y el ángulo de inclinación.

En el mismo año Brinham, Holtein y Huntington<sup>(2)</sup> midieron la pérdida de presión en tuberías de 2 pg de diámetro interior a  $+12^\circ$  de inclinación de la horizontal. Mostraron que la caída de presión en flujo inclinado fue 3 6 4 veces mayor que en flujo horizontal.

En 1958 Orin Flanigan<sup>(3)</sup> propuso un método para calcular las caídas de presión en terrenos inclinados; concluyó que el ángulo del terreno no tiene efecto alguno en las pérdidas de presión por elevación y además que no existe recuperación apreciable de la presión cuando el flujo es descendente.

Sevigny<sup>(1)</sup> experimentó con tuberías de 0.8245 pg de diámetro a ángulos de  $\pm 90^\circ$ ;  $\pm 60^\circ$ ;  $\pm 30^\circ$ ;  $\pm 15^\circ$ ;  $\pm 10^\circ$ ;  $\pm 5^\circ$  y  $0^\circ$  de la horizontal con flujo de aire y agua; en 1962. No midió el colgamiento del líquido y tampoco tomó en cuenta la caída de presión por elevación. También presentó una correlación para el factor de fricción para flujo multifásico como una función del colgamiento sin resbalamiento ( $\lambda$ ) y el Número de Reynolds para el líquido y para el gas.

Guzhov, Mamayev y Odishariya<sup>(1)</sup> presentaron en 1967 resultados de un estudio en tuberías de 2 pg de diámetro con

ángulos entre  $\pm 90^\circ$  de la horizontal. Determinaron que el colgamiento del líquido era una función del Número de Froude y del colgamiento sin resbalamiento ( $\lambda$ ). También aportaron una correlación para el colgamiento en flujo ascendente tipo bache, el cual determinaron que era independiente del ángulo; sin embargo para flujo descendente incluyeron el efecto del ángulo de inclinación.

En 1968 Ney y Fuentes<sup>(1)</sup> condujeron un experimento en tuberías de 0.5 a 1.0 pg de diámetro con ángulos de  $0^\circ$ ,  $+3^\circ$ ,  $+5^\circ$ ,  $+8^\circ$ ,  $+10^\circ$ ,  $+15^\circ$ ,  $+70^\circ$  y  $+90^\circ$  de la horizontal. Contribuyeron con una correlación para determinar el colgamiento del líquido; sin embargo no desarrollaron una correlación para el factor de fricción.

Otro de estos estudios lo presentaron Bonnacaze, Erskine y Greskovich<sup>(11)</sup> en 1969, para tuberías con flujo tipo bache a inclinaciones de  $0^\circ$ ,  $\pm 6^\circ$ ,  $\pm 10^\circ$  y  $\pm 20^\circ$ . Determinaron el colgamiento como una función del colgamiento sin resbalamiento ( $\lambda$ ), la densidad del gas y del líquido, el Número de Froude y de la velocidad ascendente de la burbuja.

En 1970 Singh y Griffith<sup>(12)</sup> reportaron un estudio en tuberías de 0.626, 0.822, 1.063, 1.368 y 1.600 pg de diámetro interior con inclinaciones de  $\pm 10$ ,  $\pm 5$  y  $0^\circ$ . Determinaron que el colgamiento del líquido es independiente del ángulo. La caída de presión por fricción fue calculada usando el factor de fricción de Fanning, la densidad del líquido y la velocidad de la mezcla. La caída de presión por acelera

se despreció.

También en 1970, Nezhilskii y Khodanovich<sup>(1)</sup> presentaron una expresión para el colgamiento del líquido, como una función del colgamiento sin resbalamiento ( $\lambda$ ), el Número de Froude y el ángulo de inclinación.

El factor de fricción para flujo multifásico se correlacionó con el Número de Reynolds, el Número de Froude y el colgamiento sin resbalamiento. Su experimento fue desarrollado en tuberías de 57 mm. de diámetro con ángulos de inclinación de  $\pm 14^\circ$ ,  $\pm 9.5^\circ$ ,  $\pm 5.5^\circ$ ,  $\pm 3^\circ$ ,  $\pm 1.0^\circ$ , y  $0^\circ$  de la horizontal.

En este trabajo se presentan los métodos de Orin Flanigan publicado en 1958; el de Griffith, Lau, Hon y Pearson, en 1973; el de Beggs y Brill, en 1972, y el de Hemanta Mukerjee, en 1981. Para resolver estos métodos se emplean procedimientos de ensaye y error (iterativos), lo que implica un excesivo número de operaciones y de tiempo para resolverlos.

La manera que se empleará será la de codificar cada método en programas de cómputo (lenguaje basic) para que la solución sea lo más rápido posible.

En todos los métodos se utilizan ecuaciones empíricas que cada autor ha definido, por lo que existirá un programa para cada método. Algunas partes del método se tendrán que resolver por el uso de datos que se obtendrán de gráficas o de tablas, los cuales serán indicados en cada caso por el pro

pio programa de cómputo.

Con excepción del método de Flanigan, los métodos restantes consideran fundamental el efecto del ángulo de inclinación en la determinación del colgamiento del líquido, el patrón de flujo y las pérdidas de presión.

El patrón de flujo es la distribución geométrica de las fases gaseosa y líquida dentro de la tubería a las condiciones de flujo en cada caso, la cual puede adoptar muy diferentes formas en flujo multifásico inclinado. Estos patrones de flujo han sido graficados por varios autores, dando lugar a lo que se conoce como mapas de patrones de flujo.

El método de Griffith, Lau, Hon y Pearson, sólo considera dos patrones de flujo: anular y bache.

Beggs y Brill toman como base tres tipos de patrones de flujo, pero incluyen a otros dentro de esta clasificación es decir, para el patrón de flujo segregado incluyen a los patrones de flujo estratificado, ondulado y anular; para el patrón de flujo intermitente incluyen a los patrones tapón y bache; y para el patrón de flujo distribuido incluyen a los patrones burbuja y niebla.

Además señalan una zona de transición cuando el flujo cambia de segregado a intermitente, dando lugar al patrón de flujo de transición.

En estos dos métodos anteriores se calcula el colgamiento del líquido de acuerdo al patrón de flujo, lo que afecta directamente al cálculo de las pérdidas de presión.

Mukerjee, en su método, a partir del patrón de flujo establecido, calcula el colgamiento del líquido y además para cada patrón determina la caída de presión por fricción por elevación y por aceleración en forma diferente, de acuerdo a las características de los fluidos.

En todos los métodos que en este trabajo se presentan, la temperatura se considera constante (temperatura media) a lo largo de toda la tubería, para el cálculo de las propiedades de los fluidos. Así también se considera que la producción de agua es insignificante y, por lo tanto, no se toma en cuenta para cálculos de las características de los fluidos.

**CAPITULO 1.****CONCEPTOS FUNDAMENTALES DEL FLUJO MULTIFASICO.**

## 1.- CONCEPTOS FUNDAMENTALES DE FLUJO MULTIFASICO

Los hidrocarburos confinados en los yacimientos - en el momento de iniciar su explotación, se encuentran en las condiciones iniciales de presión y temperatura, que - junto con la composición original de la mezcla de hidrocarburos determinan el estado (líquido, gaseoso o ambos) - en que se encuentran.

Al variar estas condiciones iniciales debido al - ascenso de los fluidos por la tubería de producción, su- - fren un cambio de estado, propiciando que por la tubería - viajen en forma simultánea gas y líquido, dando lugar al - flujo multifásico.

Conforme cambian las condiciones de presión y tem - peratura, a lo largo de la tubería, los fluidos sufren - una variación en sus propiedades físicas, las cuales afec - tan de manera directa a las caídas de presión, por lo - cual es necesario determinarlas y, para ello, se necesita - la información directa del campo, del laboratorio y de - las experiencias del personal técnico que dirige las labo - res de explotación de los yacimientos.

Es muy difícil contar con toda la información ne - cesaria, ya que las propiedades de un yacimiento siempre - serán diferentes a cualquier otro, por lo que ha sido ne - cesario la utilización de modelos experimentales de labo - ratorio y experiencias de campo que han dado lugar a rela - ciones empíricas (correlaciones), fruto de años de prue - bas y de numerosas obser vaciones, para completar la fal -

ta de información requerida,

Es por eso que para determinar las caídas de presión en tuberías con flujo multifásico, es necesario conocer las propiedades de los fluidos por medio de la medición directa, y las que no se posible conocer, se hará -- por medio de correlaciones, para lo cual a continuación se describen los principales conceptos que se manejarán a lo largo de este trabajo, y posteriormente la descripción de las correlaciones a utilizar.

#### 1.1. CONCEPTOS.

- Propiedades Intensivas : Son aquellas que son independientes de la cantidad de material considerada (viscosidad, densidad, temperatura, etc)
- Punto Crítico. Es el estado a condición de presión y temperatura, para el cual las propiedades intensivas de las fases líquida y gaseosa son idénticas.
- Densidad Relativa del Gas. Es el peso molecular de un gas entre el peso molecular del aire.
- Encogimiento: Es la disminución de volúmen que experimenta una fase líquida, por efecto de la liberación del gas disuelto y por su concentración térmica.
- Factor de Compresibilidad. Se denomina también-factor de desviación. Es un factor que se intro

duce a la ley de los gases ideales, para tomar en cuenta la desviación de un gas real del de un gas ideal.

- Factor de Volumen del Aceite (Bo): Es la relación del volumen del líquido, a condiciones de yacimiento, o a condiciones de escurrimiento, al volumen de dicho líquido a condiciones estándar.

$$Bo = \frac{\text{vol. aceite} + \text{gas disuelto @ c. y.}}{\text{vol. de aceite @ c.s.}}$$

- Factor de Volumen del gas (Bg) . Es el volumen de una masa de gas, medido a condiciones de presión y temperatura del yacimiento, entre el volumen de la misma masa de gas, pero medido a condiciones estándar.

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

- Relación Gas-Aceite Instantánea. (R) Son los pie<sup>3</sup> de gas producidos (gas libre + gas disuelto) por cada barril de aceite producido, medidos a condiciones estándar.

- Relación de Solubilidad (Rs): Se puede considerar como el número de m<sup>3</sup> de gas @ c.s., disueltos a una presión y temperatura en cada m<sup>3</sup> de aceite e.c.s.

$$Rs = \frac{\text{Vol. de gas disuelto a P y T @ c.s.}}{\text{Vol. aceite "muerto" @ c.s.}}$$

## 1.2 CORRELACIONES

1.2.1 Correlaciones para calcular las propiedades del aceite.

\_ Relación gas disuelto-aceite (Rs)

La correlación que se utilizará en este trabajo será la de Oistein, la cual fue establecida utilizando -- muestras de tipo volátil.

$$\log P^* = -2.57364 + 2.35772 \log P - 0.703988(\log P)^2 + 0.098479 (\log P)^3 \quad \text{----(1.2.1.)}$$

$$R_s = g \left( \frac{P^* \delta_o^{0.989}}{T^{0.130}} \right)^{1/0.816} \quad \text{--- (1.2.2.)}$$

donde :

P : (lb/pg<sup>2</sup>)

T : (°F)

$\delta_o$ : densidad del aceite (°API)

\_ Factor de volumen del aceite (Bo)

$$Bo = R_s \left( \frac{P^* \delta_o}{T} \right)^{0.526} + 0.968 T \quad \text{--- (1.2.3.)}$$

$$\log(Bo) = -6.58511 + 2.91329 \log Bo - 0.27683(\log Bo)^2$$

--- (1.2.4.)

Correlación de Beggs y Robinson para Calcular la Viscosidad del Aceite ( $\mu_o$ )

$$\mu_o = A \mu_{oD}^B \text{-----} (1.2.5)$$

donde:

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

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

$$\mu_{oD} = 10^X - 1 \text{ (Viscosidad del aceite muerto c.p.)}$$

$$X = Y.T. - 1.163$$

$$Y = 10^Z$$

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

-Correlación de Katz para Determinar la Densidad del Aceite ( $\rho_o$ ).

$$\rho_o = 62.4 \gamma_o + 0.01362 R_s \gamma_{gd} / B_o \text{-----} (1.2.6)$$

$$\rho_o = (\text{lb}/\text{pie}^3)$$

- Correlación para Obtener la Tensión Superficial ( $\sigma_o$ ).

$$\sigma_o = (42.4 - 0.047 T - 0.267 \gamma_o) \exp (0.0007P) \text{--} (1.2.7)$$

1.2.2. CORRELACIONES PARA DETERMINAR LAS PROPIEDADES DEL GAS .

- Correlación para obtener el factor de volumen del gas ( Bg )

$$B_g = \frac{0.00504 Z ( T + 460 )}{P} ; \left[ \frac{\text{bl gas @ c.y.}}{\text{bl gas @ c.s.}} \right] \quad \text{-- (1.2.8)}$$

$$B_g = \frac{0.02825 Z ( T + 460 )}{P} ; \left[ \frac{\text{pies}^3 \text{ gas @ c.y.}}{\text{Pies}^3 \text{ gas @ c.s.}} \right] \quad (1.2.9)$$

- Correlación para calcular la densidad del gas ( f<sub>g</sub> )

$$f_g = \frac{0.0764 \hat{f}_g}{B_g} ; \left[ \text{lb/ pie}^3 \right] \quad (1.2.10)$$

donde :

$$B_g : \left[ \text{pie}^3/\text{pie}^3 \right]$$

- Correlación de Lee para obtener la viscosidad del gas

$$\mu_g = K (10^{-4}) \exp(X \hat{f}_g^Y) \quad (1.2.11)$$

$$K = (9.4 + 0.5794 \hat{f}_g) T^{1.5} / (209 + 550.4 \hat{f}_g + T)$$

$$X = 3.5 + 986 / T + 0.2897 \hat{f}_g$$

$$Y = 2,4 - 0,2 x$$

donde:

$$T (^{\circ}R) : \hat{f} (gr/cc) : Ag (c.p)$$

-Correlación para Determinar las Propiedades de los Gases.

a) Para gases superficiales:

$$T_{pc} = 167 + 316.67 \hat{f}_g \quad \text{-----} (1.2.12)$$

$$P_{pc} = 702.5 - 50 \hat{f}_g \quad \text{-----} (1.2.13)$$

b) Para Gases Húmedos (Condensados).

$$T_{pc} = 238 + 210 \hat{f}_g \quad \text{-----} (1.2.14)$$

$$P_{pc} = 740 - 100 \hat{f}_g \quad \text{-----} (1.2.15)$$

donde:

$T_{pc}$  : temperatura pseudocrítica

$P_{pc}$  : presión pseudocrítica.

y además:

La presión pseudoreducida:  $P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}}$

----- (1.2.16)

La temperatura pseudoreducida:

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} \text{----- (1.2.17)}$$

donde:

$$P: (lb/pg^2)$$

$$T: (^\circ R)$$

-Correlación para Calcular el Factor de Desviación del Gas ( Z )

Las ecuaciones que a continuación se presentan - permiten calcular el factor de desviación del gas ( Z ) - mediante un método de ensaye y error:

$$f_r = 0.27 \frac{P}{T_{pr}} / Z \frac{T}{T_{pr}} \text{----- (1.2.18)}$$

y:

$$Z = (A_1 + A_2/T_{pr} + A_3/T_{pr}^3) f_r + (A_4 + A_5/T_{pr}) f_r^2 + (A_5 A_6 f_r^5 / T_{pr} + A_7 f_r^2 / T_{pr}^3) (1 + A_8 f_r^2) \exp(-A_8 f_r^2) + 1 \text{---- (1.2.19)}$$

donde:

$$A_1 = 0.31506$$

$$A_5 = -0.6123$$

$$A_2 = -1.0467$$

$$A_6 = -0.1048$$

$$A_3 = -0.5783$$

$$A_7 = 0.68157$$

$$A_4 = 0.5353$$

$$A_8 = 0.68446$$

### 1.3 PATRONES DE FLUJO.

Al fluir simultáneamente el gas y el líquido por una tubería, la distribución geométrica de los fluidos puede ser de muy diversas formas, y cada una de las combinaciones que pueda darse a lo largo de la línea de conducción es lo que determina el patrón de flujo.

La mayoría de los investigadores que se han dedicado a estudiar el flujo multifásico, coinciden en que para llevar a efecto un estudio cuyos resultados se apeguen a la realidad, es necesario tomar en cuenta el patrón de flujo.

Para flujo multifásico en tuberías inclinadas, se han identificado cuatro patrones de flujo, los cuales algunos autores los subdividen nombrándolos de diversas maneras, pero debido a lo caótico que es el flujo, es difícil que puedan ser identificados objetivamente. Los patrones básicos que se han identificado para las tuberías inclinadas son: flujo bache, estratificado, burbuja y anular, estos patrones están basados en los datos exper-

rimentales de Dun y Ross, que fueron graficados para diferentes inclinaciones y velocidades de los fluidos.

### 1.3.1 PATRON DE FLUJO BURBUJA

Este tipo de flujo se observa cuando en la tubería los fluidos viajan velocidades relativamente bajas. En tuberías inclinadas ascendentes, a bajos gastos de gas, las pequeñas burbujas fluyen a través de la parte superior de la tubería, conforme el gasto de gas se incrementa, las burbujas tienden a ocupar una porción mayor en la sección transversal de la tubería.

A pequeños ángulos de inclinación y debido a la alta concentración de pequeñas burbujas en la parte superior, éstas chocan formando burbujas de mayor tamaño. De acuerdo al incremento que haya en el ángulo de inclinación, las burbujas de gas se concentran en exceso a lo ancho de la sección transversal de la tubería, provocando un aumento en la velocidad del gas, originándose así un transición de flujo burbuja a flujo bache.

La viscosidad del líquido tiene efectos considerables en esta transición para flujo ascendente y descendente; en ambos casos la alta viscosidad del aceite causa la transición de flujo burbuja a bache a bajas velocidades del gas.

En este tipo de fluidos viscosos, las pequeñas burbujas tienen mayor superficie areal con respecto a su volumen, quedando sujetos a grandes esfuerzos viscosos,

umentando con ello la resistencia del flujo (fig. 1.1).

### 1.3.2 PATRON DE FLUJO BACHE.

Cerca de la transición de flujo burbuja a bache, las burbujas tienden a ensancharse en dirección del flujo, causando ésto una aceleración del líquido que queda frente a la burbuja, provocando un atraso o resbaldamiento en la parte posterior.

En flujo descendente inclinado el flujo bache - ha sido observado únicamente a altos gastos de líquido, - que logran empujar las grandes burbujas de gas que ya se han formado a lo ancho de la sección transversal de la - tubería. Este tipo de flujo está caracterizado por ba - ches alternativos de líquido y gas, moviéndose a lo lar - go de la parte superior del tubo con líquido, el cual se encuentra en movimiento en el fondo del tubo.

El flujo bache también se caracteriza por fluc - tuaciones en los perfiles del colgamiento y de presión. - El rango de las fluctuaciones de presión tiende a incre - mentarse con el aumento del gasto de gas.

La burbuja de gran tamaño que se forma en este - tipo de flujo, cuando el gasto de líquido es bajo tien - den a ascender a la parte superior de la tubería, debido al efecto de flotación, provocando una coalescencia (cho - que) entre ellos, para luego formar el tipo de flujo que se llamará estratificado. Fig. (1.1b) y Fig. (1.2).

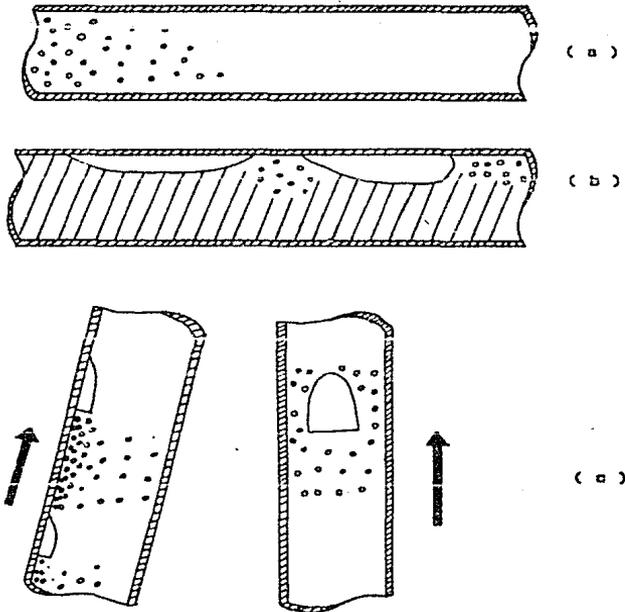


Fig. 1.1

- (a) Flujo burbuja horizontal.  
 (b) Flujo burbuja (elongada) horizontal.  
 (c) Transición del patrón de flujo burbuja al patrón de flujo bache.

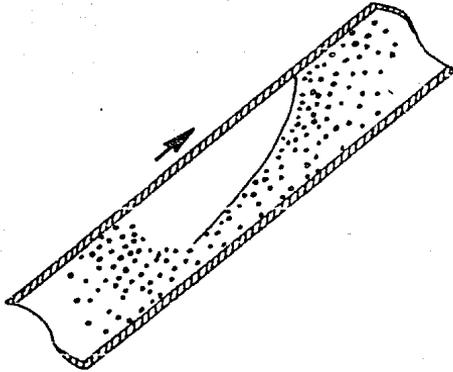


Fig. 1.2 Flujo bache ascendente inclinado.

### 1.3.3 PATRON DE FLUJO ESTRATIFICADO.

El flujo estratificado ha sido observado en tuberías a varios ángulos de inclinación con flujo descendente cuando el gasto de gas y de líquido son bajos.

Este tipo de patrón involucra un flujo caracterizado por un cambio de fase a lo largo de la tubería, en donde el líquido fluye en el fondo, abajo de la interfase. A bajos gastos de gas la interfase gas-líquido es plana, y a medida que el gasto de gas se incrementa, la interfase tiende a formar olas.

Al formarse el flujo estratificado se establece un gradiente de velocidad en la parte líquida; a ángulos excesivos este gradiente llega a ser muy grande, causando una inestabilidad en la interfase, resultando salpicaduras y olas que viajan en dirección del flujo; estas olas son también realizadas por el aumento del gasto del gas. La iniciación de este tipo de olas, está caracterizado por un rápido período de fluctuación de la presión.

El flujo estratificado puede llegar a dar lugar al flujo bache cuando las olas llegan a ser tan grandes -- que logran llenar la sección transversal de la tubería. -- Fig. (1.3) y Fig. (1.4)

### 1.3.4. PATRON DE FLUJO ANULAR

Este tipo de flujo se caracteriza porque la fase

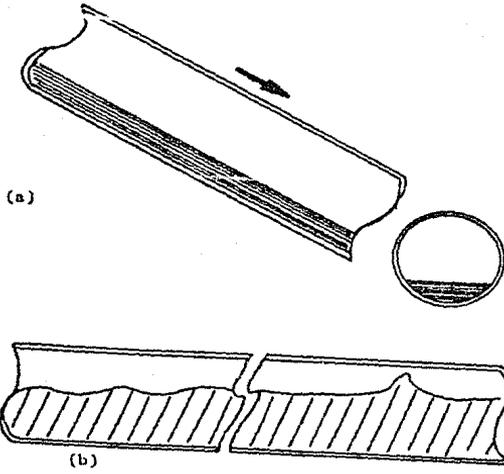


Fig. 1.3 a) Flujo estratificado inclinado.  
b) Flujo horizontal ola.

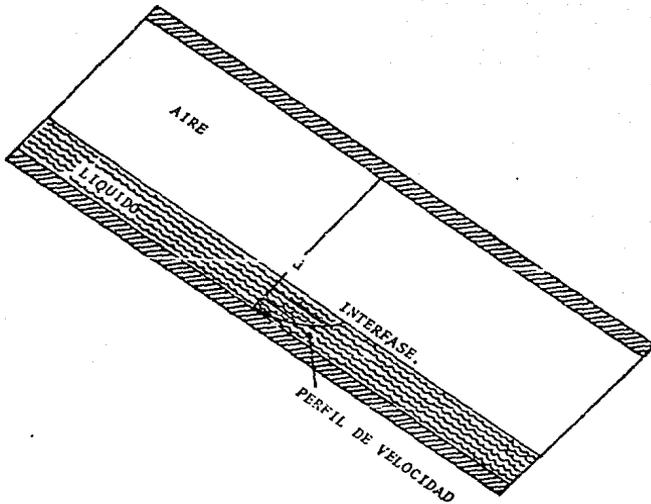


Fig. 1.4 Perfil de velocidad del líquido en flujo estratificado

gaseosa viaja continuamente a lo largo del centro del tubo, y el líquido fluye en forma de anillo en las paredes de la tubería. En flujo anular la fase gaseosa es excéntrica ó concéntrica en la línea, dependiendo de la inclinación.

A cualquier inclinación del tubo en flujo ascendente y descendente, conforme el gasto de fluidos se incrementa hasta llegar a un gasto constante, el flujo anular se llega a formar ya que el líquido gradualmente va invadiendo las paredes del tubo, formando una capa continua. Este patrón de flujo también es caracterizado por la casi total ausencia de resbalamiento.

A muy altos gastos de gas todo el líquido tiende a ser atomizado y fluye como una niebla, dando lugar a otro tipo de patrón de flujo. Fig. (1.5) y Fig. (1.6).

Como ya se mencionó existen muchos patrones de flujo que pueden formarse, pero es muy difícil que puedan ser observados debido a la rápida transición que existe entre ellos. Es por eso que el método de Griffith Lau, Hon, y Pearson considera solamente dos patrones de flujo: bache y anular. El método de Beggs y Brill toma como base cuatro tipos diferentes de patrones de flujo, y dentro de cada uno incluye a otros patrones de flujo, de la manera siguiente: el patrón de flujo segregado incluye al estratificado, ondulado y anular; el patrón de flujo intermitente que incluye al tapón y al tipo bache, el distribuido que considera al tipo burbuja y el tipo niebla; además que incluye el patrón de flujo de transición, el cual es precisamente la transición que existe -

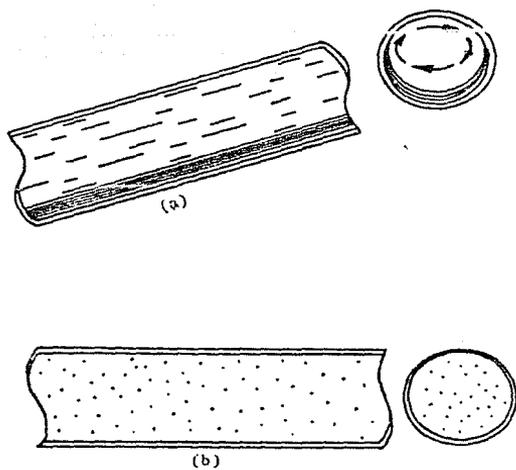


Fig. 1.5 a) Flujo anular inclinado.  
b) Flujo niebla.

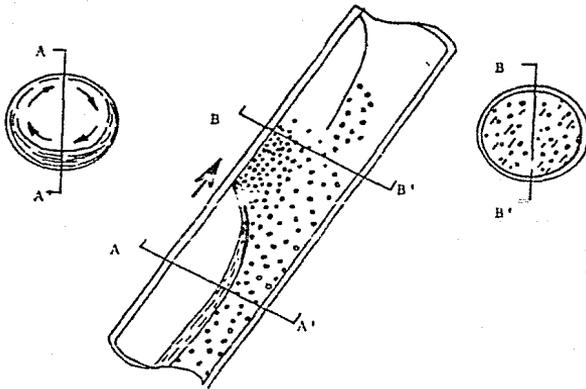


Fig. 1.6. Sección transversal de la transición de flujo bache a flujo anular.

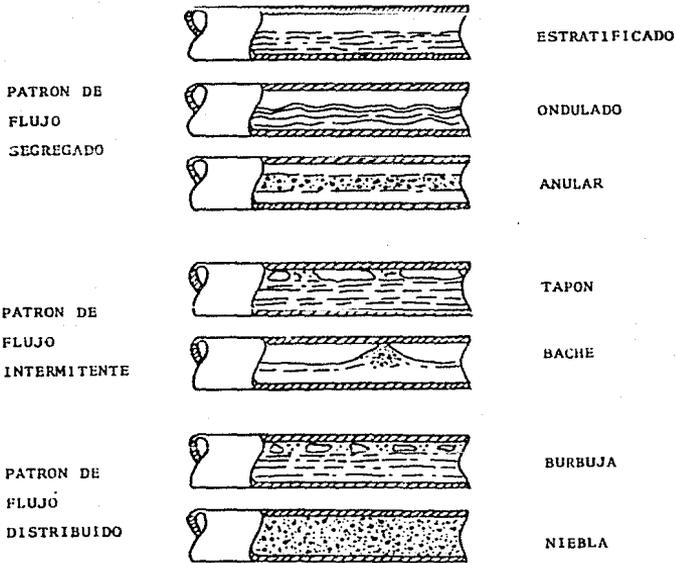


Fig. 1.7 Patrones de Flujo Horizontal de Beggs y Brill

al cambiar del patrón de flujo segregado a intermitente (fig. 1.7).

#### 1.4 COLGAMIENTO DEL LIQUIDO ( $H_L$ )

Para poder calcular la caída de presión por elevación en un sistema de conducción de hidrocarburos, es muy importante tomar en cuenta los efectos gravitacionales y la densidad de la mezcla. Esta densidad va a depender de la cantidad de gas y líquido que fluyan por la tubería.

La velocidad de cada fase siempre será diferente, pero por lo general en flujo ascendente la velocidad mayor corresponderá al gas, ya que la diferencia entre compresibilidades del gas y del líquido, hace que el gas en expansión viaje a mayor velocidad que el líquido, lo que provoca que haya un retraso o resbalamiento del líquido.

Este retraso será entonces una función de la relación gas-líquido que exista en la tubería, que se conoce como colgamiento del líquido ( $H_L$ ), y que se define como la relación que existe entre el volumen de líquido en una sección de tubería, a condiciones de flujo entre el volumen de dicha sección.

Las causas del resbalamiento son varias, de entre las cuales se pueden nombrar la fuerza gravitacional que actúa sobre la fase líquida, las fuerzas viscosas, el ángulo de inclinación de la tubería y la tensión superficial.

Existen muchas correlaciones para calcular el colgamiento del líquido ( $H_L$ ), y en el presente trabajo se aplicará la que cada autor proponga en su método.

Una vez determinado el colgamiento se procede a calcular la densidad de la mezcla, y ésto a su vez nos permite conocer la caída de presión por elevación.

Existe otro concepto importante para determinar el gradiente de presión que se denomina colgamiento sin-resbalamiento ( $\lambda_L$ ). Se define en la misma forma que  $H_L$ ; pero se calcula a partir de las condiciones de entrada de la tubería. En este concepto se supone que los volúmenes fluyendo de cada fase son predecibles a partir de las condiciones de entrada a la tubería, de modo que:

$$\lambda_L = \frac{1}{1 + \frac{q (R - R_s) B_g}{5.615 (q B_0 + q_w B_w)}} \quad \text{----- (1.4.1)}$$

donde:

$q$  :gasto de aceite.

$B_0$  :Factor de volumen del aceite.

$B_g$  :Factor de volumen del gas

$R$  :Relación gas-aceite instantánea (de producción)

$R_s$  :Relación de solubilidad,

Este colgamiento sin resbalamiento nos permitirá calcular la densidad sin resbalamiento, que algunos autores utilizan para calcular los gradientes.

### 1.5. ECUACIONES BASICAS PARA FLUJO MULTIFASICO.

Otra parte básica para poder calcular las caídas de presión con flujo multifásico, es la de determinar -- las propiedades de la mezcla a las condiciones de flujo, y para ello se han desarrollado en forma empírica varias ecuaciones para poder calcularlas; desde luego que los resultados que aportan son lo más acercado a la realidad por la imposibilidad de poder determinarlos físicamente.

A continuación se presentan las ecuaciones con las que se calcula cada una de ellas.

#### 1.5.1 VELOCIDADES SUPERFICIALES.

La velocidad superficial es aquella que tendría cualquiera de las fases, si ocupara el total de la tubería.

La velocidad queda definida como el gasto del fluido correspondiente entre el área transversal de la tubería, así que para cada fase queda determinada como:

$$V_{SL} = \frac{q'_L}{A} = 0.0119 \left( \frac{q_{B_O} + q_{W_{B_W}}}{d^2} \right) \quad \text{--- (1.5.1.)}$$

$$V_{sg} = \frac{q'_g}{A} = \frac{0.002122q (R-R_s)B_g}{d^2} \quad \text{--- (1.5.2.)}$$

$$V_m = \frac{q'_L + q'_g}{A} = V_{cL} + V_{sg} \quad \text{--- (1.5.3.)}$$

donde :

$V_{sL}$  = velocidad superficial del líquido.

$V_{sg}$  = velocidad superficial del gas.

$V_m$  = velocidad de la mezcla.

### 1.5.2. VELOCIDADES REALES

Estas velocidades son las correspondientes a cada fase que fluyen en forma coincidente; pero que están afectadas por el resbalamiento; es decir, que para calcular estas velocidades es necesario afectar a las velocidades superficiales por el colgamiento del líquido, de tal manera que la velocidad de cada fase corresponde al gasto real de cada una entre la parte correspondiente del área transversal que ocupe cada una de las fases en

la tubería, de tal manera que :

$$V_L = \frac{q'_L}{A_L} = \frac{q'_L}{A H_L} = \frac{V_{sL}}{H_L} \quad \text{--- (1.5.4)}$$

$$V_g = \frac{q'_g}{A_g} = \frac{q'_L}{A(1-H_L)} = \frac{V_{sg}}{1-H_L} \quad \text{--- (1.5.5)}$$

donde :

$V_L$  : velocidad real del líquido

$V_g$  : Velocidad real del gas.

### 1.5.3. DENSIDAD DE LA MEZCLA.

La densidad de la mezcla va depender completamente de la cantidad de gas o líquido que se encuentre en una determinada sección de la tubería; esta cantidad va a ser definida por el colgamiento del líquido.

$$f_m = f_L H_L + f_g (1 - H_L) \quad \text{--- (1.5.6.)}$$

donde :

$f_m$  : densidad de la mezcla.

En algunos métodos para calcular las caídas de presión, se utiliza el término de densidad sin resbala

miento, que utiliza el concepto de colgamiento sin resbalamiento ( $f_{ns}$ ) de la forma siguiente:

$$f_{ns} = f_L \lambda_L + f_g (1 - \lambda_L) \quad \text{-----(1.5.7)}$$

donde:

$f_{ns}$ : Densidad sin resbalamiento.

#### 1.5.4. GASTO DE MASA

El gasto de masa se define como:

$$W_m = \frac{\text{lbn de líquido y gas}}{\text{segundo}} = W_o + W_g + W_w$$

donde cada componente se calcula con las ecuaciones siguientes:

$$W_o = f_o q B_o / 15387 \quad \text{-----(1.5.8)}$$

$$W_w = f_w q_w B_w / 15387 \quad \text{-----(1.5.9)}$$

$$W_g = f_g q (R-R_s) B_g / 86400 \quad \text{-----(1.5.10)}$$

donde:

$W_m$  : Gasto de masa

$W_Q$  : Gasto de aceite,

$W_g$  : Gasto de gas.

$W_w$  : Gasto de agua.

#### 1.5.5. VISCOSIDAD DE LA MEZCLA.

Como las propiedades anteriores de los fluidos, también la viscosidad de la mezcla va a depender de la proporción en que fluyan juntos el líquido y el gas, -- por lo que es indispensable introducir en dicho cálculo el término del colgamiento del líquido ( $H_L$ ).

$$\mu_m = \mu_L^{H_L} \mu_g^{(1-H_L)} \text{ -----(1.5.11)}$$

donde:

$\mu_m$  = Viscosidad de la mezcla.

$\mu_L$  = Viscosidad del líquido.

$\mu_g$  = Viscosidad del gas

También la viscosidad sin resbalamiento puede ser calculada por:

$$\mu_{ns} = \mu_L \lambda_L + \mu_g (1 - \lambda_L) \text{ -----(1.5.12)}$$

$\mu_{ns}$ : Viscosidad sin resbalamiento.

Cabe hacer mención que, para determinar la viscosidad del líquido, es necesario aplicar las ecuaciones siguientes:

$$\mu_L = \mu_o f_o + \mu_w f_w \quad \text{-----(1.5.13)}$$

$$f_o = \frac{q_o B_o}{q_o B_o + q_w B_w} = \frac{1}{1 + \frac{q_w B_w}{q_o B_o}} \quad \text{-----(1.5.14)}$$

$$f_w = \frac{q_w B_w}{q_w B_w + q_o B_o} = \frac{1}{1 + \frac{q_o B_o}{q_w B_w}} \quad \text{-----(1.5.15)}$$

y:

$$f_w = 1 - f_o \quad \text{-----(1.5.16)}$$

Y de igual manera se calcula la tensión superficial de la mezcla:

$$\sigma_L = \sigma_o f_o + \sigma_w f_w \quad \text{-----(1.5.17)}$$

**CAPITULO 2.****DESCRIPCION DE LOS METODOS.**

- 2.1.- METODO DE O. FLANIGAN.
- 2.2.- METODO DE GRIFFITH, LAU, HON Y PEARSON.
- 2.3.- METODO DE BEGGS Y BRILL.
- 2.4.- METODO DE H. MUKERJEE.

## 2.1. METODO DE ORIN FLANIGAN (34)

En 1958, Orin Flanigan, propuso un método para--- calcular las caídas de presión con flujo multifásico, en tuberías pasaban por terrenos inclinados; para ello fue diseñada una tubería de 16 pg. de diámetro para manejar volúmenes de 70 MMpies<sup>3</sup> de gas y de 70 000 galones de -- condensado , en una distancia de 25 millas.

El método se desarrolló usando datos de campo obtenidos de la tubería de 16 pg. de diámetro, a la que se le instalaron medidores de presión. Se realizaron pruebas en cada sección (previamente establecidas), para tratar de representar la variación de presión debido a las pendientes del sistema .

Se realizó una serie de pruebas con diferentes - gastos de gas y de líquido, de antemano seleccionados, para dar un amplio rango de resultados que fuera práctico.

Finalmente los datos de las pruebas, fueron reunidos y examinados, para llegar a la conclusión de que, casi el total de las caídas de presión ocurrieron en la -- sección ascendente de la línea de conducción, debido a - la acumulación de líquido en las partes superiores de la sección ascendente, y que el gasto de gas era insuficiente para remover los baches.

Además se determinó que la caída de presión en flujo multifásico está formada por dos componentes, los cuales están representados en la fig.(2.1.).

Uno de los componentes se identificó como la caída de presión debida a la fricción y el segundo es el efecto de elevación, debido a la carga del líquido. La suma de estos dos efectos es la caída total de presión.

$$\Delta P_T = \Delta P_f + \Delta P_e \quad \text{---( 2.1.1. )}$$

#### 2.1.1. CAIDA DE PRESIÓN POR FRICCIÓN .

Para calcular las caídas de presión por fricción, se revisaron los trabajos realizados por Ovid Backer, acerca de la correlación de la eficiencia de la línea de conducción de los fluidos para flujo multifásico horizontal. Después de examinar los datos de Backer, se detectó que se podía obtener una mejor correlación. Se revisaron los datos y la correlación resultante se muestra en la fig.(2.2). En esta correlación la eficiencia de la línea es una función de la velocidad del gas y de la relación gas-líquido (Rf).

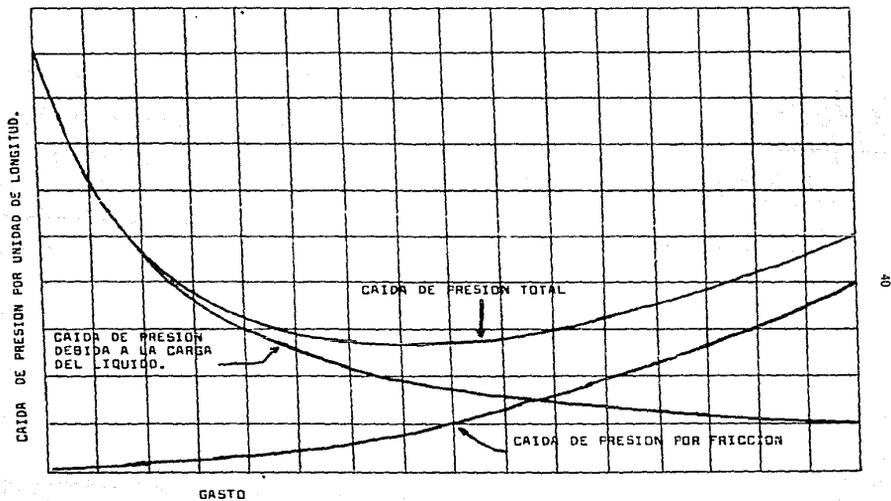


FIG.21. COMPONENTES DE LA CAIDA DE PRESION EN FLUJO MULTIFASICO.

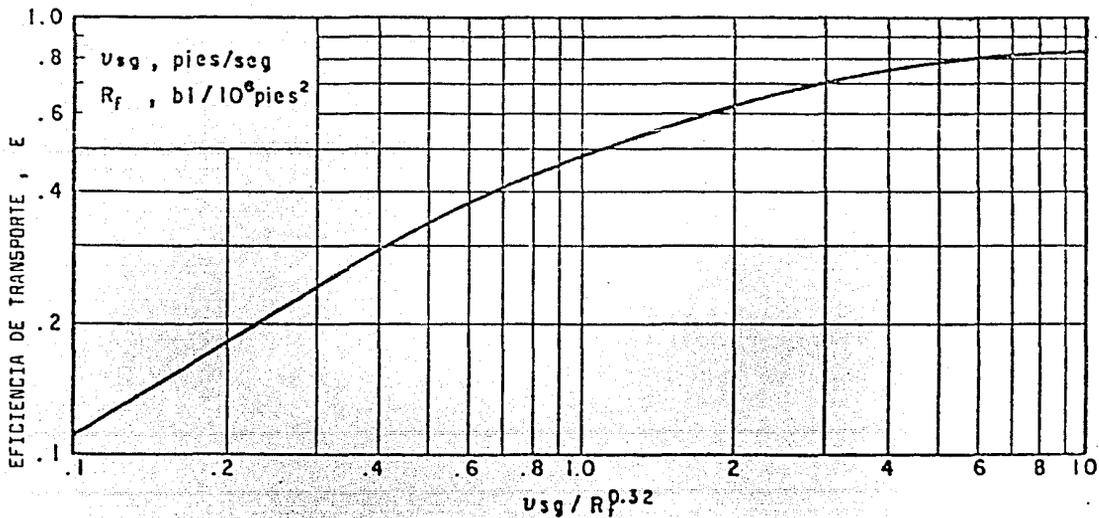


FIG. 2.2 FACTOR DE EFICIENCIA DE FLANIGAN.

Para el cálculo de las caídas de presión por fricción, se utilizó la ecuación de Panhandle.

$$q_g = \frac{2.917 \times 10^5}{d^{2.6182}} E \left[ \frac{T_{sc}}{p_{sc}} \right]^{1.0788L} \left[ \frac{p_1^2 - p_2^2}{TL^{0.8539}} \right]^{0.5394} *$$

(2.1.2.)

A esta ecuación se le incorporó el factor de eficiencia de la tubería (E), para tomar en cuenta la presencia de líquido en la tubería.

#### 2.1.2 CAIDA DE PRESION POR ELEVACION.

Después de revisar los datos obtenidos de las pruebas que se describieron al inicio, se llegó a las siguientes observaciones:

- 1.-A bajas velocidades del gas durante las pruebas, la mayor parte de las caídas de presión ocurrieron en las secciones ascendentes de la tubería.
- 2.-La caída de presión es directamente proporcional a la suma de las secciones ascendentes de la tubería ( $\sum z$ ).
- 3.-La inclinación del terreno no afecta de la manera como lo hace la  $\sum z$ ; por lo tanto las caídas de presión por elevación, son independientes del ángulo de inclinación del terreno con respecto a la horizontal.

4.- La recuperación en las secciones en las que el flujo es descendente es insignificante.

A partir de esas observaciones se estableció que la caída de presión por elevación podía calcularse por:

$$\Delta P_e = \frac{g}{g_c} \int_L H_L \Sigma \dots \dots \dots (2.1.3)$$

El colgamiento del líquido se puede calcular con la correlación desarrollada entre  $H_L$  y la velocidad superficial del gas ( $V_{sg}$ ), con los datos obtenidos de la tubería de 16 pg. de diámetro. Esta correlación estuvo apoyada por cantidades bastante grandes de datos y experimentales que representan una amplia variedad de fluidos, y un amplio rango de condiciones de flujo, como puede observarse en la figura (2.3).

El colgamiento del líquido también se puede calcular con la siguiente ecuación:

$$H_L = \frac{1}{1 + 0.3268 V_{sg}} \dots \dots \dots (2.1.4)$$

### 2.1.3 PROCEDIMIENTO DE CALCULO.

Como en casi todos los métodos, la aplicación del procedimiento de cálculo implica un proceso iterativo, ya que la mayoría del total de las caídas de presión dependen del colgamiento, el cual es una función de la velo ---

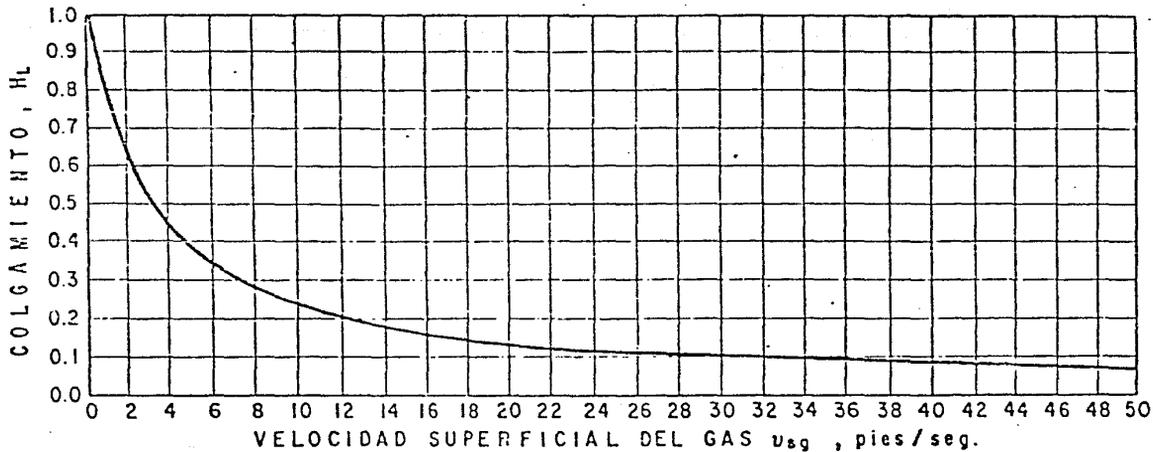


FIG.2.3. CORRELACION PARA EL COLGAMIENTO DE FLANIGAN

cidad superficial del líquido y éste, a su vez, depende de la presión media.

- 1.- Calcular la presión media suponiendo una caída de presión  $\Delta P_s$

$$\bar{P} = P_1 + \frac{\Delta P_s}{2} \quad \text{---(2.1.5)}$$

- 2.- Con los datos de presión media ( $\bar{P}$ ) y temperatura media ( $\bar{T}$ ), calcular el valor de  $R_s$ ,  $B_o$ ,  $Z$ .
- 3.- Calcular la densidad del líquido y la velocidad superficial del gas ( $V_{sg}$ ).

$$V_{sg} = \frac{q (R-R_s) P_{cs} T Z}{86 400 A_p \bar{P} T_{cs}} \quad \text{---(2.1.6)}$$

- 4.- De la ecuación (2.1.4.) o de la fig.(2.3.), calcular el valor del colgamiento del líquido ( $H_L$ ), que corresponda al valor de  $V_{sg}$ .
- 5.- Con la ecuación (2.1.3.) calcular la caída de presión por elevación.
- 6.- Con la figura (2.2.), obtener el valor de la eficiencia de la línea de conducción ( $E$ ).
- 7.- Determinar la caída de presión por fricción con la ecuación (2.1.2.), despejando  $P_2$  :

$$P_2 = \left[ P_1^2 - 7.389 \times 10^{-11} \frac{\bar{T} L \gamma_g^{0.8359}}{d^{4.8359}} \left( \frac{q_g}{E} \right)^{1.8359} \left( \frac{Pcs}{TCS} \right)^2 \right]^{0.5}$$

--( 2.1.7.)

donde la caída de presión por fricción está dada por:

$$\Delta P_f = P_1 - P_2$$

- 8.- Calcular la caída de presión total con la ecuación (2.1.1.) . Sí la diferencia entre la caída de presión supuesta y la calculada es menor o igual a una tolerancia establecida, el proceso se da por -- terminado; pero si no es así, con la caída de presión calculada se procede a determinar la presión media y se regresa al punto (1) .

## 2.2. METODO DE GRIFFITH, LAU, HON Y PEARSON.<sup>(4,6)</sup>

Este método fue desarrollado en el Instituto Tecnológico de Massachusetts, USA, en el año de 1973 y es aplicable para calcular las caídas de presión en tuberías inclinadas con flujo simultáneo de gas y aceite.

La correlación en que se basa este método se preparó utilizando los datos para flujo inclinado de Sevigny, Singh, Griffith y Beggs. Estos datos en su mayor parte fueron tomados de un sistema cerrado a una atmósfera de presión, por donde fluían simultáneamente agua y aire en tuberías de 1 y 2 pulgadas de diámetro con diferentes ángulos de inclinación. Solamente considera dos regímenes de flujo y los efectos de rugosidad de la tubería, la viscosidad del fluido y el líquido atrapado en el gas no se toman en cuenta.

Para el cálculo de las caídas de presión se consideran solamente dos términos : caídas de presión por elevación y por fricción, pudiéndose expresar como :

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_t = \left(\frac{dp}{dL}\right)_f + \left(\frac{dp}{dL}\right)_e \quad \text{-- (2.2.1.)}$$

La caída de presión por densidad es evaluado considerando el efecto del diámetro de la tubería ya que existe un diámetro óptimo para algún gasto dado de flujo.

Esta optimización aparece del hecho de que, a gastos fijos para flujo bifásico la caída de presión por elevación se incrementan con aumentos en el diámetro - de la tubería, mientras que las pérdidas por fricción - disminuyen; y ésto se debe principalmente al efecto del colgamiento del líquido (HL), ver fig.(2.4.).

Por lo que la caída de presión por elevación puede calcularse de la manera siguiente :

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_e = \frac{g}{g_c} \rho_m \sin \theta \quad \text{--(2.2.2.)}$$

donde :

$\left(\frac{dp}{dL}\right)_e$  : pérdida de presión por elevación.

$g$  : aceleración de la gravedad = 32.2 pies/seg<sup>2</sup>

$g_c$  : constante gravitacional = 32.2 pies lbm/seg<sup>2</sup>lb<sub>f</sub>

$\rho_m$  : densidad de la mezcla

$\theta$  : ángulo de desviación de la vertical.

### 2.2.1. DETERMINACION DEL REGIMEN DE FLUJO

Para poder calcular la caída de presión por densidad y por fricción es indispensable conocer en que régimen de flujo se encuentran los flúidos .

Todos los regímenes de flujo se forman en las tuberías inclinadas, pero este método sólo concidera dos regímenes de flujo, que son el flujo bache y el anular.

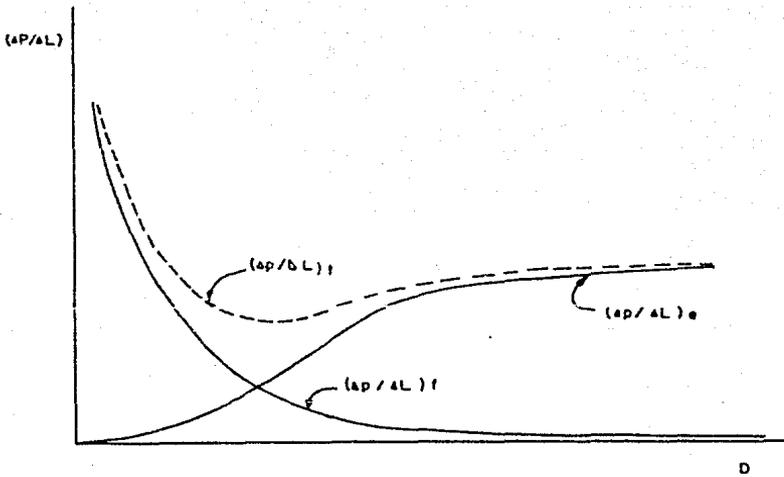


Fig.2.4 Gradiente de presión como una función del diámetro de la tubería con gastos fijos de flujo bifásico - en tuberías inclinadas.

No se contempla el flujo burbuja, debido a que las burbujas que se forman en las tuberías inclinadas, tienden a fluir por la pared superior del tubo e incrementar el número de coaliciones entre las burbujas, y fomentar una rápida transición de flujo burbuja a bache, por lo que la contribución del flujo burbuja en la caída de presión, puede ser considerada como insignificante.

El criterio que se siguió para determinar la transición entre el flujo bache y el flujo anular, incluye los efectos del diámetro de la tubería para bajas velocidades de flujo, la relación de densidades de los fluidos y las velocidades de flujo del gas y del aceite; de lo cual surgieron las siguientes relaciones empíricas para determinar el regimen de flujo.

PATRONES DE FLUJO.

$$N' v_L = v_{sL} \left[ \frac{f_L}{gd (f_L - f_g)} \right]^{0.5} \quad \dots (2.2.3) \dots$$

$$N' v_g = v_{sg} \left[ \frac{f_g}{gd (f_L - f_g)} \right]^{0.5} \quad \dots (2.2.4) \dots$$

$$L_a = (7.0 + 0.06 \frac{f_L}{f_g}) N' v_L \quad \dots (2.2.5) \dots$$

$$L_s = 0.9 + 0.6 N' v_L \quad \dots (2.2.6) \dots$$

Existe flujo bache si:

$$N' v_L > 1.5 \quad \text{y} \quad N' v_g \leq L_a \quad \dots (2.2.7) \dots$$

$$6 N' v_L < 1.5 \quad \text{y} \quad N' v_g \leq L_s \quad \dots (2.2.8) \dots$$

Existe flujo anular si:

$$N' v_L < 1.5 \quad \text{y} \quad N' v_g > L_s \quad \dots(2.2.9)\dots$$

$$6 \quad N' v_L > 1.5 \quad \text{y} \quad N' v_g > L_a \quad \dots(2.2.10)\dots$$

### 2.2.2 CAIDAS DE PRESION EN FLUJO BACHE.

#### 2.2.2.1 CAIDAS DE PRESION POR DENSIDAD.

Un parámetro importante para el cálculo de las caídas de presión por densidad, es la determinación del colgamiento del líquido ( $H_L$ ) ya que es indispensable para evaluar la densidad de la mezcla de fluidos.

El método de cálculo usado es el de Zuber-Findlay que incluyen las siguientes expresiones:

$$Co = 1.15 \quad \dots(2.2.11)$$

$$Vo = K \sqrt{gd} \quad \dots(2.2.12)$$

donde  $Co$  es conocida como la constante de Zuber-Findlay, y es independiente del ángulo de inclinación, y  $K$  es una función del ángulo de inclinación de la tubería, como lo muestra la figura (2.5)

Las expresiones (2.2.11) y (2.2.12) son incluidas en la expresión para el cálculo del colgamiento para este tipo de flujo.

$$H_L = 1 - \frac{v_{sg}}{Co (v_{sL} + v_{sg}) + Vo} \quad \dots(2.2.13)\dots$$

Por lo que la densidad de la mezcla puede ser calculada mediante la ecuación siguiente:

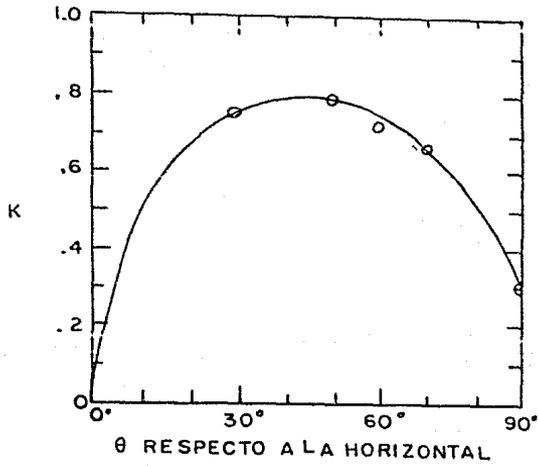


fig. 2.5 Factor de inclinación.

$$f_m = f_L H_L + f_g (1-H_L) \quad \dots (2.2:14) \dots$$

### (2.2.2.2) Caídas de presión de fricción.

La expresión para calcular las caídas de presión por fricción es:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_f = \frac{f f_{ns} v_m^2 R_L}{2 g_c d} \quad \dots (2.2:15) \dots$$

Lo que implica calcular cada uno de los parámetros que se incluyen en la ecuación para flujo bifásico.

$f_{ns}$  = Densidad de la mezcla sin resbalamiento

$$f_{ns} = f_L \lambda + f_g (1 - \lambda) \quad \dots (2.2:16) \dots$$

$$\lambda_L = \frac{v_{sL}}{v_m} \quad \dots (2.2:17) \dots$$

$$R_L = \frac{f_{ns}}{f_L} S \quad \dots (2.2:18) \dots$$

Donde el parámetro S toma en cuenta la variación de  $H_L$  con respecto al ángulo, y se denomina multiplicador de fricción de Thom, y es una función de la calidad X (masa de gas/masa total) y de la relación de las densidades de los fluidos,  $f_L/f_g$ . Este parámetro lo podemos obtener de la figura (2.6)

El factor de fricción se obtiene de:

$$f = 0.184 N_{Re}^{-0.2} \quad \dots (2.2:20) \dots$$

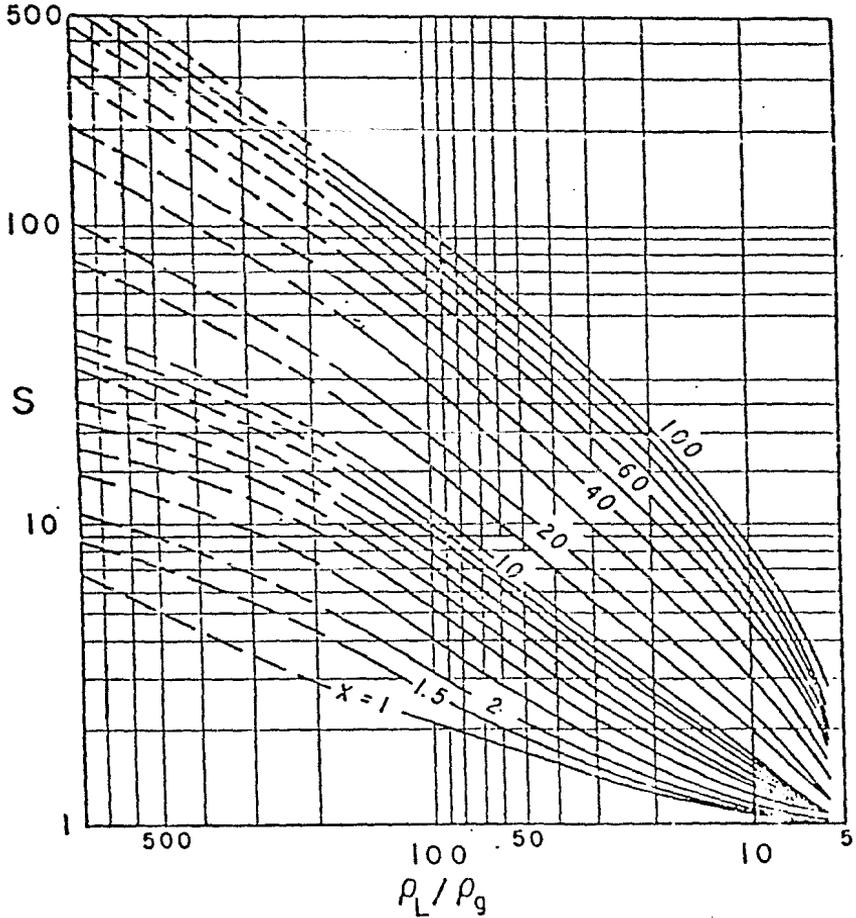


FIG. 2.6 Multiplicador de fricción.

$$y \quad N_{Re} = 1488 \frac{f_{ns} \quad V_m \quad d}{\mu_L} \quad \dots (2.2.20) \dots$$

## 2.2.3 CAIDAS DE PRESION EN FLUJO ANULAR.

### 2.2.3.1 Caída de presión por densidad.

En comparación con el flujo bache, la contribución de la densidad en la caída total de presión es de menor significancia en flujo anular. Por esta razón se propuso la siguiente expresión para el cálculo del colgamiento del líquido ( $H_L$ )

$$H_L \equiv \frac{1}{\left(\frac{V_g}{V_L}\right) \frac{f_g}{f_L} \frac{(1-x)}{x} + 1} \quad \dots (2.2.21) \dots$$

Esta expresión para poder ser resuelta, utiliza las curvas de Thom de la relación de velocidades, de tal manera que para calcular la relación  $V_g/V_L$  se determina con las curvas mencionadas de la figura (2.7) como una función de la relación  $f_L/f_g$ , y además:

$$x = \frac{W_g}{W_L + W_g} \quad (2.2.22)$$

$W_g$ : gasto de masa de gas (lbs/seg)

$W_L$ : gasto de masa de líquido (lbs/seg).

### 2.2.3.2 Caída de presión por fricción

El gradiente de presión debido a la fricción, se calcula utilizando las ecuaciones correspondientes al flujo bache.

#### PROCEDIMIENTO DE CALCULO.

1) A partir de un punto de presión y longitud conocido.

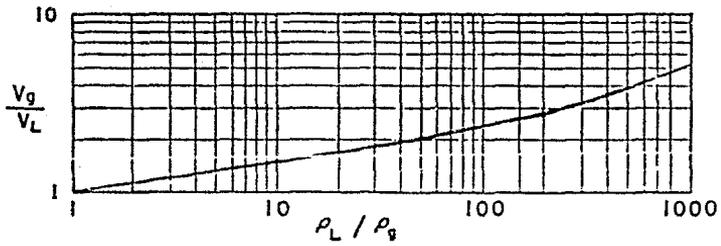


FIG. 2.7 FACTOR DE RESBALAMIENTO.

$(P_1, L_1)$ . fijar un incremento de presión supuesto -  $(\Delta P_s)$ .

- 2) Calcular la presión media, de la manera siguiente:

$$\bar{P} = P_1 + \frac{\Delta P_s}{2}$$

- 3) A partir de las condiciones media de presión y temperatura, calcular  $f_L$ ,  $f_g$ ,  $V_{sL}$ ,  $V_{sg}$ ,  $V_m$
- 4) Determinar el valor de los números adimensionales  $N'_{VL}$ ,  $N'_{vg}$ ,  $La$  y  $Ls$  para definir el patrón de flujo.
- 5) Una vez conocido el patrón de flujo, calcular el colgamiento  $H_L$  y la densidad de la mezcla ( $f_m$ )
- 6) Calcular el gradiente de presión por fricción  $\left(\frac{dp}{dL}\right)_f$
- 7) Calcular el gradiente de presión por elevación  $\left(\frac{dp}{dL}\right)_e$  y el gradiente de presión total.
- 8) Cuantificar la pérdida total de presión  $(\Delta P_c)$

$$\Delta P_c = \frac{\Delta P}{\Delta L} \Delta L$$

y comparar los valores de  $\Delta P_s$  con  $\Delta P_c$  y si son iguales o difieren en una tolerancia establecida aproximadamente de 1 ( $lb/pg^2$ ), se da por determinado el proceso y en caso contrario se hace:

$$\Delta P_C = \Delta P_S$$

y se regresa al paso No. 1

### 2.3 METODO DE BEGGS Y BRILL (1,4)

Este método fue desarrollado para determinar el efecto del ángulo de inclinación en el colgamiento y caídas de presión en tuberías inclinadas con flujo bifásico (gas-líquido). El estudio experimental consistió en la medición del colgamiento del líquido y caídas de presión en tuberías inclinadas de 1 a 5 pg. de diámetro interior. Los fluidos usados fueron aire y agua, los gastos de flujo variaron de 0 a 300 Mpies<sup>3</sup>/día de gas. Los datos fueron tomados a inclinaciones de  $\pm 90^\circ$ ;  $\pm 75^\circ$ ;  $\pm 55^\circ$ ;  $\pm 35^\circ$ ;  $\pm 20^\circ$ ;  $\pm 15^\circ$ ;  $\pm 10^\circ$ ;  $\pm 5^\circ$  y  $0^\circ$  de la horizontal. El sistema de presión se varió de 35 a 95 psia. De los resultados de los experimentos se estableció que el colgamiento y el factor de fricción dependían del patrón de flujo y del ángulo de inclinación, así mismo, se determinó que la recuperación de presión es considerable cuando el flujo es descendente.

#### DESARROLLO DE CORRELACIONES

##### 2.3.1. Correlación para el colgamiento del líquido ( $H_L$ ).

La dependencia del colgamiento del líquido, fue determinada al graficar el colgamiento contra el ángulo de inclinación. Este fenómeno se puede explicar concidiendo los efectos de gravedad y de la viscosidad de la fase líquida. A medida que el ángulo de la tubería se incrementa, las fuerzas de gravedad actúan en el líquido, causando un decremento en la velocidad del líquido,

umentando el resbalamiento y el colgamiento.

Se llevaron a cabo numerosos intentos para establecer una relación entre el colgamiento y los gastos de flujo, el tamaño de la tubería, el ángulo y otras variables. Finalmente se decidió normalizar el colgamiento por la desviación del colgamiento a algunos ángulos con respecto al colgamiento a  $0^\circ$ , ésto es :

$$\frac{H_L(\theta)}{H_L(0^\circ)} = \Psi \quad \text{--(2.3.1.)}$$

donde :

$H_L(\theta)$  : colgamiento en el ángulo  $\theta$

$H_L(0^\circ)$  : colgamiento horizontal.

$\Psi$  : factor de corrección por inclinación.

Para calcular el colgamiento, se hizo necesario determinarlo para cada patrón de flujo de la forma siguiente :

a) Flujo segregado : 
$$H_L = \frac{0.98 \lambda_L^{0.4846}}{N_{FR}^{0.0868}} \quad \text{--(2.3.2.)}$$

b) Flujo intermitente : 
$$H_L = \frac{0.845 \lambda_L^{0.5351}}{N_{FR}^{0.0173}} \quad \text{--(2.3.3.)}$$

c) Flujo distribuido : 
$$H_L = \frac{1.065 \lambda_L^{0.5824}}{N_{FR}^{0.609}} \quad \text{--(2.3.4.)}$$

d) Flujo de transición : para este patrón, el valor de  $H_L(\theta)$  se interpola entre los valores del flujo segregado e intermitente.

Para determinar el valor de corrección por la inclinación se utilizó la ecuación siguiente :

$$\Psi = 1 + C [\sin(1.8\theta) - \sin^3(1.8\theta)/3] \quad \text{--(2.3.5)}$$

Se hizo prioritario desarrollar un método para predecir el valor de C en cualquiera de los regímenes de flujo tomados en cuenta. Diversos análisis revelaron que el valor de C puede correlacionarse con el colgamiento sin resbalamiento ( $\lambda_L$ ), el número de Froude ( $N_{FR}$ ) y el número de la velocidad del líquido ( $N_{LV}$ ). Se determinó que se podía utilizar una sola ecuación para el cálculo de C, para cada régimen de flujo; la ecuación obtenida es:

$$C = (1 - \lambda_L) \ln(\alpha \lambda_L^\phi N_{FR}^\delta N_{LV}^\gamma) \quad (2.3.6)$$

Los factores  $\alpha$ ,  $\phi$ ,  $\gamma$ , y  $\delta$  se determinan de acuerdo al patrón de flujo, de la siguiente tabla:

Flujo	Patrón de flujo	$\alpha$	$\phi$	$\gamma$	$\delta$
Ascendente	Segregado	0.011	-3.768	3.539	-1.614
	Intermitente	2.96	0.305	-0.4473	0.0978
	Distribuido	No se aplica corrección			
Descendente	Todos	4.70	-0.3692	0.1244	-0.5056

TABLA 2.3.1

De la misma manera, se estableció que para flujo ascendente-distribuido, el colgamiento ( $H_L$ ) no era función del ángulo y así:

$$C = 0, \text{ y por lo tanto } \Psi = 1$$

### 2.3.2. Correlación para determinar el patrón de flujo.

Para determinar el patrón de flujo se graficó el colgamiento horizontal v.s. el colgamiento sin resbalamiento ( $\lambda_L$ ) con el Número de Froude; como lo muestra la figura (2.8).

La forma de la curva tiene un quiebre en las curvas para  $N_{FR} = 1$  y  $N_{FR} = 0.5$ , lo cual indica un cambio en el pa

trón de flujo segregado a flujo intermitente.

Aunque el colgamiento del líquido decrece grandemen -- te a medida que el flujo cambia de segregado a intermiten -- te, este cambio no es tan rápido, como lo indican las ecua -- ciones. Esta situación puedé ser eliminada por la defini -- ción de una zona de transición entre los dos patrones de -- flujo. Fig (2.9)

Diferentes correlaciones fueron usadas para cada uno - de los regímenes de flujo, basados en condiciones de flujo - horizontal, para lo cual fue necesario desarrollar un méto - do para predecir el patrón en flujo multifásico horizontal; para ello se graficó el número de Froude vs. el colgamiento sin resbalamiento ( $\lambda$ ) en papel log-log, que dió como resul - tado un agrupamiento de puntos en diferentes áreas, las cua - les son mostradas en un mapa de patrones de flujo en la fig. (2.9) y (2.10). Este mapa puede o no definir estrictamente el patrón de flujo, hacia el cual una condición de flujo da do caerá; pero si determina la ecuación usada en la predic - ción del patrón de flujo.

Estas ecuaciones fueron ajustadas a las curvas de las - fig. (2.9) y (2.10), de modo que el patrón de flujo puede - ser determinado fuera de la gráfica referida. Así que, el - patrón de flujo puede ser definido con las ecuaciones si -- guientes:

Condiciones:	Patrón de Flujo:
$\lambda < 0.01$ y $N_{FR} < L_1$ ó	
$\lambda \geq 0.01$ y $N_{FR} < L_2$	SEGREGADO
$\lambda \geq 0.01$ y $L_2 < N_{FR} \leq L_3$	TRANSICION.
$0.01 \leq \lambda < 0.4$ y $L_3 < N_{FR} \leq L_1$ ó	
$\lambda \geq 0.4$ y $L_3 < N_{FR} \leq L_4$	INTERMITENTE
$\lambda < 0.4$ y $N_{FR} \geq L_1$ ó $\lambda \geq 0.4$ y $N_{FR} > L_4$	DISTRIBUIDO.

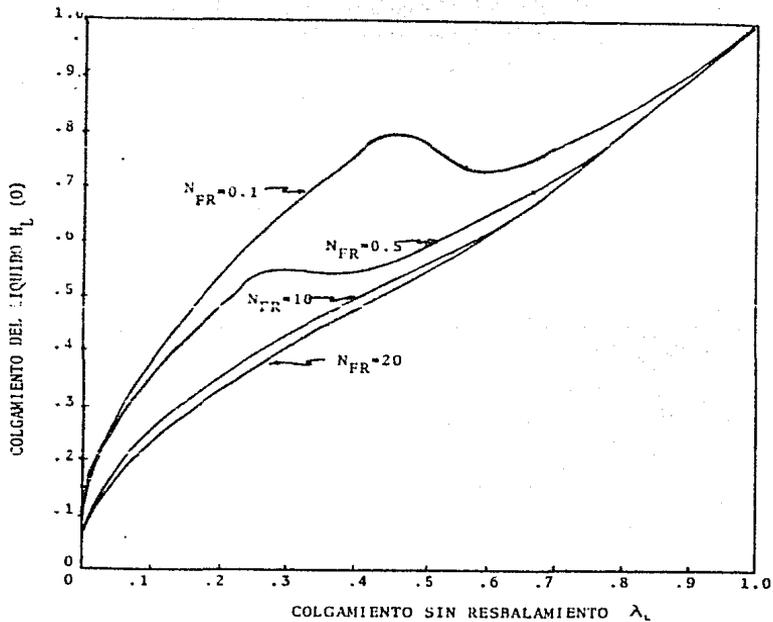


Fig. 2.8 Colgamiento del líquido Horizontal.

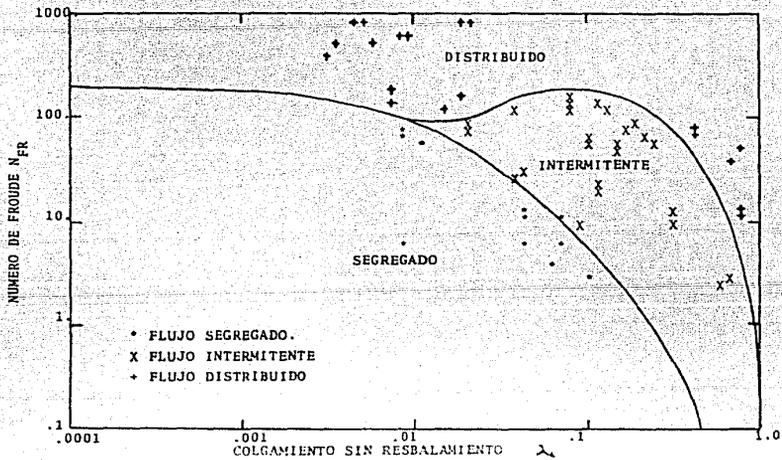


Fig. 2.9 Mapa de Patrones de Flujo para Flujo Horizontal.

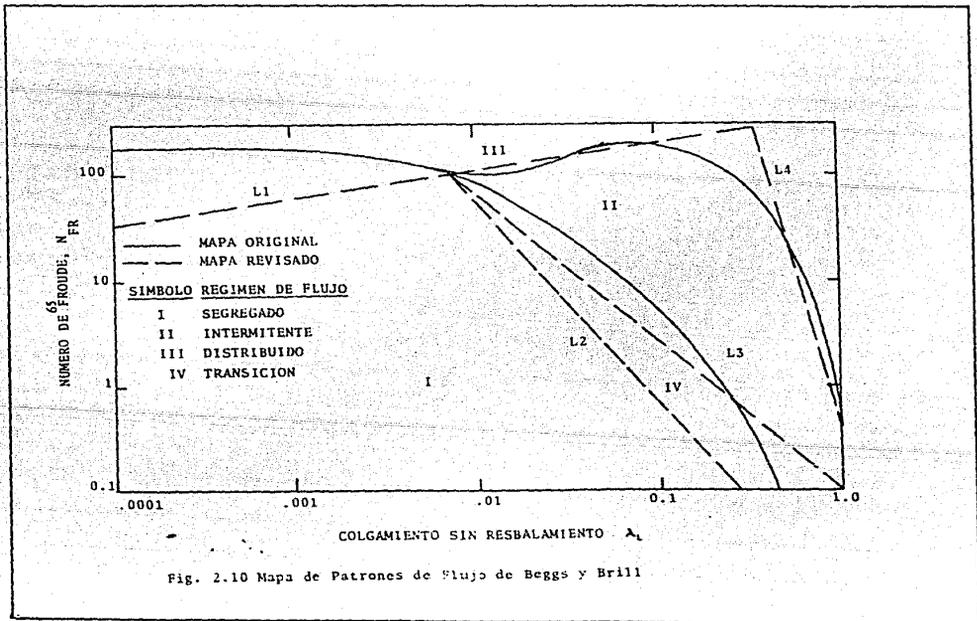


Fig. 2.10 Mapa de Patrones de Flujo de Beggs y Brill

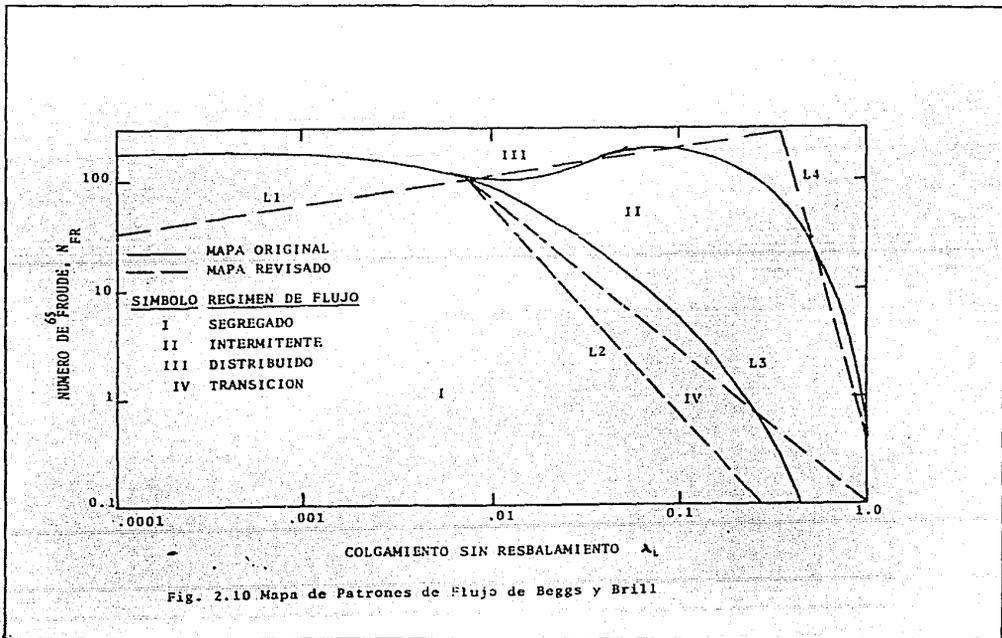


Fig. 2.10 Mapa de Patrones de Flujo de Beggs y Brill

donde :

$$L_1 = 316^{0.302}, \quad L_2 = 0.0009252^{-2.4684} \quad \text{---(2.3.7), (2.3.8)}$$

$$L_3 = 0.1^{-1.4516}, \quad L_4 = 0.5^{-6.738} \quad \text{----(2.3.9), (2.3.10)}$$

Una vez establecido el patrón de flujo correspondiente a determinadas condiciones de flujo, se procede a calcular el colgamiento del líquido con las ecuaciones vistas en la presente sección.

### 2.3.3 Correlación para determinar el factor de fricción

Los valores del factor de fricción para flujo multifásico ( $f_{TP}$ ) fueron obtenidos resolviendo la ecuación del gradiente de presión :

$$\frac{dp}{dz} = \frac{\frac{g}{g_c} \operatorname{sen} \theta [f_L H_L + f_g (1-H_L)] + \frac{f_{TP} W_m V_m}{2 g_c d}}{1 - \frac{(f_L H_L - f_g (1-H_L)) V_m V_{sg}}{g_c P}} \quad \text{---(2.3.11)}$$

Y para :

$$f_{TP} = \left[ \frac{dp}{dz} \left( 1 - \frac{f_m V_m V_{sg}}{g_c P} \right) - \frac{g}{g_c} \operatorname{sen} \theta f_m \right] \frac{2g_c d}{W_m V_m} \quad \text{---(2.3.12)}$$

El factor de fricción para flujo multifásico fue normalizado por el cociente entre el factor de fricción sin resbalamiento ( $f_{ns}$ ), el cual puede aplicarse si los fluidos estuvieran fluyendo a la misma velocidad. El factor de fricción sin resbalamiento se obtuvo del diagrama de Moody, de la ecuación :

$$f_{ns} = \left[ 2 \log \left( \frac{N_{Rens}}{4.5223 \log N_{Rens} - 3.8215} \right) \right]^{-2} \quad \text{---(2.3.13)}$$

donde :

$$N_{Rens} = \frac{[\int_L \lambda_L + \int_g (1 - \lambda_L)] \gamma_m d}{\mu_L \lambda_L + \mu_g (1 - \lambda_L)} \quad (2.3.14)$$

$$6 \quad N_{Rens} = \frac{W m d}{\mu_L \lambda_L + \mu_g (1 - \lambda_L)} \quad (2.3.15)$$

Este Número de Reynolds se acerca al Número de Reynolds para líquido o gas, conforme  $\lambda_L$  se acerque a 1 ó a cero respectivamente .

El factor de fricción normalizado, se determinó como una función del colgamiento sin resbalamiento ( $\lambda_L$ ) y del colgamiento del líquido  $H_L(\theta)$  inclinado, dando una relación de la forma :

$$\frac{f_{TP}}{f_{ns}} = f \left[ \frac{\lambda_L}{H_L(\theta)^2} \right] \quad (2.3.16)$$

La ecuación para el factor de fricción es :

$$\frac{f_{TP}}{f_{ns}} = e^S \quad (2.3.17)$$

donde :

$$S = \frac{\ln(\Psi)}{-0.0532 + 3.182 \ln(\Psi) - 0.8725 (\ln(\Psi))^2 + 0.01853 (\ln(\Psi))^4} \quad --(2.3.18)$$

$$y : \quad \Psi = \frac{\lambda_L}{H_L(\theta)^2} \quad --(2.3.19)$$

Cuando el flujo se acerca a la fase gaseosa :  $\lambda_L$  tiende a 0 y  $S$  tiende a 0; y además  $f_{TP}$  tiende al factor de fricción de una sola fase. Cuando el flujo se acerca a la fase líquida :  $\lambda_L / H_L(\theta)^2$  tiende a 1 y  $S$  a 0 ;

y además,  $f_{TP} \rightarrow$  al factor de fricción de una sola fase.

### 2.3.4 Correlación para calcular la caída de presión total.

Beggs y Brill propusieron una solución para calcular la caída de presión total en flujo multifásico inclinado, la cual queda definida por la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{dp}{dl}\right)_t = \frac{1}{1-E_k} \left[ \frac{\rho \int_m \sin \theta}{g_c \quad 144} + 0.000175 \frac{f_{TP} W_m^2}{\rho \int_m d^5} \right] \quad (2.3.20)$$

donde el factor  $E_k$ , queda definido por:

$$E_k = \frac{\int_m W_m q' g}{2857.9 \int_{ns} d^4} \quad (2.3.21)$$

La densidad de la mezcla y la densidad sin resbalamiento se calculan con las ecuaciones presentadas en la primera parte.

La expresión (ec. 20) que define las caídas totales de presión está formada por 2 componentes, caída de presión por fricción y caídas de presión por elevación (pérdidas debidas a la carga de la mezcla).

### 2.3.5.- Procedimiento de cálculo.

- a) Estimación de la presión media a partir de una caída de presión supuesta ( $\Delta p_s$ )

$$\bar{p} = p_1 - \frac{\Delta p_s}{2}$$

- b) A partir de las condiciones de  $\bar{p}$  y  $\bar{T}$ , se calculan --  
 $\int_L, \int_g, v_{sL}, v_{sg}, v_m, \int_m, N_{FR}, N_{Rens}, N_{Lv}.$
- c) Calcular  $L_1, L_2, L_3, L_4.$
- d) Con los resultados obtenidos en el paso (c) y con --  
 $N_{FR}$  determinar al patrón de flujo.

e) Dependiendo del patrón de flujo y si es ascendente o no, calcular el colgamiento horizontal ( $H_L(0)$ ) y el valor de la constante  $C$  y  $\Psi$

f) Determinar el colgamiento del líquido  $H_L(\emptyset)$  de la siguiente manera:

$$H_L(\emptyset) = H_L(0) \Psi$$

g) Calcular los valores de  $S$  y  $f_n$ , para obtener el factor de fricción  $f_{TP}$ .

h) Determinar la caída de presión total ( $\Delta P_C$ ).

$$\Delta P_C = \frac{\Delta p}{\Delta L} \Delta L$$

i) Comparar los valores de  $\Delta P_C$  con  $\Delta P_S$  y si son iguales o se encuentran dentro de una tolerancia ya establecida, se da por terminado el procedimiento; y en caso contrario se hace:

$$\Delta P_C = \Delta P_S$$

y el proceso continúa en el paso (a).

## 2.4 METODO DE H. MUKHERJEE Y J. P. BRILL (7, 8, 10)

Este método fué desarrollado en la Universidad de Tulsa por Hemanta Mukherjee en 1981, y dirigido por el Dr. James P. Brill. Este estudio fue motivado por las deficiencias que se observaron en el método de Beggs y Brill, fueron la predicción del colgamiento del líquido y el factor de fricción y la predicción del patrón de flujo; los cuales trataron de mejorar en su predicción.

Para poder llevar a cabo este estudio, fue necesaria la construcción de una sección de pruebas, constituida por una tubería de acero en forma de "U", de 1.5 pulgadas de diámetro interior. Una parte de la sección de prueba podría adoptar posiciones ascendentes y descendentes con cualquier ángulo de inclinación que variaba de  $0^\circ$  a  $\pm 90^\circ$  de la horizontal.

Dentro de la sección de pruebas, una parte estaba construida de un material transparente, lo que permitía que fueran observados los distintos patrones de flujo que se forman y el colgamiento del líquido. También a lo largo de la tubería fueron colocados manómetros, que permitieron la toma de la presión en cualquier momento y sección de la prueba.

La fase líquida utilizada en el experimento fueron la kerosena y el aceite lubricante; y la fase gaseosa fué el aire; los cuales fueron medidos cuidadosamente antes de que se mezclaran con medidores de orificio, de turbina, rotámetros, etc., dependiendo de la fase y del gasto del flujo.

Este método es diferente a todos los anteriores, debido a que el cálculo de las caídas de presión, son relacionadas directamente con el patrón de flujo de la mezcla, el colgamiento del líquido y del factor de fricción para cada patrón de flujo.

El autor considera la existencia de cuatro patrones de flujo: Burbuja, bache, anular y estratificado; cuyas características fueron descritas en la primera parte de este trabajo.

En flujo ascendente considera la existencia del flujo-anular, bache y burbuja; mientras que en el flujo descendente se pueden tener los cuatro tipos de flujo, es decir, que el patrón de flujo estratificado, solamente se encontrará cuando el flujo sea descendente u horizontal.

#### 2.4.1 DETERMINACION DEL PATRON DE FLUJO.

El patrón de flujo se determinó al graficar los números adimensionales, de la velocidad del gas ( $N_{gv}$ ) y de la velocidad del líquido ( $N_{Lv}$ ), en escalas logarítmicas en diferentes ángulos de inclinación, como lo muestran las figuras (2.11), (2.12) y (2.13) para flujo ascendente; y en las figuras (2.14), (2.15) y (2.16) para flujo descendente con diferentes ángulos de inclinación.

Es de notarse que para flujo ascendente, los patrones de flujo encontrados fueron el bache, burbuja y anular; y para flujo descendente fueron bache, burbuja, anular y estratificado.

A partir de estas gráficas las curvas que delimitaban cada fase, fueron ajustadas con ecuaciones regresivas, las cuales sirvieron para fijar los límites de cada patrón.

Estas curvas están basadas principalmente, a ser una función de los números de la velocidad del gas y del líquido así como también del número adimensional de la viscosidad del líquido ( $N_L$ ), los cuales se describen a continuación:

$$N_L = 0.15726 \mathcal{M}_L (1/f_L \bar{v}^3)^{0.25} \text{ ----- (2.4.1)}$$

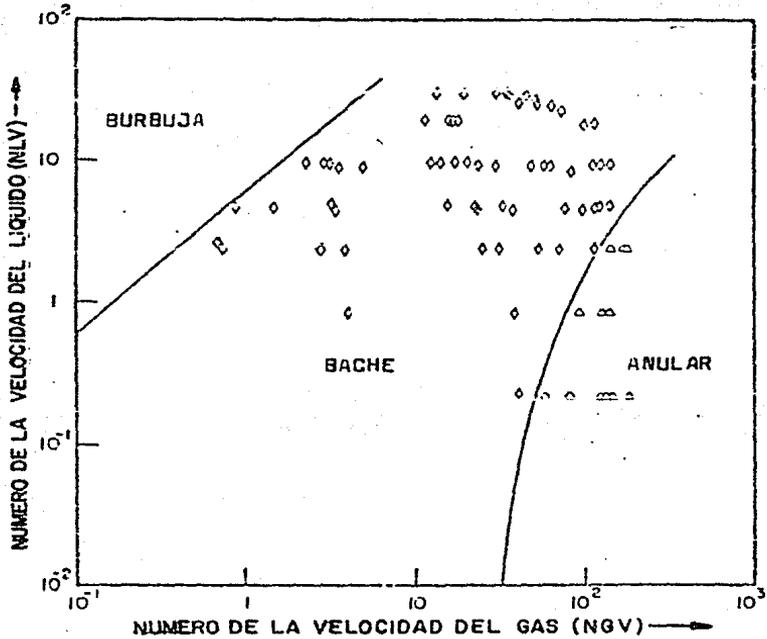
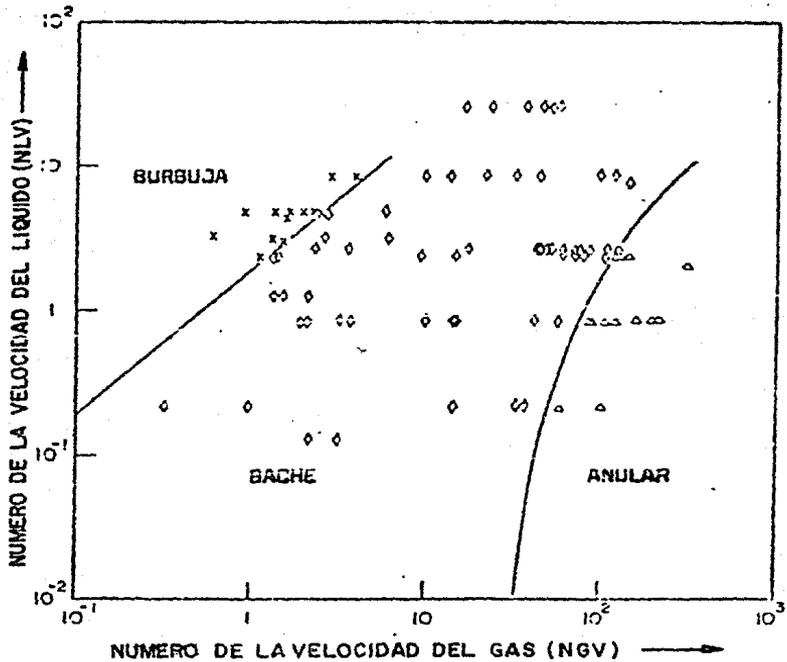


Fig. 2.11 Predicción de la transición de los patrones de flujo. Mapa de patrones de flujo observado en flujo ascendente con  $30^\circ$  de inclinación.



- Fig. 2.12 Predicción de la transición de los patrones de flujo.  
 Mapa observado en flujo ascendente con  $70^\circ$  de inclinación.

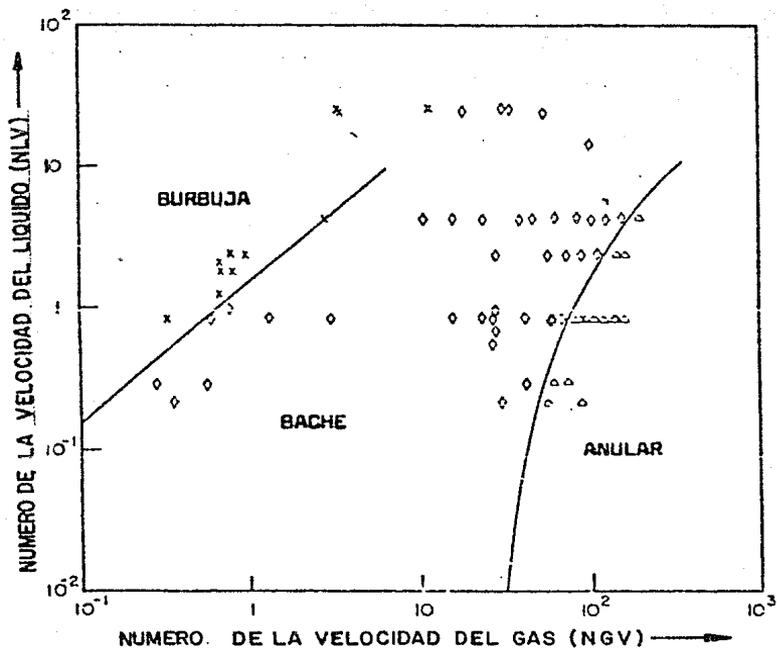


Fig. 2.13 Predicción de la transición de los patrones de flujo.  
 Mapa de patrones de flujo observados en flujo ascendente vertical.

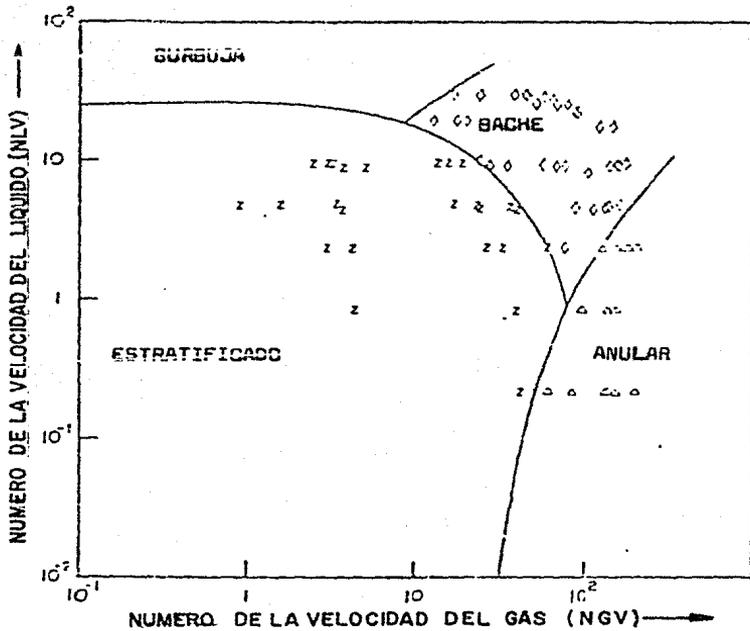


Fig. 2.14 Predicción de la transición de los patrones de flujo.

Mapeo de patrones de flujo observado en flujo descendente con  $-30^\circ$  de inclinación.

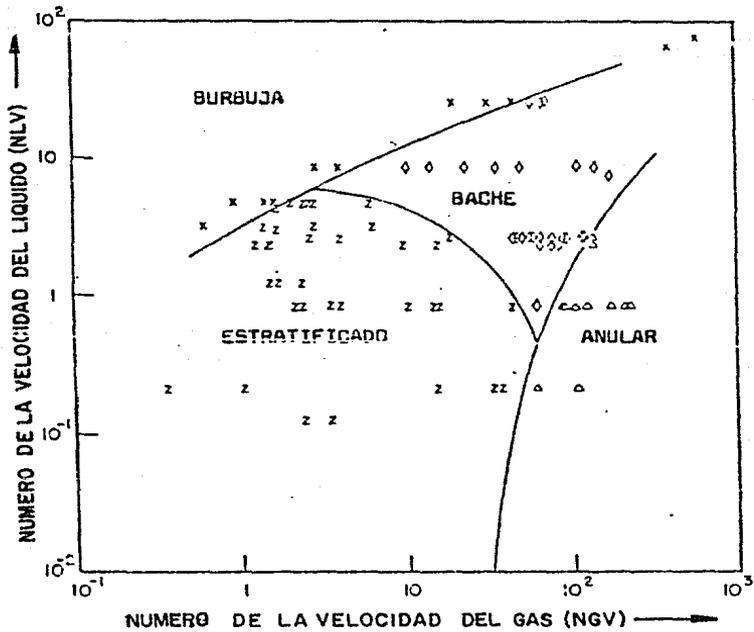


Fig. 2.15 Predicción de la transición de los patrones de flujo.

Mapa de patrones de flujo observado en flujo descendente ( $-70^\circ$  de inclinación).

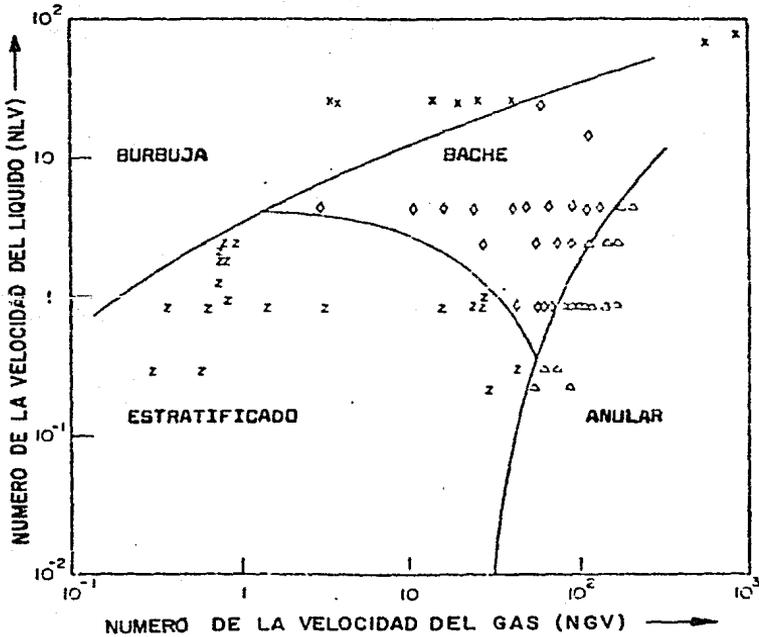


Fig. 2.16 Predicción de la transición de los patrones de flujo.  
Mapa de patrones de flujo observado en flujo descendente vertical.

$$N_{Lv} = 1.938 V_{sL} (f_L/\delta)^{0.25} \quad \text{-----}(2.4.2)$$

$$N_{gv} = 1.938 V_{sg} (f_L/\delta) \quad \text{-----}(2.4.3)$$

Para flujo ascendente, dos curvas limitantes fueron --  
ajustadas, las cuales correspondían en primer lugar, a la --  
transición de flujo burbuja a flujo bache, que está repre --  
sentada por la siguiente ecuación: -----(2.4.4)

$$N_{Lv}^{-10} = 10^{**} [\log_{10}(N_{gv}) + 0.940 + 0.074 \operatorname{sen} \varnothing - 0.855 \operatorname{sen}^2 \varnothing + 3.695 N_L]$$

La segunda curva correspondió al límite entre el flu --  
jo bache y el flujo anular, la cual fue idéntica para to --  
dos los ángulos con flujo ascendente o descendente. Sin em --  
bargo se identificó que la viscosidad tenía un efecto muy --  
marcado en esta transición; de tal manera que incrementan --  
do la viscosidad del líquido, se acelera la transición del --  
patrón de flujo bache a anular. La ecuación de esta curva es: --  
 $N_{gv}^{**} = 10^{**} [1.401 - 2.694 N_L + 0.521 N_{Lv} - 0.329] \text{ -----}(2.4.5)$

donde se puede observarse que es independiente del ángulo.

Para flujo descendente y horizontal, la ecuación de la --  
curva que señala la transición del patrón del flujo burbu --  
ja al flujo bache es:

$$N_{gv}^{**} = 10^{**} [0.431 + 0.132 \operatorname{sen} \varnothing - 3.005 N_L - 1.138 (\log_{10} N_{Lv}) \operatorname{sen} \varnothing - 0.429 (\log_{10} N_{Lv})^2 \operatorname{sen} \varnothing] \quad \text{-----}(2.4.6)$$

Para el patrón de flujo estratificado se determinó que --  
solo podía existir en flujo descendente, y la curva que de --  
limitaba este patrón de flujo es:

$$N_{Lv}^{**} = 10^{**} (0.321 - 0.017 N_{gv} - 4.267 \operatorname{sen} \varnothing - 2.972 N_L - 0.033 (\log_{10} N_{gv})^2 - 3.925 \operatorname{sen}^2 \varnothing) \quad \text{-----}(2.4.7)$$

Este autor propone los siguientes lineamientos para de --  
terminar el patrón de flujo; los cuales fueron esquematiza --

dos en la figura (2.17)

Si:

a)  $N_{gv} > N_{gv}^*$   $\Rightarrow$  flujo anular.

b) Para flujo ascendente:

Si:

$N_{gv} < N_{gv}^*$  y  $N_{Lv} > N_{Lv}^*$   $\Leftrightarrow$  flujo burbuja

$N_{gv} < N_{gv}^*$  y  $N_{Lv} < N_{Lv}^*$   $\Rightarrow$  flujo bache

c) Para flujo descendente:

$ANG > 30^\circ$   
 $N_{gv} > N_{gv}^*$   $\Rightarrow$  FLUJO ESTRATIFICADO.

$N_{Lv} \leq N_{Lv}^*$

$ANG > 30^\circ$   
 $N_{gv} > N_{gv}^*$   $\Rightarrow$  FLUJO BACHE.

$N_{Lv} \geq N_{Lv}^*$

$ANG > 30^\circ$ .  
 $N_{gv} < N_{gv}^*$   $\Rightarrow$  FLUJO BURBUJA.

$ANG < 30^\circ$   
 $N_{Lv} \leq N_{Lv}^*$   $\Rightarrow$  FLUJO ESTRATIFICADO.

$ANG < 30^\circ$   
 $N_{Lv} > N_{Lv}^*$  FLUJO BURBUJA.  
 $N_{gv} < N_{gv}^*$

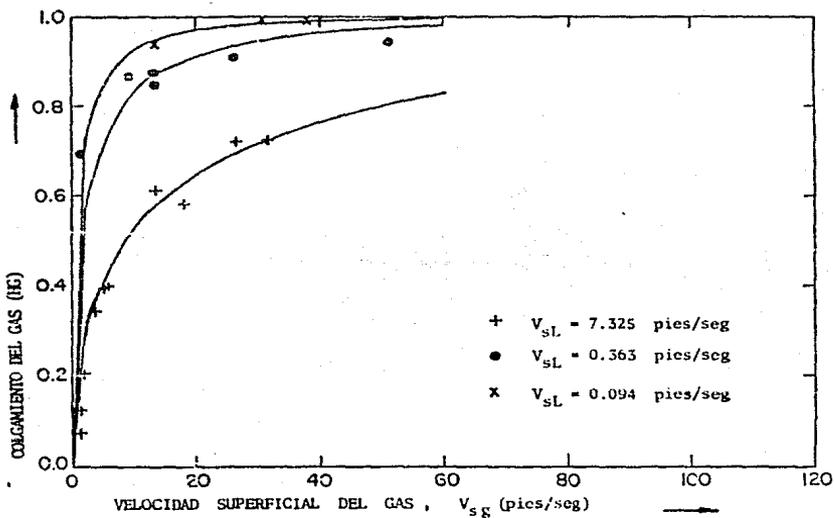


Fig. 2.17 Colgamiento del gas ( $H_G$ ) v.s.  $V_{sg}$   
 a diferentes valores de  $V_{sL}$  para flujo  
 horizontal.

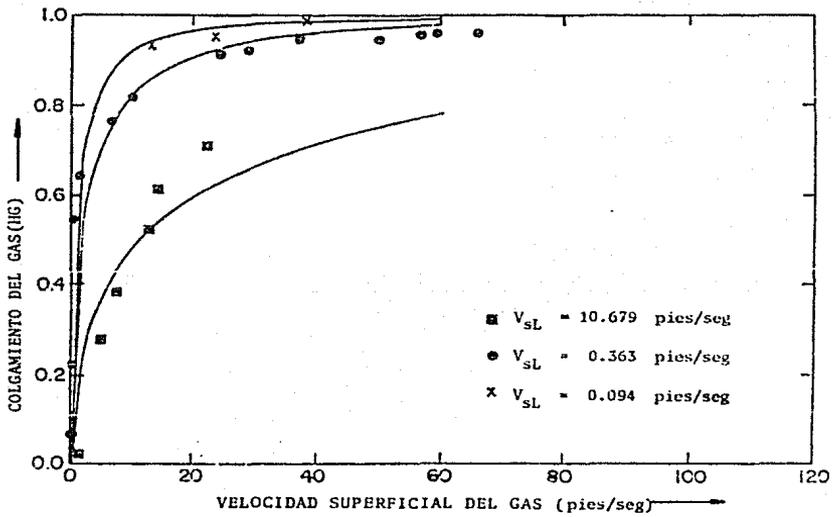


Fig. 2.18 Colgamiento del gas (HG) vs.  $V_{sg}$  a diferentes valores de  $V_{sL}$  para  $+90^\circ$  de inclinación.

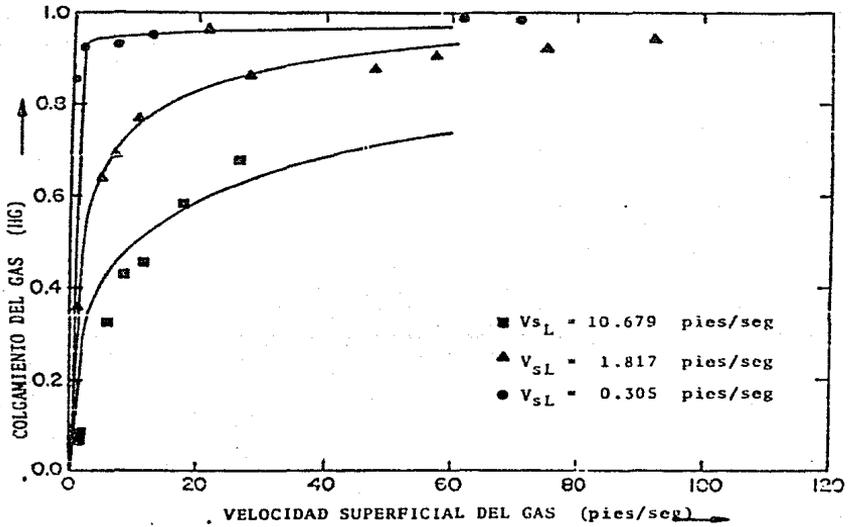


Fig. 2.19 Colgamiento del gas (HG) vs.  $V_{sg}$  a diferentes valores de  $V_{sL}$ , para  $-90^\circ$  de inclinación.

ANG < 30°

$N_{Lv} > N_{Lv}^*$       =>      FLUJO BACHE.

$N_{gv} > N_{gv}^*$

#### 2.4.2 EVALUACION DEL COLGAMIENTO DEL LIQUIDO.

Para este estudio el autor hizo aproximadamente 1500 condiciones del colgamiento del líquido para flujo ascendente y descendente, con ángulos de inclinación que fueron de 0° a ± 90°; los datos arrojados de este trabajo permitieron que se elaborara una correlación para determinar el colgamiento del líquido ( $H_L$ ).

A diferentes ángulos de inclinación los resultados obtenidos del colgamiento fueron graficados como una función de la velocidad superficial del gas ( $V_{sg}$ ) para una velocidad superficial del líquido ( $V_{sl}$ ) fija, tal y como puede observarse en las figuras (2.18), (2.19) y (2.20). La forma de estas curvas dieron lugar a la siguiente ecuación:

$$H_L = \text{EXP} \left[ (c_1 + c_2 \sin \theta + c_3 \sin^2 \theta + c_4 N_L^2) \frac{N_{gv}^5}{N_{Lv}^6} \right] \text{ ---- (2.4.8)}$$

Los coeficientes  $c_1$ ,  $c_2$ ,  $c_3$ ,  $c_4$ , cuyos valores aparecen en la tabla 2.41, indican una correlación del colgamiento para tres diferentes casos, que son: flujo ascendente y vertical, flujo descendente estratificado y por último para flujo descendente para el resto de los patrones de flujo.

En la ecuación (2.4.8) aparecen los números adimensionales de la velocidad del gas ( $N_{gv}$ ) y de la velocidad del líquido ( $N_{Lv}$ ), en lugar de las velocidades superficiales del gas ( $V_{sg}$ ) y del líquido. ( $V_{sl}$ ).

Estos números adimensionales, junto con el ángulo de inclinación, también son los parámetros que determinan el patrón de flujo.

La ecuación general del colgamiento (2.4.8), muestra - que conforme aumenta el ángulo de inclinación, hay un incremento en el colgamiento.

También puede deducirse que el aumento de la viscosidad del líquido cause aumento en el colgamiento, independientemente del ángulo de inclinación.

Otro factor que afecta el colgamiento, es la fuerza de gravedad que lo aumenta cuando el flujo es ascendente, y lo disminuye cuando el flujo es descendente.

Las fuerzas de flotación también contribuyen a disminuir el colgamiento en flujo ascendente y a incrementarlo en flujo descendente.

En general cualquier fuerza que forme una resistencia en contra de la dirección del flujo tenderán a incrementar el colgamiento del líquido.

Dirección del Flujo.	Patrón de Flujo.	VALOR DE LOS COEFICIENTES. .					
		$C_1$	$C_2$	$C_3$	$C_4$	$C_5$	$C_6$
Flujo Ascendente	Todos	+0.380113	0.129875	-0.119788	2.343227	0.375686	0.288657
Flujo Descendiente.	Estratificado.	-1.330282	4.808139	4.171584	56.262268	0.079951	0.504887
	Otros	-0.516644	0.789805	0.551627	15.519214	0.371771	0.393952

TABLA 2.4.1

### 2.4.3 CALCULO DE LAS PERDIDAS DE PRESION.

Como se mencionó al principio, este estudio es una extensión del trabajo hecho por Beggs y Brill, quienes desarrollaron una correlación para calcular el gradiente de presión en tuberías con flujo multifásico para cualquier ángulo de inclinación. Murkherjee realizó el presente trabajo en forma más rigurosa, ya que establece las pérdidas de presión para cada uno de los patrones de flujo, considerados en este trabajo.

La ecuación general de las pérdidas totales de presión ( $\Delta P_t$ ), está dada por:

$$\Delta P_t = \Delta P_e + \Delta P_a + \Delta P_f \quad \text{-----} \quad (2.4.9)$$

#### 2.4.3.1. Pérdidas de presión por columna hidrostrática ( $\Delta P_e$ ).

a) Para flujo estratificado

$$\Delta P_e = \frac{g}{g_c} \rho_g \text{ sen } \theta \quad \text{-----} \quad (2.4.10)$$

b) Para el resto de los patrones de flujo.

$$\Delta P_e = \frac{g}{g_c} \rho_m \text{ sen } \theta \quad \text{-----} \quad (2.4.11)$$

#### 2.4.3.2 Pérdidas de presión por aceleración ( $\Delta P_a$ )

a) Para flujo estratificado.

$$\Delta P_a = 0 \quad \text{-----} \quad (2.4.12)$$

b) Para flujo con los restantes patrones de flujo:

$$\Delta P_a = \frac{f_m V_m V_{sg}}{g_c \bar{P}} dP \quad \text{-----} \quad (2.4.13)$$

### 2.4.3.3 Pérdidas de presión por fricción ( $p_f$ )

Para determinar las caídas de presión por fricción, este método propone tres maneras diferentes de hacerlo, esto es, para flujo burbuja y bache, para flujo estratificado y para flujo anular.

a) Para flujo burbuja y bache:

$$\Delta P_f = \frac{f_{ns} L V_m^2 f_m}{2 g_c d} \quad \text{----- (2.4.14)}$$

$$f_{ns} = 1 / [ 2 \log (NR_{ens} / (4.5223 \log(NR_{ens}) - 3.8215) ) ]^2 \quad \text{--- (2.4.15)}$$

$$NR_{ens} = 1488 \frac{f_{ns} V_m d}{\mu_{ns}} \quad \text{----- (2.4.16)}$$

b) Flujo estratificado:

Las ecuaciones propuestas para calcular las pérdidas por fricción para cada fase son las siguientes:

$$A_g \frac{dp}{dL} = ( T_{wg} P_g + T_i W_i ) - f_g A_g \text{ sen}\theta \quad \text{--- (2.4.18)}$$

$$(A - A_g) \frac{dp}{dL} = [-T_{wL} (\pi d - P_g) - T_i W_i] - f_L A_L \text{ sen}\theta \quad \text{(2.4.18)}$$

donde  $T_{wg}$ , y  $T_i$  son los esfuerzos de corte en la pared de la tubería en las fases gaseosa y líquida y en la interfase respectivamente, como se muestra en la figura (2.2.1).

Sin embargo para diámetros mayores (de 1.5 pulgadas), se usa la siguiente ecuación, que es la suma de las dos anteriores:

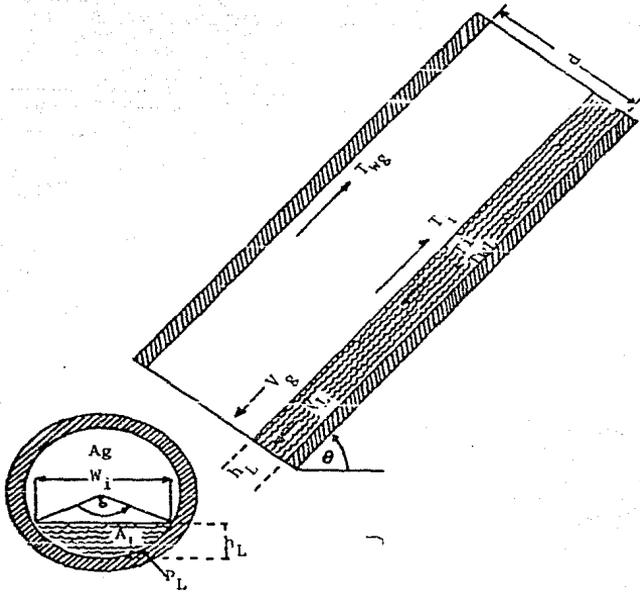


Fig. 2.20 Modelo de definición de variables para el patrón de flujo estratificado.

$$- A \frac{dp}{dz} = (T_{wL} (\pi d - P_g) + T_{wg} P_g) + (f_L A_L + f_g A_g) \text{ sen } \theta \quad (2.4.19)$$

donde:

A : Área transversal de la tubería.

$T_{wL}$  : Esfuerzo de corte en la pared del tubo debido al líquido.

$T_{wg}$  : Esfuerzo de corte en la pared del tubo debido al gas.

d : diámetro de la tubería.

$P_g$  : Perímetro del tubo en contacto con el gas.

P : Perímetro del tubo.

$T_i$  : Esfuerzo de corte en la interfase.

$W_i$  : Ancho de la interfase.

$A_L$  : Área transversal del tubo ocupada por líquido.

$A_g$  : Área transversal del tubo ocupada por gas.

Además, las variables anteriores, quedan definidas por:

$$\delta = 2 \cos^{-1} \left( 1 - 2 \frac{h_L}{d} \right) \quad \text{-----} (2.4.20)$$

$$H_L = \frac{A_L}{A} = \frac{1}{2\pi} (\delta - \text{sen } \delta) \quad \text{-----} (2.4.21)$$

$$W_i = 2 d \sqrt{\frac{h_L}{d} - \left(\frac{h_L}{d}\right)^2} \quad \text{-----} (2.4.22)$$

$$P = P_L + P_g = 2\pi r \quad \text{-----} (2.4.23)$$

$$P_g = (1 - \delta / 2\pi) P \quad \text{-----} (2.4.24)$$

$$P_L = P - P_g \quad \text{-----} (2.4.25)$$

$$DEL = d \frac{(\delta - \text{sen } \delta)}{\delta + 2 \text{sen } \frac{\delta}{2}} \text{-----} (2.4.26)$$

$$DEg = d \frac{(2\pi - (\delta - \text{sen } \delta))}{2\pi - \delta + 2 \text{sen } \frac{\delta}{2}} \text{-----} (2.4.27)$$

$$T_{WL} = \frac{f_L \dot{f}_L V_L^2}{2 g_C} \text{-----} (2.4.28)$$

$$T_{Wg} = \frac{f_g \dot{f}_g V_g^2}{2 g_C} \text{-----} (2.4.29)$$

donde  $f_L$  y  $f_g$  son los factores de fricción de Moody para el líquido y el gas, y están basados en los números de Reynolds para cada una de las fases, y donde:

$$N_{RcL} = \frac{DEL V_L \dot{f}_L}{\mu_L} \text{-----} (2.4.30)$$

$$N_{Reg} = \frac{DEg V_g \dot{f}_g}{\mu_g} \text{-----} (2.4.31)$$

Y el factor de fricción se calcula con la ecuación de Colebrook:

$$f = \left[ -2 \log \left( \frac{\epsilon}{5.715 d} + \frac{2.514}{f NRe} \right) \right]^{-2} \text{-----} (2.4.32)$$

Procedimiento para calcular el gradiente de presión.

- 1.- Calcular  $H_L$  con la correlación de Mukerjee ec(2.4.8)
- 2.- Con el valor de  $H_L$ , puede ser resuelta la ecuación (2.4.21), en forma interativa, de la cual también se despeja para calcular  $\Lambda_L$ .

$$AL = H_L * A$$

- 3.- Ya conocido el valor de  $H_L$ , con la ecuación (2.4.20) se calcula el valor de la relación  $h_L/d$ , además de evaluar las ecuaciones (2.4.26) y (2.4.27)
- 4.- Conociendo los valores de  $P$  (2.4.23);  $P_L$  y  $P_g$  son calculados con las ecuaciones (2.4.24) y (2.4.25)
- 5.- Con los valores de  $DEL$  y  $DEg$  se pueden obtener los valores de  $T_{wL}$  y  $T_{wg}$ , utilizando las ecuaciones (2.4.28) (2.4.29), (2.4.30), (2.4.31) y (2.4.32)
- 6.- Y con la ecuación (2.4.19) se calcula el gradiente de presión por fricción.

### c) Flujo Anular.

Para este patrón de flujo, la caída de presión por fricción está definida por la siguiente ecuación:

$$\Delta P_f = \frac{f_c \int ns V_m L}{2 g_c d} \quad \text{-----} \quad (2.4.33)$$

Procedimiento de cálculo.

- 1.- Calcular el colgamiento del líquido  $H_L$  con la correlación de Mukerjee (2.4.8)
- 2.- Con el valor de  $H_L$  y  $H_L$ , calcular la relación

$$H_R = \frac{L}{H L} \text{-----} (2.4.34)$$

3.- Interpolar el valor de  $f_R$  de la tabla No. 2, correspondiente al valor de  $H_R$ .

4.- Calcular el número de Reynolds con la ec. (2.4.16)

5.- Calcular  $f_c$  de:

$$f_c = f_R * f_{ns} \quad (2.4.36)$$

6.- Calcular la caída de presión por fricción con la ec. (2.4.34)

$f_R$	$H_R$
1.0	0.01
0.98	0.20
1.20	0.30
1.25	0.40
1.30	0.50
1.25	0.70
1.0	1.0
1.0	10.00

Tabla 2.4.2

## CAPITULO 3

PROGRAMAS DE COMPUTO Y EJEMPLOS DE APLICACION.

### 3.1 PROGRAMAS DE COMPUTO

En esta sección se presentan los programas de cómputo en lenguaje básico de los cuatro métodos expuestos en este trabajo, con la finalidad de minimizar el tiempo usado para el cálculo de las pérdidas de presión.

Cada uno de estos programas está acompañado de su diagrama de flujo y su respectivo listado. También aparecen diferentes ejemplos de aplicación con su solución.

Al final se encuentran tablas con los resultados aportados por cada método, en las cuales se varió el --gasto de aceite, el diámetro de la tubería y el ángulo de inclinación ; con la finalidad de observar el comportamiento de las pérdidas de presión en la tubería a diferentes condiciones. Los datos utilizados para formar estas tablas fueron tomados del mismo ejemplo resuelto por los cuatro métodos.

3.1.1

METODO DE O, FLANIGAN.

## METODO DE J. FLANIGAN

```

00  REM  ARTURO GOMEZ ALVAREZ
06  REM  CALCULO DE CAIDAS DE PRESION EN TUBERIAS INCLINADAS
20  REM  METODO DE J. FLANIGAN
30  INPUT *PRESION INICIAL (LB/PULG 2)-";PO
40  INPUT "PRESION A CONDICIONES ESTANDAR (LB/PULG 2)=;PC
50  INPUT *INCREMENTO DE PRESION SUPUESTO (LB/PULG 2)=;IP
60  INPUT "TEMPERATURA MEDIA (°F)=";T
70  INPUT "TEMPERATURA A CONDICIONES ESTANDAR (°F)=;TC
80  INPUT "DIAMETRO DE LA TUBERIA (PULS)=";D
90  INPUT "LONGITUD DE LA LINEA (PIES)=";L
100 INPUT "RELACION GAS-ACEITE INSTANTANEA=";R
110 INPUT "DENSIDAD RELATIVA DEL GAS=";DG
120 INPUT "DENSIDAD RELATIVA DEL ACEITE=";DA
130 INPUT "GASTO DE GAS (PIES 3/DIA)=";QG
140 INPUT "GASTO DE ACEITE (BLS/DIA)=";Q
150 INPUT "ELEVACION (PIES)=";SZ
160 P=PO-(IP/2)
170 M=LOG(P)/LOG(10)
180 MN=-2.57364+(2.35772*M)-(0.703988*M+2.0)+(0.098479*M+3.0)
190 MO= 10↑MN
200 DR=(141.5/DA)-131.5
210 RS=DG*(((MO*DR+0.989)/T+0.130)+(1/0.816))
220 B = RS*((DG/DA)+0.526)+0.968*T
230 BA=LOG(B)/LOG(10)
240 B1=-6.5811+(2.91329*BA)-(0.27683*BA+2.0)
250 BD=(10↑B1)+1
260 TP=167+(316.67*DG)
270 PP=702.5-(50*DG)

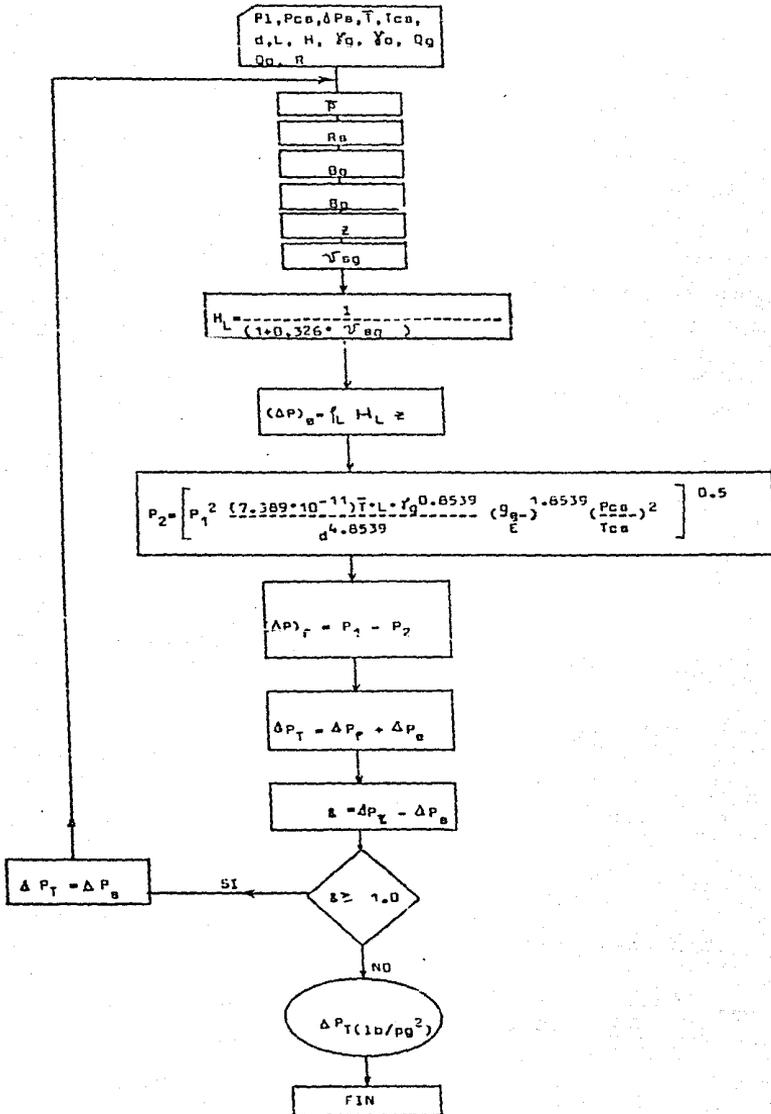
```

```

280 TR=(T+460)/TP
290 PR=P/PP
300 A1=0.31506 : A2=-1.0467 : A3=-0.5783 : A4=0.5353
310 A5=-0.6123 : A6=-0.1048 : A7=-0.68157 : A8=0.68446
320 Z1=0.2
330 DW=(0.27*PR)/(Z1*TR)
340 E1=EXP(-A8*DW+2.0)*(1+(A8*DW+2.0))*((A7*DW+2.0)/
TR+3.0)+1
350 E2=(A5*A6*DW+5.0)/TR
360 E3=(A4+(A5/TR))*DW+2.0
370 E4=(A1+(A2/TR)+(A3/TR+3.0))*DW
380 Z=E1+E2+E3+E4
390 G=Z-Z1
400 IF G 0.01 THEN 430
410 Z1=Z
420 GO TO 330
430 TA=(42.2-(0.047*T)-(0.267*DA))*(EXP(-0.0007*P))
440 BG=(0.02825*Z*(T+460))/P
450 DL=((62.4*DA)+(0.01362*RS*DG))/80
460 GD=(0.0764*DG)/BG
470 AP=(3.1416*(D/12)+2.0)/4
480 VS=(Q*(R-RS)*PC*T*Z)/(96400*AP*P*TC)
490 HL=1/(1+0.3268*VS)
500 CP=(DL*HL*SZ)/144
510 RF=1E+06*(Q/QG)
520 X=VS/(RF+0.32)
530 PRINT "CON EL VALOR DE X ="; X
540 INPUT "DAME EL VALOR DE E ="; E
550 S=(7.389E-11*(T+460)*(L/5280)*(DG+0.8539))/((D/12)+
4.8539)
560 S1=(QG/E)+1.8539*(PC/(TC+460))+2.0

```

DIAGRAMA DE FLUJO DEL METODO DE FLANIGAN



```
570 UV=(P0+2.0-(S*S1))^0.5
580 HK= P0-UV
590 CT= CP + HK
600 SO = CT-IP
610 IF ABS(SO) =0.1 THEN 630
620 GO TO 160
630 PRINT "          RESULTADOS "
640 PRINT " EL COLGAMIENTO DEL LIQUIDO (HL)=";HL
650 PRINT " LA CAIDA DE PRESION POR ELEVACION=";CP
660 PRINT " LA CAIDA DE PRESION POR FRICCION =" ;HK
670 PRINT " LA CAIDA DE PRESION TOTAL =" ;CT
680 GO TO 30
690 END
```

### 3.1.2 METODO DE GRIFFITH, LAU, HON Y PEARSON

```

10 REM ARTURO GOMEZ ALVAREZ
20 REM CALCULO DE CAIDAS DE PRESION EN TUBERIAS INCLINADAS
30 REM METODO DE GRIFFITH, LAU, HON Y PEARSON
40 INPUT "ANGULO DE INCLINACION=" TE
50 INPUT "PRESION INICIAL (LB/PULG 2) =" PD
60 INPUT "INCREMENTO DE PRESION SUPUESTO (LB/PULG 2) =" IP
70 INPUT "TEMPERATURA MEDIA (*F) =" T
80 INPUT "DIAMETRO DE LA TUBERIA (PULG) =" D
90 INPUT "LONGITUD DE LA LINEA (PIES) =" L
100 INPUT "RELACION GAS-ACEITE INSTANTANEA =" R
110 INPUT "RELACION RELATIVA DEL GAS =" DG
120 INPUT "DENSIDAD RELATIVA DEL ACEITE =" DA
130 INPUT "GASTO DE GAS (PIES 3/DIA) =" QG
140 INPUT "VISCOSIDAD DEL ACEITE (CP) =" VG
150 INPUT "GASTO DE ACEITE (BLS/DIA) =" Q
160 P=PD-(IP/2)
170 M=LOG (P)/LOG(10)
180 MN=2.57362+(2.35772*M)-(.703988*M+21)+(.98479*M+31)
190 MO=10↑MN
200 DR=(141.5/DA)-131.5
210 RS=DG*(((MO*DR+.968)/T+.13)^(1/.816))
220 B=RS* ((DG/DA)↑.526)+.968*T
230 BA=LUG (B)/ LUG (10)
240 B1=6.5811+(2.91329*BA)-(.27683*BA+21)
250 B0=(10↑B1)+1
260 TP=167+(316.67*DG)
270 PP=702.5-(50*DG)
280 TR=(T+460)/TP
290 PR=P/PP
300 A1=.31506 : A2=-1.0467:A3=-.5783:A4=.5353:A5=-.6123
   : A6=-.1048 :A7=-.68157 :A8=.68446

```

```

310 Z1=.2
320 DW=(.27*PR)/(Z1*TR)
330 Z=(EXP(=AB*DW+2I)*(1+(AB*DW+2I))*(A7*DW+2I))/TR+3I+1+
  ((A51AG*DW+5I)/TR)((A4+(A5/TR))*DW+2I)+((A2/TR)+(A3/TR+3I
  ))*DW)
340 G=Z-2I
360 Z1=Z
370 GOTD 320
380 TA=(42.2-(.047*T)-(A267*DA)*(EXP(-.0007*P))
390 BG=(.02825*Z*(T+460))/P
400 DL=((62.4*DA)+(A01362*RS*DG))/80
410 GD=(.0764*DG)/BG
420 D1=GD/62.428
430 X=3.5+986/(T+460)+(A2897*DG)
440 Y=2.4-(A2*X)
450 K=((9.399999+.5794*DG)*(T+460)+1.5)/(209+550.4*DG+(T+460))
460 VG=(K*(A0001)*(EXP(X*(D1+Y))))
470 VS=(A0119*(Q*80+QIII*8W))/D+2I
480 QP=(5.615*Q*8Q)/86400I
490 QR=(Q*(R-RS)*8G)/86400I
500 WM=QP*DL+QR*GD
510 LB=QP/(QP+QR)
520 SV=(A0021222*Q*(R-RS)*8G)/D+2I
530 DS=(DL*IB)+(GD*(1-LB))
540 NV=VS*((DL/(32.2*(D/12)*(DL-GD))))+0.25
550 NG=SV*((GD/(32.2*(D/12)*(DL-GD))))+0.25
560 AL=(7I+(A06*(DL/GD)))*NV
570 LS=.9+(A6*NV)
580 IF ((NV>1.5 AND NG<LR) OR (NV<1.5 AND NG<=1.5))THEN660
590 FA=1
600 LX=1/(1+((AP*DL)/(QR*GD)))

```

```

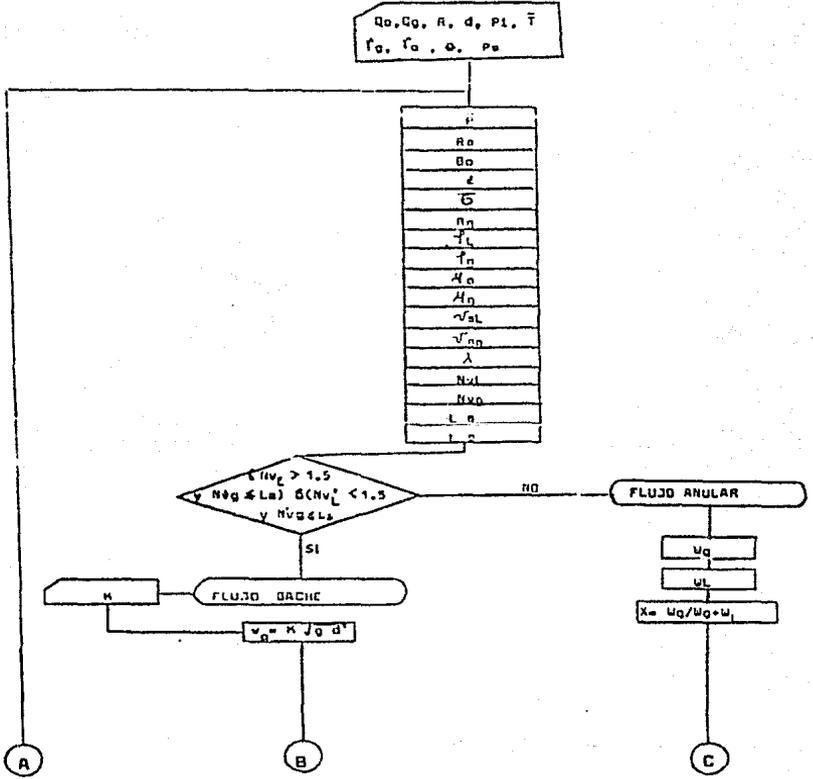
610 IR=DL/GD
620 PRINT"CON EL DATO DE DL/DG=";IR
630 INPUT "DAME EL VALOR DE LA RELACION VG/VL=";RO
640 HL=1-(1/((RO*((1-LX)/LX)*(GD/DL))+1))
650 GOTO 710
660 FA=2
670 PRINT"CON EL VALOR DEL ANGULO=";TC
680 INPUT"DAME DE LA GRAFICA EL VALOR DE K=";KM
690 LV=KM*SQR(32.2*(D/12))
700 HL=1(SV/((1.15*(VS+SV))+LV))
710 DM=DL*HL+(GD*(1-HL))
720 XB=GD*SV/(GD*SV+DL*VS)
730 PRINT"CON EL VALOR DE X=";XB;"Y EL VALOR DE DL/DG=";IR
740 INPUT"DAME EL VALOR DE S=";S
750 RL=(DS/DL)*S
760 VM=VS+SV
770 NR=1488*((DS*VM*(D/12))/LV)
780 F=.184*(NR+.2)
790 CP=((F*DS*VM+2!*RL)/(2*32.2*(D/12)))/144
800 ZO=SIN(TE*3.1416/180)
810 HK=(DM*ZO)/144
820 GP=CP+HK
830 CT=GP*L
840 IF ABS(SO) <=.001 THEN 880
860 IP=CT
870 GOTO 160
880 PRINT"
890 PRINT"METODO DE GRIFFITH, LAU, HEN Y PEARSON"
900 PRINT"
910 PRINT"DATOS"
920 PRINT"PRESION INICIAL (LB/PULG 2)=";PO

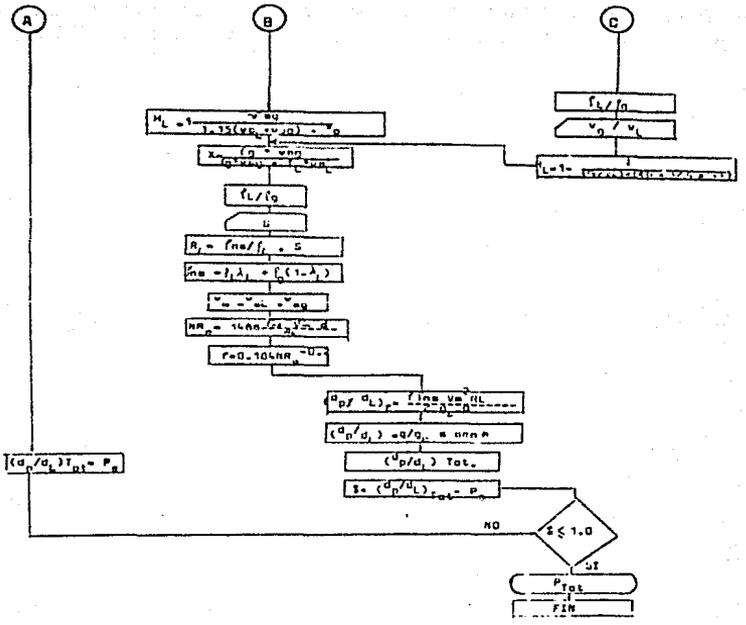
```

```
930 PRINT"ANGULO DE INCLINACION (GRADOS)="; IE
940 PRINT"TEMPERATURA MEDIA (*F)="; T
950 PRINT"DIAMETRO DE LA TUBERIA (PULG)="; D
960 PRINT"LONGITUD DE LA LINEA (PIES)="; L
970 PRINT"RELACION GAS ACEITE INSTANTANEA="; R
980 PRINT"DENSIDAD RELATIVA DEL GAS="; DG
990 PRINT"DENSIDAD RELATIVA DEL ACEITE="; DA
1000 PRINT"VISCOSIDAD DEL ACEITE (CP)="; VU
1010 PRINT"GASTO DE ACEITE (9L /DIA)="; Q
1020 PRINT" "
1030 PRINT" "
1040 PRINT" "
1050 PRINT" "
1060 PRINT" "
1070 PRINT"                                RESULTADOS "
1080 PRINT"RS="; RS
1090 PRINT"BO="; BO
1100 PRINT" Z="; Z
1110 PRINT"TENSION SUPERFICIAL (DINAS/CM)="; TA
1120 PRINT"BG="; BG
1130 PRINT"DL="; DL
1140 PRINT"OG="; GO
1150 PRINT"VG="; VG
1160 PRINT"VO="; VO
1170 PRINT"VSL="; VS
1180 PRINT"VSG="; SV
1190 PRINT"VM="; VM
1200 PRINT"GASTO DE MASA="; MM
1210 PRINT"LBDA="; LB
1220 PRINT"NVL="; NV
1230 PRINT"NVG="; NG
```

```
1240 IF FA=1 THEN 1270
1250 PRINT"EL PATRON DE FLUJO ES BACHE"
1260 GOTO 1280
1270 PRINT"EL PATRON DE FLUJO ES ANULAR"
1280 PRINT"DM=";DM
1290 PRINT"NRE=";NR
1300 PRINT"F=";F
1310 PRINT"LA CAIDA DE PRESION POR FRICCION (LB/PULG 2)=";CP
1320 PRINT"LA CAIDA DE PRESION POR ELEVACION (LB/PULG 2)=";RR
1330 PRINT"LA CAIDA DE PRESION TOTAL (LB/PULG 2)=";CT
```

DIAGRAMA DE FLUJO DEL METODO DE GRIFFITH, LAU, HON, PEARSON





3.1.3 METODO DE BEGGS Y BRILL

```

10 REM ARTURO GOMEZ ALVAREZ
20 REM CALCULO DE CAIDAS DE PRESION EN TUBERIAS INCLINADAS
30 REM METODO DE BEGGS Y BRILL
40 INPUT"PRESION INICIAL (LB/PULG 2) =" ; PD
50 INPUT"PRESION A CONDICIONES ESTANDAR (LB/PULG 2) =" ; PC
60 INPUT"INCREMENTO DE PRESION SUPUESTO (LB/PULG 2) =" ; IP
70 INPUT"TEMPERATURA MEDIA (*F) =" ; T
80 INPUT"TEMPERATURA A CONDICIONES ESTANDAR (*F) =" ; TC
90 INPUT"DIAMETRO DE LA TUBERIA (PULG) =" ; D
100 INPUT"LONGITUD DE LA LINEA (PIES) =" ; L
110 INPUT"RELACION GAS=ACEITE INSTANTANEA =" ; R
120 INPUT"DENSIDAD RELATIVA DEL GAS =" ; DG
130 INPUT"DENSIDAD RELATIVA DEL ACEITE =" ; DA
140 INPUT"GASTO DE GAS (PIES 3/DIA) =" ; QG
150 INPUT"VISCOSIDAD DEL ACEITE (CP) =" ; AV
160 INPUT"ANGULO DE INCLINACION =" ; TE
170 INPUT"GASTO DE ACEITE (BL /DIA) =" ; Q
180 P=PD-(IP/2)
190 M=LOG(P)/LOG(10)
200 MN=-2.57364 + (2.35772*M)-( .703988*M*2) + (.098479*M*3)
210 MD=10*MN
220 DR=(141.5/DA)-131.5
230 RS=DG*(((MD*DR+.968)/T+.13)+(1/.816)
240 B=RS*((DG/DA)+.526)+.968*T
250 BA=LOG(B)/LOG(10)
260 B1=-6.5811+(2.91329*BA)-( .27683*BA*2)
270 B0=(10*B1)+1
280 TP=167+(316.67*DG)
290 PP=702.5-(50*DG)
300 TR=(T+460)/TP
310 PR=P/PP
320 A1=.31506 : A2=-1.0467 : A3=-.5783 : A4=.5353 : A5=-.6123
    : A6=-.1048 : A7=.68157 : A8=.68446

```

```

330 Z1=.2
340 DW=(.27*PR)/(Z1*TR)
350 Z=(EXP(-AB*DW+2))*(1+(AB*DW+2))*((A7*DW+2)/TR 3)+1+
((A5*A6*DW+5)/TR*A4+(A5/TR))*DW+2)+((A1+(A2/TR)+(A3/TR
+2.0 ))*DW)
360 G=Z-Z1
370 IF ABS (G) <= .01 THEN 400
380 Z1=Z
390 GOTO 340
400 TA=(42.2-(.047*T)-(.267*DA))*(EXP(-.0007*P))
410 BG=(.02825*Z*(T+460))/P
420 DL=((62.4*DA)+(.01362*RS*DG))/80
430 GD=(.0764*DG)/BG
440 D1=GD/62.428
450 X=3.5+986/(T+460)+(.2897*DG)
460 Y=2.4-(.2*X)
470 K=((9.399999+.5794*DG)*(T+460)+1.5)/(209+550.4 *DG+
(T+460))
480 VG=(K*(.0001)*(EXP(X*(D1+Y))))*.000672
490 VQ=AV*.000672
500 VS=(.0119*(QO*BO ))/O 2
510 QP=(5.615*Q*80)/86400
520 QR=(Q*(R-RS)*BG)/86400
530 WM=QP*DL+QR*GD
540 LB=1P/(QP+QR)
550 SV=(.002122*Q*(R-RS)*BG)/D+2
560 DS=(DL*LB)+(GD*(1-LR))
570 NF=.050387*(WM+2 /(DS+2 *(D/12)+5))
580 NV=1.938*VS*(DL/TA)+.25
590 L1=316*(LB+.302)
600 L2=.0009252*(LB+-2.4684)
610 L3=.1*(LB+-1.4516)
620 L4=.5*(LB+-6.738)

```

```

630 SE=SIN(TE*1.8*3.1416/180)
640 IF ((LB<.01)AND(NF<L1))OR((LB)>=.01)AND(NF<L2)) THEN
780
650 IF ((LB>=.01)AND((NF>L2)AND(NF<L3))) THEN 670
660 IF ((LB<.4)AND(NF>=L1))OR((LB>=.4)AND(NF>1.4)) THEN
880
665 GOTO 830
670 FA = 4
680 IF TE<0 THEN 930
690 C1 = (1-LB)*(LOG(.011*LB -3.768*NV+3.539*NF+-1.614))
700 F1 = 1+(C1*(SE-(SE+3 /3)))
710 H1 = (.98*(LB+.4846)/(NF+.0868))*F1
720 C2 = (1-LB)*(LOG(2.96*LB+.305*NV+- .4473*NF+.0978))
730 F2 = 1+(C2*(SE-(SE+3 /3)))
740 H2 = (.845*(LB+.5351)/(NF+.0173))*F2
750 AT = (L3-NF)/(L3/L2)
760 HL = (AT*H1)+((1-AT)*H2)
770 GOTO 1060
780 FA=i
790 HQ=.98*(LB+.4846)/(NF+.0868)
800 IF TE < 0 THEN 1000
810 C1 = (1-LB)*(LOG(.011*LB+-3.768*NV+3.539*NF+-1.614))
820 GOTO 1040
830 FA = 2
840 HQ= .845*(LB+.5351)/(NF+.0173)
850 IF TE<0 THEN 1000
860 C1= (1-LB)*(LOG(2.96*LB+.305*NV+- .4473*NF+.978))
870 GOTO 1040
880 FA = 3
890 HQ = 1.065*(LB+.5824)/(NF+.609)
900 IF TE<0 THEN 1000
910 C1 = 0
920 GOTO 1040

```

```

930 C1 = (1-LB)*(LOG(4.7*LB+.3692*NV+.1244*NFL.5056))
940 F1 = 1+(C1*(SE-(SE+3 /3)))
950 H1 = (.98*(LB+.4846)/(NF+.0868))*F1
960 H2 = (.845*LB+.5351)/(NF+.0173))*F1
970 AT = (L3-NF)/(L3-L2)
980 HL = (AT*H1)+((1-AT)*H2)
990 GOTO 1060
1000 C1 = (1-LB)*(LOG(4.7*LB+.3692*NV+.1244*NF+.5056))
1010 F1 = 1+(C1*(SE-(SE+3 /3)))
1020 HL = H0*F1
1030 GOTO 1060
1040 F1 = 1+(C1*(SE-(SE+3 /3)))
1050 HL = H0*F1
1060 DM = (DL*HL)+(GD*(1-HL))
1070 EK = DM*WM*QP/(2857.9*D5*P*(D/12)+4 )
1080 Y1 = LB/(HL+2)
1090 X1 = LOG (Y1)
1100 S1 = X1 /(-.0523+3.182*X1-.825*X1+2+.01853*X1+4)
1110 G1 = EXP(S1)
1120 MV = V0*LB+(VG*(1-LB))
1130 NR = 1.27324*(WM/((D/12)*MV))
1140 I1 = NR/(4.5223*(LOG(NR)/LOG(10))-3.8215)
1150 UN = LOG(I1)/LOG(10)
1160 F = G1* ((2 *UN)+-2)
1170 SN =SIN(TE*3.1416/180)
1180 CP = (1/(1-EK))*(.000175*F*WM+2/(D5*(D/12)+5))
1190 HK = (1/(1-HK))*(DM*SN/144)
1195 CT = CP+HK
1200 GP =CT*L
1210 SO =GP-1P
1220 IF ABS(SO)<=.001 THEN 1250
1230 IP =GP
1240 GOTO 180

```

```

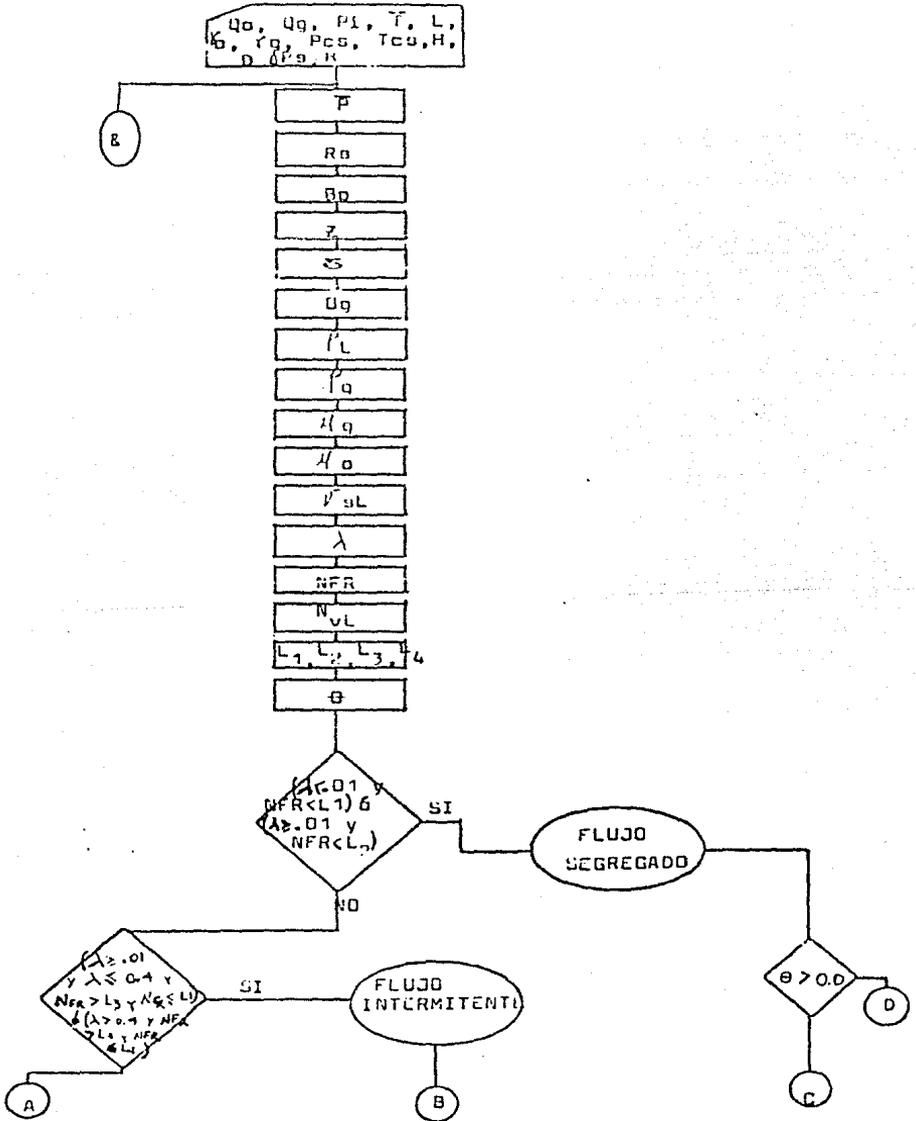
1250 PRINT "                                RESULTADOS"
1260 PRINT "RS=";RS
1270 PRINT "BO=";BO
1280 PRINT "BG=";BG
1290 PRINT "DL=";DL
1300 PRINT "DG=";GD
1310 PRINT "VO=";VO
1320 PRINT "VG=";VG
1330 PRINT "VSL=";VS
1340 PRINT "WM=";WM
1350 PRINT "LAMBDA=";LB
1360 PRINT "VSG=";SV
1370 PRINT "DS=";DS
1380 PRINT "NFR=";NF
1390 PRINT "NLV=";NV
1400 PRINT "HL=";HL
1410 PRINT "DM=";DM
1420 PRINT "EK=";EK
1430 PRINT "NRE=";NR
1440 PRINT "F=";F
1450 PRINT "(dp/dl)f=";CP
1460 PRINT "(dp/dl)e=";HK
1470 PRINT "(dp/dl)t=";GP
1480 IF FA=1 THEN 1570
1490 IF FA=2 THEN 1550
1500 IF FA=3 THEN 1530
1510 PRINT "EL PATRON DE FLUJO ES DE TRANSICION".
1520 GOTO 1580
1530 PRINT "EL PATRON DE FLUJO ES DISTRIBUIDO".
1540 GOTO 1580
1550 PRINT "EL PATRON DE FLUJO ES INTERMITENTE".
1560 GOTO 1580
1570 PRINT "EL PATRON DE FLUJO ES SEGREGADO".

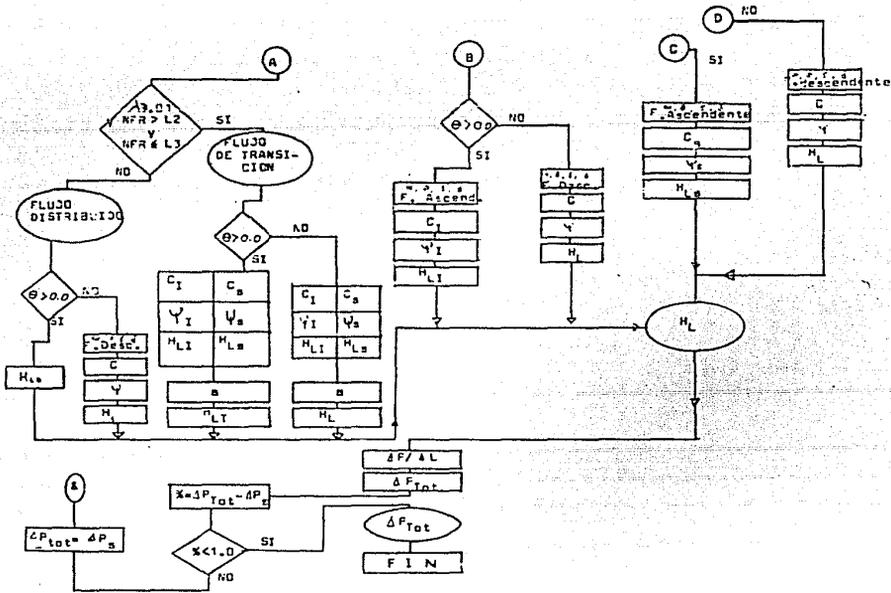
```

1580 GOTO 170

1590 END

DIAGRAMA DE FLUJO DEL METODO DE BEGGS Y BRILL





3.1.4. METODO DE MUKHERJEE Y BRILL

## METODO DE MUKHERJEE Y GRILL

```

10  REM  ARTURO GOMEZ ALVAREZ.
15  REM  CALCULO DE CAIDAS DE PRESION EN TUBERIAS INCLINADAS.
20  REM  METODO DE          BRILL Y MUKHERJEE.
30  INPUT " PRESION INICIAL (LB/PULG 2)=";PO
40  INPUT " PRESION A CONDICIONES ESTANDAR (LB/PULG.2)=
      ; PC
50  INPUT " INCREMENTO DE PRESION SUPUESTO (LB/PULG 2)=
      ; IP
60  INPUT " TEMPERATURA MEDIA (°F)=";T
70  INPUT " TEMPERATURA A CONDICIONES ESTANDAR (°F)=";TC
80  INPUT " DIAMETRO DE LA TUBERIA (PULG)=";D
90  INPUT " LONGITUD DE LA LINEA (PIES)=";L
100 INPUT " RELACION GAS-ACEITE (INSTANTANEA)=";R
110 INPUT " DENSIDAD RELATIVA DEL GAS=";DG
120 INPUT " DENSIDAD RELATIVA DEL ACEITE=";DA
130 INPUT " GASTO DE GAS (PIES 3/DIA)=";QG
140 INPUT " GASTO DE ACEITE (BL /DIA)=";Q
150 INPUT " ANGULO DE INCLINACION (GRADOS)=";TE
160 INPUT " VISCOSIDAD DEL ACEITE (C.P)=";CP
170  P=PO-(IP/2)
180  M=LOG(P)/LOG(10)
190  MN=-2.57364+(2.35772*M)-(0.703988*M+2.0)+(0.098479*
      M+3.0)
200  MO=10^MN
210  DR=(141.5/DA)-131.5
220  RS=DG*((MO*DR+0.989)/T+0.130)*(1/0.816)
230  B=RS*((DG/DA)+0.526)+0.968^T
240  BA=LOG(B)/LOG(10)
250  B1=-6.5811+(2.91329*BA)-(0.27683*BA^2.0)

```

```

260      B0=(10*B1)+1
270      TP=167+(316.67*DG)
280      PP=702.5-(50*DG)
290      TR=(T+460)/TP
300      PR=P/PP
310      A1=0.31506 : A2=-1.0467 : A3=-0.5783 : A4=0.5353
320      A5=-0.6123 : A6=-0.1048 : A7=0.60157 : A8=0.60446
330      Z1=0.2
340      DW=(0.27*PR)/(Z1*TR)
350      E1= EXP(-A8*DW+2.0)*(1+(A8*DW+2.0))*((A7*DW+2.0)/TR+
3.0)+1
360      E2= (A5*A6*DW+5.0)/TR
370      E3= (A4+(A5/TR))*DW+2.0
380      E4= (A1+(A2/TR)+(A3/TR+3.0))*DW
390      Z= E1+E2+E3+E4
400      G=Z-Z1
410      IF G<= 0.01 THEN 440
420      Z1=Z
430      GO TO 340
440      TA=(42.2-(0.047*T)-(0.267*DA))*(EXP(-0.0007*P))
450      BG=(0.02825*Z*(T+460))/P
460      DL=((62.4*DA)+(0.01362*RS*DG))/B0
470      GD=(0.0764*DG)/BG
480      D1=(GD/62.428)
490      X= 3.5+ 986/(T+460)+(0.2897*DG)
500      Y= 2.4-(0.2*X)
510      K= ((9.4+0.5794*DG)*(T+460)+1.5)/(209+550.4*DG+(T+
460))
520      VG=( K*(0.0001)*(EXP(X*(D1+Y))))*6.72E-04
530      VS=(0.0 119*(Q*B0+QW*BW))/D+2.0
540      QP=(5.615*Q*B0)/86400
550      QR=(Q*(R-RS)*BG)/86400

```

```

560 WM= QP*DL+QR*GD
570 LB= QP/(QP+QR)
580 SV= (0.002122*Q*(R-RS)*BG)/D+2.0
590 DS= (DL*LB)+(GD*(1-LB))
600 NF= 0.050387*(WM+2.0/(DS+2.0*(D/12)+5.0))
610 NV= 1.938 * VS * (DL/TA)+0.25
620 NG= 1.938 * SV * (DL/TA)+0.25
630 NL= 0.15726 * VO * (1/(DL*TA 3.0))+0.25
640 SE= SIN (TE* 3.1416/180)
650 REM DETERMINACION DEL PATRON DE FLUJO
660 REM VERIFICAR PARA FLUJO ANULAR
670 XN= 10*(1.400575 - 2.694*NL+(0.52 108*NV+0.329066))
680 IF= NG< X N THEN 710
690 RF= 3
700 GO TO 1000
710 IF TE>0.0 THEN 910
720 IF TE>30.0 THEN 810
730 REM VERIFICAR PARA FLUJO ESTRATIFICADO A BACHE DES
    CENDENTE.
740 XL= 10*(0.321-0.017*NG+4.267*SE -2.972*NL-0.033*
    ((LOG (NG)/LOG(10))+2.0 -3.925*SE*SE)
750 IF= NV <=XL THEN 790
760 IF= TE > 30 THEN 880
770 GO TO 810
780 REM EXISTE FLUJO ESTRATIFICADO.
790 RF= 4
800 GO TO 1000
810 REM VERIFICAR PARA FLUJO BURBUJA A BACHE.
820 XN= 10*(0.431+1.132*SE -3.003*NL-(1.138*(LOG(NV)/
    LOG(10))*SE)-(0.429*(LOG(NV)/LOG(10))+2.0*SE))
830 IF= NG>XN THEN 870
840 REM EXISTE FLUJO BURBUJA.

```

```

850   RF=1
860   GO TO 1000
870   IF TE > 30.0 THEN 740
880   REM EXISTE FLUJO BACHE.
890   RF=2
900   GO TO 1000
910   REM EXISTE FLUJO ASCENDENTE
920   XL = 10^(0.94 + 0.074 * SE - 0.855 * SE * SE + 3.695
      * NL + (LOG (NG)/LOG (10)))
930   REM VERIFICAR PARA FLUJO BURBUJA O F.BACHE
940   IF NV > XL THEN 990
950   REM EXISTE FLUJO BACHE
960   RF=2
970   GO TO 1000
980   REM EXISTE FLUJO BURBUJA.
990   R F=1
1000  REM INICIA CALCULO DE HL
1010  IF TE >= 0.0 THEN 1070
1020  IF RF = 4 THEN 1050
1030  C1 = -0.516644 : C2 = 0.789805 : C3 = 0.551627 : C4 =
      15.519214 : C5 = 0.371771 : C6 = 0.393952
1040  GO TO 1080
1050  C1 = -1.330282 : C2 = 4.808139 : C3 = 4.171584 : C4 =
      56.262268 : C5 = 0.079951 : C6 = 0.504887
1060  GO TO 1080
1070  C1 = -0.380113 : C2 = 0.129875 : C3 = -0.119788 : C4 =
      2.343227 : C5 = 0.475686 : C6 = 0.288657
1080  HL = Exp ((C1+C2*SE+C3*SE 2.0 +C4*NL^2.0)*((NG+C5)/
      (NV C6)))
1090  VM = VS + SV
1100  DM = DL*HL+(GD*(1-HL))
1110  VN = VO*TB+ VG*(1-IB)

```

```

1120 VL = VS /HL
1130 GV = SV /(1-HL)
1140 AR =(3.14*D+2.0)/4
1150 PT = 3.14*D
1160 NR = 1488*D*VM*DS/VN
1170 F1 = 0.001
1180 W1 = (0.00075/(3.715*D))+(2.514/(SQR(F1)*NR))
1190 F = (-2*(LOG (W1)/LOG (10)))+2.0
1200 TH = F -F1
1210 IF ABS (TH) <=0.001 THEN 1240
1220 F1 = F
1230 GO TO 1180
1240 IF RF=4 THEN 1380
1250 IF RF=3 THEN 1300
1260 CA = (DM*VM*SV)/(32.2*P*144)
1270 CE = DM*SE/144
1280 CF = (F*VM+2.0 *DM)/(64.4*(D/12))
1290 GO TO 1590
1300 CA = DM*VM*SV/(32.2*P*144)
1310 CE = DM*SE/144
1320 HR =TB/HL
1330 PRINT "DE LA TABLA 2.4.2 INTERPOLAR EL VALOR DE -
FR CON EL VALOR DE HR = ";HR
1340 INPUT "FR = ";FR
1350 FC = F*FR
1360 CF = (FC*DS*VM+2.0/64.4*(D/12))/144
1370 GO TO 1590
1380 CA = 0
1390 CE = GD*SE/144
1400 GM = 0.001
1410 GA = 6.283186*HL+SIN(GM)
1420 IZ = GM -GA

```

```

1430 IF = ABS (IZ)<= 0.001 THEN 1460
1440 GA = GM
1450 GO TO 1410
1460 AL = HL*AR
1470 AG = AR - AL
1480 DE = D*((GA - SIN (GA))/(GA+2* SIN ((GA/2))))
1490 DX = D*((6.283186-(GA-(SIN(GA)))/(6.283186-GA +
(2*SIN((GA/2))))))
1500 PG = PT* (1-(GA/6.283186))
1510 PL = PT - PG
1520 NE = DE*VL*DL/V0
1530 FF = (1.14 -2*(LOG(0.00375/D+21.25/NE*0.9)/LOG(10)))†
- 2.0
1540 NS = DX*GV*GD/VG
1550 FT = (1.14-2*(LOG(0.00075/D+21.25/NS*0.9)/LOG (10)))†
-2.0
1560 TW = F F*DL*VL*2.0/64.4
1570 TG = FT*GD*GV*2.0/64.4
1580 CF = -(((TW*(PL/12)+TG*(PG/12))+(DL*(AL/144)+GD*(AG/144))*
SE)/(AR/144))/144
1590 CP = (1/(1 - CA)*(CE+CF))*L
1600 TZ = IP - CP
1610 IF = ABS (TZ)<0.001 THEN 1640
1620 IP =CP
1630 GO TO 170
1640 PRINT "RESULTADOS"
1650 PRINT "RS = "; RS
1660 PRINT "BO = "; BO
1670 PRINT "Z = "; Z
1680 PRINT "TENSION SUPERFICIAL (DINAS/CM)="; TA
1690 PRINT "BG="; BG
1700 PRINT "DL="; DL
1710 PRINT "DG="; GD

```

```

1720 PRINT "VO = ";VO
1730 PRINT "VG = ";VG
1740 PRINT "VSL = ";VS
1750 PRINT "NM = ";WM
1760 PRINT "LAMSDA = ";LB
1770 PRINT "USE - ";SVG = ";SV
1780 PRINT "DS = ";DS
1790 PRINT "NFR = ";NF
1800 PRINT "NLV = ";NV
1810 PRINT "HL = ";HL
1820 PRINT "DM = ";DM
1830 PRINT "FS"; F
1840 IF RF =1 THEN 1930
1850 IF RF =2 THEN 1910
1860 IF RF = 3 THEN 1890
1870 PRINT "EL PATRON DE FLUJO ES ESTRATIFICADO".
1880 GO TO 1940
1890 PRINT "EL PATRON DE FLUJO ES ANULAR"
1900 GO TO 1940
1910 PRINT "EL PATRON DE FLUJO ES BACHE"
1920 GO TO 1940
1930 PRINT "EL PATRON DE FLUJO ES BURBUJA".
1940 PRINT "(dP/dL)e =";CE
1950 PRINT "(dp/dL)f =";CF
1960 PRINT "(dp/dL)t =;CP
1970 CT= CP*L
1980 PRINT "LA CAIDA DE PRESION TOTAL (LB/PG 2)=";CT
1990 GO TO 160
2000 END

```



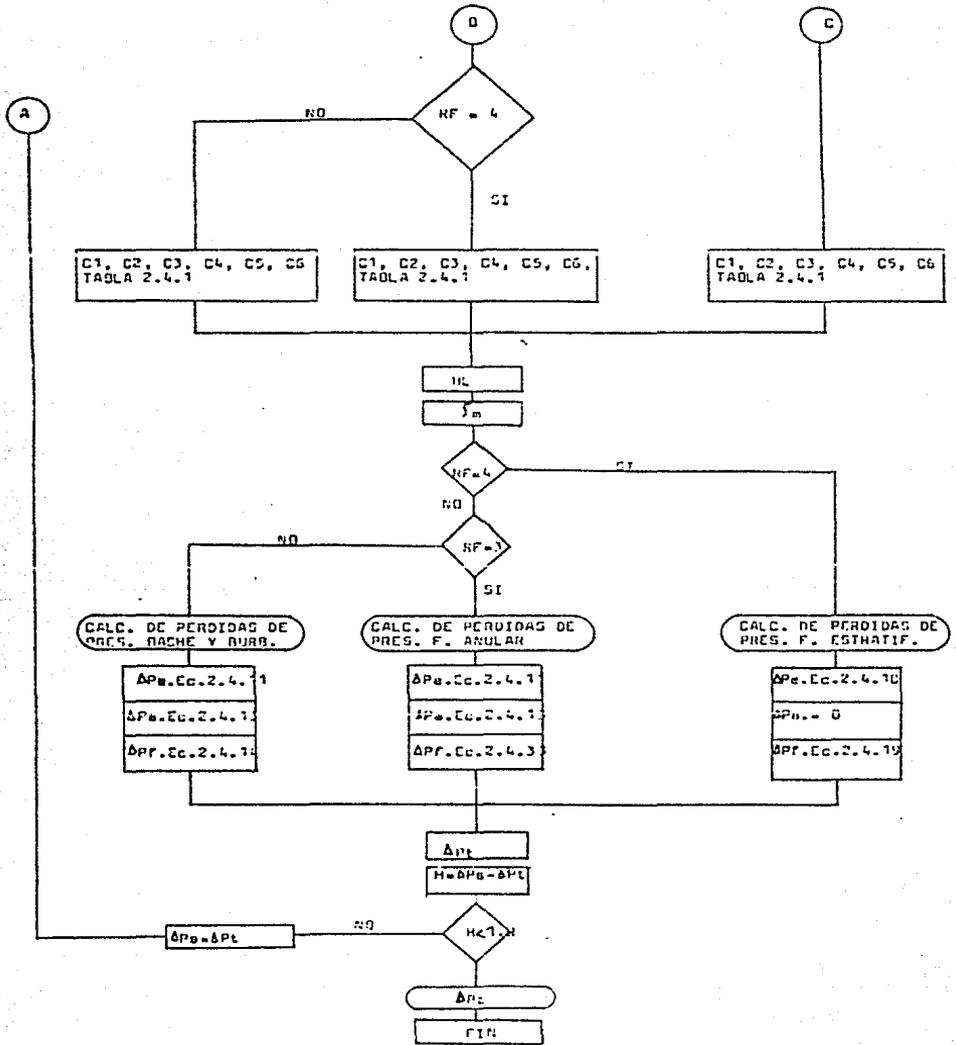
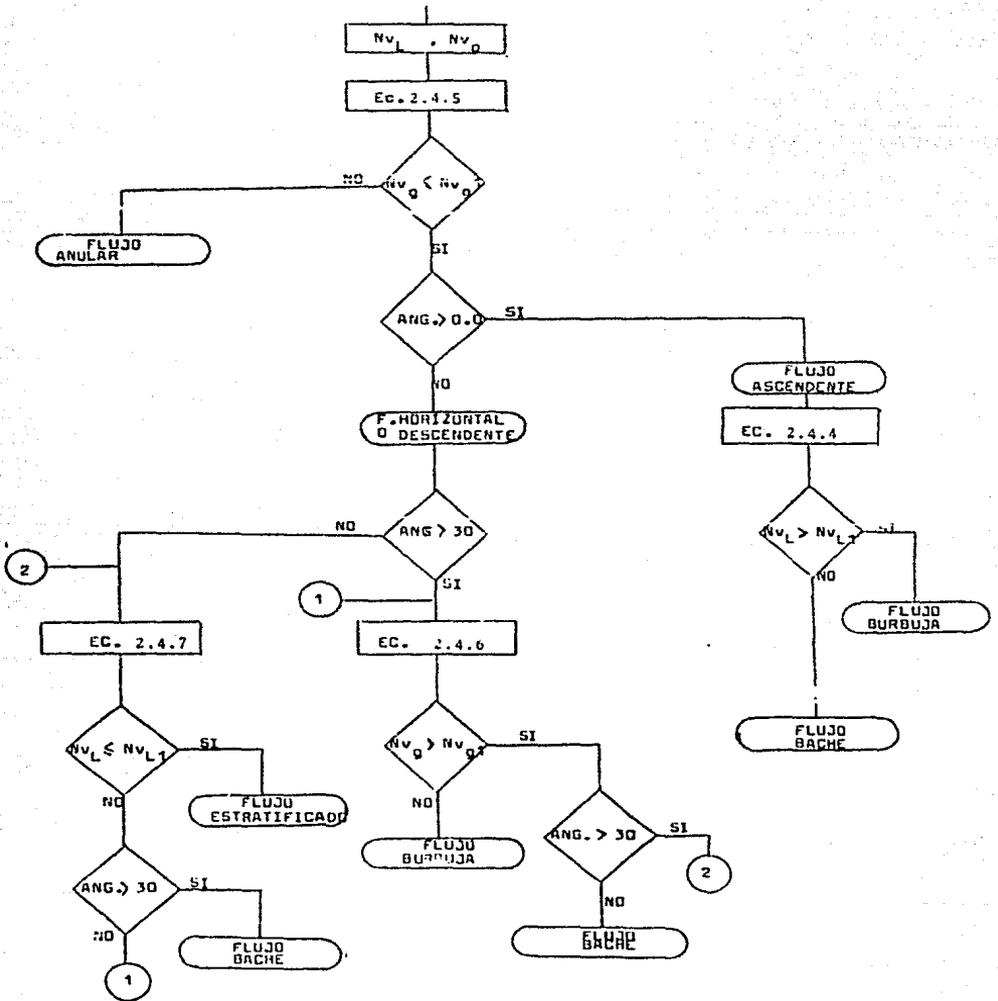


DIAGRAMA DE FLUJO PARA CALCULAR EL PATRON DE FLUJO  
 CON EL METODO DE MUKHERJEE



**3.2. EJEMPLOS DE APLICACION.**

## 3.2.1 METODO DE FLANIGAN.

3.2.1.1. Calcular la caída de presión en (lb/pg<sup>2</sup>/pie) de una tubería de - 2 pg. de diámetro con una presión en la cabeza del pozo de - 958.5 (lb/pg<sup>2</sup>), una temperatura media de 153°F y un gasto de aceite de 943.5 (bl/día).

## DATOS:

$$\kappa = 1122 \text{ (pies}^3\text{/bi)}.$$

$$T = 153^\circ\text{F}.$$

$$\gamma_o = 0.85$$

$$\gamma_g = 0.75$$

$$\mathcal{A}_o = 1.5 \text{ c.p.}$$

## RESULTADOS:

$$R_s = 211.86$$

$$B_o = 1.1009$$

$$Z = 0.879$$

$$\mathcal{S} = 17.78$$

$$B_g = 0.012588$$

$$f_L = 49.878$$

$$f_g = 3.1260$$

$$V_s = 14.03$$

$$H_L = 0.178$$

L

$$(\text{dp/dl})_e = 0.0514 \text{ (lb/pg}^2\text{/pie)}.$$

$$(\text{dp/dl})_f = 2.816\text{E-}03 \text{ (lb/pg}^2\text{/pie)}.$$

$$(\text{dp/dl})_r = 0.0542 \text{ (lb/pg}^2\text{/pie)}.$$

## 3.2.2. METODO DE GRIFFITH, LAU, HON Y PEARSON.

3.2.2.1. Calcular la pérdida de presión en (lb/pg<sup>2</sup>/pie) en una tuberfa de 2 pg. de diámetro (1.995 pg. de diámetro interior) con flujo de aceite y gas ascendente, que tiene una presión en el cabezal (Pi) de 958.5 (lb/pg<sup>2</sup>) y un gasto de 943.5 (bl/día) y un ángulo de inclinación de 55° de la horizontal.

## DATOS:

$$R = 1122 \text{ pies}^3/\text{día}$$

$$T = 153^\circ \text{ F.}$$

$$\gamma_o = 0.85$$

$$\gamma_g = 0.5$$

$$\mu_o = 1.5 \text{ c.p.}$$

## METODO DE GRIFFITH, LAU, HON Y PEARSON

## DATOS

PRESION INICIAL ( $\text{lb/pg}^2$ ) = 958.5  
ANGULO DE INCLINACION ( GRADOS ) = 55  
TEMPERATURA MEDIA (\*F) = 153  
DIAMETRO DE LA TUBERIA (pg) = 2  
LONGITUD DE LA LINEA (pies) = 1  
RELACION GAS-ACEITE INSTANTANEA = 1122.  
DENSIDAD RELATIVA DEL GAS = .65  
DENSIDAD RELATIVA DEL ACEITE = .85  
VISCOSIDAD DEL ACEITE (c.p.) = 1.5  
GASTO DE ACEITE (bl/dfa) = 943.5

## RESULTADOS

RS = 192.3361  
BO = 1.093638  
Z = .9042681  
TENSION SUPERFICIAL (dinas/cm) = 17.78242  
BG = 1.633888E - 02  
DL = 50.06375  
DG = 3.0339376  
VG = .0137907  
VO = 1.5  
VSL = 3.069746  
VSG = 7.595372  
VM = 10.66512  
GASTO DE MASA = 3.86079

LBDA = .2881086

NVL = 1.367257

NVG = .833542

EL PATRON DE FLUJO ES BACHE.

DM = 24.64016

NRE = 24595.48

F = 2.435829E-02

LA CAIDA DE PRESION POR FRICCION (lb/pg<sup>2</sup>/pie) = 2.857047E-02

LA CAIDA DE PRESION POR ELEVACION (lb/pg<sup>2</sup>/pie) = .1401672

LA CAIDA DE PRESION TOTAL (lb/pg<sup>2</sup>/pie) = .1687377

EL COLGAMENTO = .4593531

### 3.2.3 METODO DE BEGGS Y BRILL.

3.2.3.1 Calcular caída de presión en (lb/pg<sup>2</sup>/pie) con los mismos datos del ejemplo 3.2.2.1.

#### DATOS:

PRESION INICIAL (lb/pg<sup>2</sup>) = 958.5  
 ANGULO DE INCLINACION ( GRADOS ) = 55  
 TEMPERATURA MEDIA (\*F) = 153  
 DIAMETRO DE LA TUBERIA (pg) = 2  
 LONGITUD DE LA LINEA (pies) = 1  
 RELACION GAS-ACEITE INSTANTANEA = 1122  
 DENSIDAD RELATIVA DEL GAS = 0.65  
 DENSIDAD RELATIVA DEL ACEITE = 0.85  
 VISCOSIDAD DEL ACEITE (CP) = 1.5  
 GASTO DE ACEITE (bl/dfa) = 943.5

#### RESULTADOS

RS = 211.85 (pies<sup>3</sup>/bl)  
 RO = 1.1009  
 z = 0.907  
 TEN. SUP. = 17.78 (dinas/cm)  
 BG = 0.0163 (pie<sup>3</sup>/pie<sup>3</sup>)  
 DL = 49.87 (lb/pie<sup>3</sup>)  
 DG = 3.030 (lb/pie<sup>3</sup>)  
 VG = 9.26E-06 (lb/pie/seg)  
 HL = 0.433

$$DM = 23.312 \text{ (lb/pie}^3\text{)}$$

$$F = 0.0261$$

PATRON DE FLUJO INTERMITENTE.

$$(dp/dl)_o = 0.1327 \text{ (lb/pg}^2\text{/pie)}$$

$$(dp/dl)_f = 0.0321 \text{ (lb/pg}^2\text{/pie)}$$

$$(dp/dl)_t = 0.1648 \text{ (lb/pg}^2\text{/pie)}$$

## 3.2.3.2.

Calcular la pérdida de presión en una tubería conductora de gas y aceite de 3 pg. de diámetro con flujo ascendente, teniendo una presión en el cabezal de  $720 \text{ lb/pg}^2$  y un gasto de aceite de 1850 bl/dfa; a través de un terreno que tiene en promedio  $60^\circ$  de inclinación (de la horizontal).

## DATOS:

$$R = 575 \text{ pies}^3/\text{bl}$$

$$T = 128^\circ\text{C}$$

$$\gamma_o = 0.942$$

$$r_g = 0.75$$

$$\mu_o = 18 \text{ c.p.}$$

## RESULTADOS:

$$RS = 90.109 \text{ (pies}^3/\text{bl)}$$

$$BO = 1.0467 \text{ (bl/bl)}$$

$$Z = 0.882$$

$$\text{TEN. SUP.} = 21.70 \text{ (dinas/cm)}$$

$$BG = 0.0203$$

$$DL = 57.032 \text{ (lb/pie}^3)$$

$$DG = 2.815 \text{ (lb/pie}^3)$$

$$VG = 8.521 \text{ (lb/pie/seg)}$$

$$\text{LAMBDA} = 0.373$$

$$HL = 0.510$$

**PATRON DE FLUJO: INTERMITENTE.**

$$(dp/dl)_f = 0.1834 \text{ (lb/pg}^2/\text{pie)}$$

$$(dp/dl)_e = 0.0216 \text{ (lb/pg}^2/\text{pie)}$$

$$(dp/dl)_t = 0.2040 \text{ (lb/pg}^2/\text{pie)}$$

## 3.2.4. METODO DE MUKHERJEE Y BRILL.

- 3.2.3.1. Con los mismos datos utilizados en los tres ejemplos anteriores, -  
 calcular con el Método de Mukherjee la pérdida de presión en - -  
 $\text{lb/pg}^2/\text{pie}$  ocurrida en dicha tubería.

## DATOS:

PRESION INICIAL ( $\text{lb/pg}^2$ ) =	958.5
ANGULO DE INCLINACION (GRADOS)=	55
TEMPERATURA MEDIA ( $^{\circ}\text{F}$ ) =	153
DIAMETRO DE LA TUBERIA (pg) =	2
LONGITUD DE LA LINEA (pies) =	1
REL. GAS-ACEITE INSTANTANEA =	1122
DENSIDAD RELATIVA DEL GAS =	0.65
DENSIDAD RELATIVA DEL ACEITE. =	0.85
VISCOSIDAD DEL ACEITE (c.p.) =	1.5
GASTO DE ACEITE (bl/día) =	943.5

## RESULTADOS

$R_s = 211.8561$ ( $\text{pies}^3/\text{bl}$ ).
$B_o = 1.10099$ (bl/bl).
$z = 0.904268$
$\bar{\sigma} = 17.78241$ (dinas/cm.)
$B_g = 0.016338$ ( $\text{pie}^3/\text{pie}^3$ )
$DL = 49.8781$ ( $\text{lb}/\text{pie}^3$ )
$DG = 3.0393$ ( $\text{lb}/\text{pie}^3$ )

$$V_o = 1.008E-03$$

$$V_g = 9.267362E-06$$

$$= 0.29364$$

$$HL = 0.4543$$

$$DM = 24.3189 \text{ (lb/pie}^3\text{)}$$

$$f = 0.0156$$

PATRON DE FLUJO BACHE.

$$(dp/dl)_f = 0.0273 \text{ (lb/pg}^2\text{/pie)}$$

$$(dp/dl)_e = 0.13834 \text{ (lb/pg}^2\text{/pie)}$$

$$(dp/dl)_t = 0.16574 \text{ (lb/pg}^2\text{/pie)}$$

## TABLAS ANEXAS

METODO DE O. FLANIGAN

$q = 4000 \text{ bl/día}$

ANGULO =  $55^\circ$

DIAMETRO (pg)	PATRON DE FLUJO	$(dp/dl)_t$ (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	$(dp/dl)_f$ (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	$(dp/dl)_e$ (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENT HL
2	---	0.0162	2.180E-3	0.0140	0.048
3	---	0.0303	5.035E-4	0.0298	0.103
4	---	0.0492	1.814E-4	0.0490	0.170
5	---	0.0699	8.845E-5	0.0699	0.243
6	---	0.0909	4.807E-5	0.0909	0.316
8	---	0.1297	3.194E-5	0.1297	0.451
10	---	0.1617	2.765E-5	0.1616	0.562

METODO DE J. FLANIGAN

$q = 943.5 \text{ bl/día}$

ANGULO =  $55^\circ$

DIAMETRO ( $pq$ )	PATRON DE FLUJO	( $dp/dl$ ) <sub>t</sub> ( $lb/pq^2/pie$ )	( $dp/dl$ ) <sub>f</sub> ( $lb/pq^2/pie$ )	( $dp/dl$ ) <sub>e</sub> ( $lb/pq^2/pie$ )	COLGAMIENTO HL
2	—	0.0542	2.816E-3	0.0514	0.178
3	—	0.0951	5.915E-4	0.0945	0.319
4	—	0.1340	1.740E-4	0.1339	0.465
5	—	0.1661	3.230E-4	0.1657	0.576
6	—	0.1905	1.614E-4	0.1904	0.662
8	—	0.2235	9.918E-5	0.2234	0.777
10	—	0.2429	3.957E-5	0.2429	0.844

METODO DE GRIFFITH, LAU, HON Y FEARSON

ANGULO =  $55^{\circ}$   
 DIAMETRO = 2  $\mu$ g

q (bl/dfa)	PATRON DE FLUJO	(dp/dL) <sub>t</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dL) <sub>f</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dL) <sub>e</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENTO HL
50	BACHE	0.2376	1.3996E-4	0.2374	0.8369
100	"	0.2109	4.8740E-4	0.2106	0.7420
200	"	0.1823	1.6900E-3	0.1806	0.6360
300	"	0.1679	3.5213E-3	0.1643	0.5793
400	"	0.1600	5.9100E-3	0.1541	0.5432
600	"	0.1542	0.01226	0.1419	0.5000
800	"	0.1562	0.02121	0.1350	0.4758
943.5	"	0.1587	0.02760	0.1310	0.4630
1000	"	0.1607	0.03070	0.1299	0.4579
2000	ANULAR	0.2283	0.10710	0.1212	0.4272
3000	"	0.3434	0.22210	0.1212	0.4272
4000	"	0.4941	0.37290	0.1212	0.4272
5000	"	0.6784	0.55720	0.1212	0.4271
6000	"	0.8948	0.77360	0.1211	0.4271
8000	"	1.4196	1.29860	0.1211	0.4270
10000	"	2.0614	1.94030	0.1211	0.4269
15000	"	4.1465	4.02540	0.1210	0.4265
20000	"	6.8767	6.75580	0.1209	0.4261
30000	"	14.1351	14.01450	0.1205	0.4248

METODO DE GRIFFITH, LAU, HON Y FEARSON

ANGULO = 55°  
DIAMETRO = 8 pg

q (bl/dfa)	PATRON DE FLUJO	(dp/dL )t (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dL )F (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dL )e (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENTO HL
50	BACHE	0.2817	1.8036E-7	0.2817	0.993
100	"	0.2798	6.2805E-7	0.2798	0.986
200	"	0.2762	2.1870E-6	0.2762	0.973
300	"	0.2726	4.5375E-6	0.2726	0.961
400	"	0.2693	7.6156E-6	0.2693	0.949
600	"	0.2629	1.5800E-5	0.2629	0.926
800	"	0.2571	2.6519E-5	0.2570	0.906
943.5	"	0.2531	3.5689E-5	0.2539	0.892
1000	"	0.2516	3.9627E-5	0.2516	0.886
2000	"	0.2296	1.3799E-4	0.2295	0.808
3000	"	0.2136	2.8629E-4	0.2133	0.751
4000	"	0.2014	4.851E-4	0.2009	0.708
10000	"	0.1653	2.5003E-3	0.1628	0.573
20000	"	0.1496	8.7067E-3	0.1409	0.496
40000	ANULAR	0.1340	0.3030	0.1087	0.383

METODO DE GRIFFITH, LAU, HON Y FEARSON

ANGULO = 55°

q = 1000 bl/dfa=cte

DIAMETRO (pg)	PATRON DE FLUJO	(dp/dL )t ( lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dL )f ( lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dL )e ( lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENTO HL
2	BACHE	0.1612	0.0307	0.1304	0.4598
4	"	0.1870	1.103E-3	0.1859	0.6553
6	"	0.2286	1.576E-4	0.2285	0.8050
8	"	0.2516	3.962E-5	0.2516	0.8860
10	"	0.2638	1.350E-5	0.2637	0.9290
12	"	0.2705	5.650E-6	0.2705	0.9530
14	"	0.2745	2.700E-6	0.2745	0.9670
16	"	0.2770	1.400E-6	0.2770	0.9760
20	"	0.2798	4.870E-7	0.2798	0.9860
36	"	0.2828	2.900E-8	0.2828	0.9960
48	"	0.2832	7.290E-9	0.2832	0.9980

METODO DE GRIFFITH, LAU, HON Y FEARSON

ANGULO = 55°

q = 2000 bl/día = cte

DIAMETRO (pg)	FATRON DE FLUJO	(dp/dL) t (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dL) P (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dL) e (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENTO HL
1	ANULAR	3.1041	2.9330	0.1210	0.4267
2	"	0.2283	0.1070	0.1212	0.4272
4	BACHE	0.1622	3.840E-5	0.1583	0.5582
6	"	0.2004	5.480E-4	0.1998	0.7044
10	"	0.2479	4.720E-5	0.2479	0.8738
14	"	0.2662	9.400E-6	0.2662	0.9283
20	"	0.2761	1.690E-6	0.2761	0.9731
48	"	0.2828	2.539E-8	0.2828	0.9660

METODO DE GRIFFITH, LAU, HON Y FEARSON

ANGULO = 55°

q = 4000 bl/día = cte

DIAMETRO (pg)	PATRON DE FLUJO	(dp/dL )t (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dL )f (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dL )e (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENTO HL
1	ANULAR	10.5060	10.3859	0.1207	0.4255
2	"	0.4935	0.3728	0.1707	0.4255
4	BACHE	0.1508	0.0133	0.1374	0.4843
6	"	0.1719	1.900E-3	0.1700	0.5992
10	"	0.2242	0.024E-3	0.2240	0.7895
14	"	0.2518	3.270E-5	0.2518	0.8873
20	"	0.2691	5.900E-6	0.2691	0.9482
48	"	0.2820	8.800E-8	0.2820	0.9930

METODO DE GRIFFITH, LAU, HON Y PEARSON

q = 1000 bls/día

DIAMETRO = 2 pg

ANGULO (Grados)	PATRON DE FLUJO	(dp/dL )t (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dL )f (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dL )e (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENTO HL
0	BACHE	0.03075	0.03075	0	0.3861
10	"	0.0569	0.0307	0.0262	0.435
20	"	0.0845	0.0307	0.0537	0.453
30	"	0.1102	0.0307	0.7920	0.459
40	"	0.1331	0.0307	0.1023	0.459
55	"	0.1612	0.0307	0.1304	0.459
70	"	0.1776	0.0307	0.1468	0.451
80	"	0.1794	0.0307	0.1486	0.435
90	"	0.1750	0.0307	0.1442	0.416

METODO DE GRIFFITH, LAU, HON Y PEARSON

q = 1000 bls/dfa

DIAMETRO = 8 pg

ANGULO (Grados)	PATRON DE FLUJO	(dp/dL) <sub>t</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dL) <sub>f</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dL) <sub>e</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENTO HL
0	BACHE	3.900E-5	3.900E-5	0	0.4185
10	"	0.0506	3.900E-5	0.0506	0.8115
20	"	0.1036	3.900E-5	0.1036	0.8749
30	"	0.1534	3.900E-5	0.1533	0.885
40	"	0.1980	3.900E-5	0.1979	0.889
55	"	0.2516	3.900E-5	0.2516	0.886
70	"	0.2843	3.900E-5	0.2842	0.873
80	"	0.2870	3.900E-5	0.2870	0.841
90	"	0.2683	3.900E-5	0.2682	0.774

METODO DE GRIFFITH, LAU, HON Y PEARSON

q = 4000 bl/día.

DIAMETRO = 2 pg

ANGULO (GRADOS)	PATRON DE FLUJO	(dp/dL) <sub>t</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dL) <sub>p</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dL) <sub>e</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENTO HL
0	ANULAR	0.3729	0.3729	0.0	0.427
10	"	0.3985	0.3729	0.0256	0.427
20	"	0.4235	0.3729	0.0506	0.427
30	"	0.4468	0.3729	0.0739	0.427
40	"	0.4680	0.3729	0.0952	0.427
55	"	0.4941	0.3729	0.1212	0.427
70	"	0.5119	0.3729	0.1390	0.427
80	"	0.5186	0.3729	0.1457	0.427
90	"	0.5208	0.3729	0.1479	0.427

METODO DE GRIFFITH, LAU, HCN Y FEARSON

$g = 4000$  bl/día

DIAMETRO = 8 pg

ANGULO (GRADOS)	PATRON DE FLUJO	$(dp/dL)_t$ (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	$(dp/dL)_F$ (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	$(dp/dL)_e$ (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENTO HL
0	BACHE	4.805E-4	4.805E-4	0.0000	0.393
10	"	0.0391	4.805E-4	0.0386	0.642
20	"	0.0824	4.805E-4	0.0819	0.691
30	"	0.1228	4.805E-4	0.1223	0.706
55	"	0.2014	4.805E-4	0.2009	0.708
70	"	0.2248	4.805E-4	0.2243	0.689
80	"	0.2196	4.805E-4	0.2191	0.642
90	"	0.1981	4.805E-4	0.1976	0.5705

METODO DE GRIFFITH, LAU, HCN Y FEARSON

DIAMETRO = 2 pg

ANGULO =  $-30^{\circ}$

$q$ (bl/dfa)	PATRON DE FLUJO	(dp/dL )t (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dL )f (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dL )e (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENTO HL
50	BACHE	-0.1448	1.3997E-4	-0.1449	0.836
100	"	-0.1280	4.8740E-4	-0.1285	0.742
300	"	-0.0968	3.5213E-3	-0.1003	0.579
600	"	-0.0744	0.01226	-0.0866	0.500
800	"	-0.0618	0.02058	-0.0824	0.475
943.5	"	-0.05262	0.02760	-0.0803	0.463
1700	"	-0.0488	0.03075	-0.0796	0.4598
3000	ANULAR	0.14818	0.2221	-0.0739	0.427
5000	"	0.4832	0.5572	-0.0739	0.427
8000	"	1.2452	1.2984	-0.0739	0.427
10000	"	1.8663	1.9403	-0.0739	0.426
30000	"	13.9409	14.0145	-0.0739	0.424

METODO DE GRIFFITH, LAU, HON Y FEARSON

DIAMETRO = 4 pg

ANGULO = - 30°

q (bl/dfe)	PATRON DE FLUJO	(dp/dL )t (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dL )P (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dL )e (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENTO HL
50	BACHE	-0.1663	0.0486	-0.1668	0.963
100	"	-0.1611	1.7496E-5	-0.1611	0.930
300	"	-0.1435	1.264E-4	-0.1437	0.829
600	"	-0.1265	4.041E-4	-0.1270	0.733
800	"	-0.1186	7.387E-4	-0.1194	0.689
943.5	"	-0.1140	9.942E-4	-0.1150	0.664
1000	"	-0.1123	1.103E-3	-0.1134	0.655
2000	"	-0.0928	3.844E-3	-0.0966	0.588
3000	"	-0.0807	7.975E-3	-0.0887	0.512
5000	"	-0.0611	0.0200	-0.0811	0.468
8000	ANULAR	-0.0273	0.0466	-0.0739	0.427
10000	"	-4.345E-3	0.0696	-0.0739	0.427
30000	"	0.4292	0.5032	-0.0739	0.427

METODO DE GRIFFITH, LAU, HON Y FEARSON

DIAMETRO = 2  $\mu$ g

ANGULO = - 45<sup>o</sup>

q (bl/día)	PATRON DE FLUJO	(dp/dL) <sub>t</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dL) <sub>f</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dL) <sub>e</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENTO HL
50	BACHE	-0.2048	1.399E-4	-0.2050	0.836
200	"	-0.1542	1.697E-3	-0.1559	0.636
500	"	-0.1181	8.831E-3	-0.1269	0.588
800	"	-0.0959	0.0205	-0.1165	0.475
953.5	"	-0.0851	0.0282	-0.1134	0.463
1000	"	-0.0807	0.0307	-0.1115	0.454
4000	ANULAR	0.2693	0.3726	-0.1032	0.421
8000	"	1.1940	1.2975	-0.1032	0.421

METODO DE BEGGS Y BRILL

ANGULO = 55°

DIAMETRO = 2 pg

q (bl/dia)	PATRON DE FLUJO	(dp/dl) <sub>t</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dl) <sub>f</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dl) <sub>e</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENTO HL
50	TRANSICION	0.3263	1.576E-4	0.3261	0.9988
100	"	0.2640	5.311E-4	0.2634	0.9240
200	INTERMITENTE	0.1613	7.085E-4	0.1606	0.5380
300	"	0.1573	4.160E-3	0.1531	0.5090
400	"	0.1547	6.823E-3	0.1479	0.4900
600	"	0.1547	0.0140	0.1406	0.4630
800	"	0.1591	0.0235	0.1356	0.4440
943.5	"	0.1645	0.0317	0.1328	0.4330
1000	"	0.1670	0.0352	0.1318	0.4290
2000	"	0.2454	0.1251	0.1203	0.3860
3000	"	0.3783	0.2645	0.1138	0.3610
4000	DISTRIBUIDO	0.3944	0.3734	0.0210	0.0141
5000	"	0.5518	0.5317	0.0201	0.0107
10000	"	1.7440	1.7255	0.0135	4.62E-3

METODO DE BEGGS Y BRILL

$$q = 1000 \text{ bl/día}$$

$$\text{ANGULO} = 55^\circ$$

DIAMETRO ( pg )	PATRON DE FLUJO	$(dp/dl)_t$ $(lb/pg^2/pte)$	$(dp/dl)_f$ $(lb/pg^2/pte)$	$(dp/dl)_e$ $(lb/pg^2/pte)$	COLGAMIENTO. HL
1	DISTRIBUIDO	0.8101	0.7904	0.0197	0.250
2	INTERMITENTE	0.1670	0.0352	0.1318	0.429
4	"	0.1557	1.299E-3	0.1544	0.514
6	TRANSICION	0.4479	1.566E-4	0.4478	0.615
8	"	0.5783	3.936E-5	0.5702	0.678
10	SEGREGADO	0.6611	1.355E-5	0.6611	0.702
12	"	0.7374	5.680E-6	0.7344	0.796
14	"	0.8024	2.730E-6	0.8024	0.814
16	"	0.8661	1.447E-6	0.8661	0.858
20	"	0.9835	3.022E-7	0.9835	0.895

METODO DE BEGGE Y BRILL

q = 2000 bl/día

ANGULO = 55°

DIAMETRO ( pg )	PATRON DE FLUJO	(dp/dl) <sub>t</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dl) <sub>f</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dl) <sub>e</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENTO. HL
1	DISTRIBUIDO	2.5918	2.5735	0.0183	0.297
2	INTERMITENTE	0.2454	0.1251	0.1203	0.3664
4	"	0.1461	4.364E-3	0.1417	0.4670
6	TRANSICION	0.2644	5.567E-4	0.2639	0.525
8	"	0.4887	1.351E-4	0.4886	0.637
10	"	0.5998	4.619E-5	0.5998	0.686
12	SECREGADO	0.6746	1.929E-5	0.6746	0.703
14	"	0.7364	9.238E-6	0.7363	0.748
16	"	0.7942	4.884E-6	0.7942	0.789
20	"	0.9007	1.686E-6	0.9007	0.819

METODO DE BEGGS Y BRILL

q = 1000 bl/día

DIAMETRO= 2 pg

ANGULO (GRADOS)	PATRON DE FLUJO	(dp/dl) <sub>t</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dl) <sub>f</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dl) <sub>e</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENTO HL
0	INTERMITENTE	0.0354	0.0354	0.0000	0.4148
10	"	0.0628	0.0353	0.0274	0.4210
20	"	0.0899	0.0353	0.0546	0.4260
30	"	0.1156	0.0352	0.0803	0.4290
40	"	0.1387	0.0352	0.1034	0.4290
55	"	0.1670	0.0352	0.1318	0.4290
60	"	0.1746	0.0352	0.1393	0.4290
70	"	0.1862	0.0352	0.1510	0.4290
80	"	0.1927	0.0352	0.1574	0.4260
90	"	0.1936	0.0353	0.1582	0.4210

METODO DE SEGGS Y BRILL

q = 1000 bl/día

DIAMETRO = 2 pg

ANGULO (GRADOS)	PATRON DE FLUJO	(dp/dl) <sub>t</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dl) <sub>r</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dl) <sub>e</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENTO HL
-10	INTERMITENTE	0.0128	0.03662	-0.0237	0.356
-20	"	-4.116E-3	0.03788	-0.0420	0.312
-30	"	-0.0191	0.03788	-0.0578	0.290
-40	"	-0.0340	0.0389	-0.0730	0.284
-45	"	-0.0412	0.0389	-0.0802	0.283
-55	"	-0.0539	0.0389	-0.0929	0.283
-60	"	-0.0594	0.0389	-0.0983	0.284
-70	"	-0.0699	0.0389	-0.1086	0.290
-80	"	-0.0830	0.0378	-0.1209	0.312
-90	"	-0.1000	0.0366	-0.1369	0.3561

METODO DE MUKHERJEE

ANGULO = 55°

DIAMETRO = 2 pg

q (bl/día)	PATRON DE FLUJO	(dp/dl) <sub>L</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp·dl) <sub>F</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dl) <sub>E</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENTO HL
50	BACHE	0.1862	1.033E-4	0.1863	0.6341
100	"	0.1759	3.905E-4	0.1763	0.5954
200	"	0.1649	1.464E-3	0.1664	0.5540
300	"	0.1582	3.161E-3	0.1614	0.5289
400	"	0.1533	5.446E-3	0.1588	0.5106
500	"	0.1495	8.296E-3	0.1578	0.4962
600	"	0.1580	0.0116	0.1463	0.4843
943.5	"	0.1657	0.0273	0.1383	0.4543
1000	"	0.1678	0.0304	0.1373	0.4504
2000	"	0.2359	0.1107	0.1247	0.4033
3000	"	0.3530	0.2344	0.1173	0.3754
4000	"	0.5133	0.3980	0.1120	0.3556
5000	"	0.7140	0.5993	0.1079	0.3403
10000	"	2.2920	2.1203	0.0953	0.2929
20000	"	8.4984	7.4197	0.0829	0.2464

METODO DE MUKHERJEE

ANGULO = 55°

DIAMETRO = 2 pg

q (bl/dfe)	PATRON DE FLUJU	(dp/dl)t (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dl)f (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dl)e (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENTO HL
50	BACHE	0.2204	9.033E-8	0.2204	0.7624
100	"	0.2129	3.488E-7	0.2129	0.7343
200	"	0.2047	1.341E-6	0.2047	0.7036
300	"	0.1996	2.942E-6	0.1996	0.6844
400	"	0.1958	5.131E-6	0.1958	0.6702
500	"	0.1928	7.894E-6	0.1928	0.6589
600	"	0.1903	1.121E-5	0.1903	0.6494
943.5	"	0.1838	2.679E-5	0.1838	0.6251
1000	"	0.1830	2.996E-5	0.1830	0.6219
2000	"	0.1725	1.129E-4	0.1724	0.5823
3000	"	0.1662	2.445E-4	0.1659	0.5581
4000	"	0.1617	4.224E-4	0.1612	0.5464
5000	"	0.1582	6.448E-4	0.1575	0.5264
10000	"	0.1480	2.384E-3	0.1456	0.4816
20000	"	0.1421	8.728E-3	0.1332	0.4353

METODO DE MUKHERJEE

$q = 1000 \text{ bl/día}$

ANGULO =  $55^\circ$

DIAMETRO ( pg )	PATRON DE FLUJO	$(dp/dl)_t$ (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	$(dp/dl)_f$ (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	$(dp/dl)_e$ (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENTO HL
1	BACHE	1.0500	0.9314	0.1120	0.3555
2	"	0.1678	0.0304	0.1373	0.4504
4	"	0.1622	9.674E-4	0.1612	0.5404
6	"	0.1744	1.270E-4	0.1743	0.5892
8	"	0.1830	2.996E-5	0.1830	0.6219
10	"	0.1894	9.747E-6	0.1894	0.6460
12	"	0.1944	3.889E-6	0.1944	0.6449
14	"	0.1985	1.786E-6	0.1985	0.6803
16	"	0.2019	9.105E-7	0.2019	0.6932
20	"	0.2074	2.947E-7	0.2074	0.7138
36	"	0.2285	1.502E-8	0.2285	0.7629

METODO DE MUKHERJEE

$$q = 2000 \text{ bl/dia}$$

$$\text{ANGULO} = 55^\circ$$

DIAMETRO (pg)	PATRON DE FLUJ	(dp/dl) <sub>t</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dl) <sub>f</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	(dp/dl) <sub>e</sub> (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENTO HL
1	BACHE	3.4872	3.3103	0.0993	0.3078
2	"	0.2359	0.1107	0.1247	0.4033
4	"	0.1531	3.587E-3	0.1495	0.4962
6	"	0.1637	4.749E-4	0.1632	0.5477
8	"	0.1725	1.129E-4	0.1724	0.5823
10	"	0.1793	3.691E-5	0.1793	0.6081
12	"	0.1847	1.477E-5	0.1847	0.6284
14	"	0.1891	6.808E-6	0.1891	0.6450
16	"	0.1928	3.476E-6	0.1928	0.6589
20	"	0.1988	1.129E-6	0.1988	0.6813
48	"	0.2193	1.352E-8	0.2193	0.7583

METODO DE MUKHERJEE

$$q = 1300 \text{ bl/ft}^2$$

DIAMETRO = 2 pg

ANGULO (GRADOS)	TIPO DE FLUJO	$(dp/dl)_t$ (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	$(dp/dl)_f$ (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	$(dp/dl)_e$ (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENTO HL
0	BACHE	0.0289	0.0289	0.0	0.4248
10	"	0.0587	0.0300	0.0287	0.4430
20	"	0.0886	0.0307	0.0578	0.4549
30	"	0.1163	0.0310	0.0833	0.4596
40	"	0.1404	0.0309	0.1094	0.4585
55	"	0.1678	0.0304	0.1373	0.4504
70	"	0.1844	0.0298	0.1545	0.4406
80	"	0.1902	0.0296	0.1604	0.4361
90	"	0.1920	0.0295	0.1624	0.4345

METODO DE MUKHERJEE

$$q = 1000 \text{ bl/dia}$$

DIAMETRO= 8 pg

ANGULO (GRADOS)	PATRON DE FLUJO	$(dp/dl)_t$ (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	$(dp/dl)_f$ (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	$(dp/dl)_e$ (lb/pg <sup>2</sup> /pie)	COLGAMIENTO HL
0	BACHE	0.0320	0.1320	0.0000	0.6006
10	"	0.0384	2.970E-5	0.0384	0.6161
20	"	0.0768	3.011E-5	0.0768	0.6256
30	"	0.1129	3.028E-5	0.1129	0.6295
40	"	0.1450	3.025E-5	0.1450	0.6286
55	"	0.1830	2.996E-5	0.1830	0.6219
70	"	0.2075	2.961E-5	0.2074	0.6138
80	"	0.2162	2.944E-5	0.2162	0.6101
90	"	0.2191	2.939E-5	0.2191	0.6088

**CONCLUSIONES.**

Tomando en cuenta los resultados obtenidos en las tablas anexas a este trabajo, se puede llegar a las siguientes conclusiones :

- 1.- El colgamiento del líquido y las pérdidas de presión son afectadas en forma definitiva por el ángulo de inclinación.
- 2.- El colgamiento del líquido es mayor en flujo multifásico inclinado que en flujo vertical ; cuando el flujo es ascendente.
- 3.- En flujo ascendente inclinado y a gastos de aceite con un gasto fijo de gas, el colgamiento del líquido es muy grande, provocando el flujo de baches de líquido alternados con baches de gas; teniendo como consecuencia que la mayor parte de las caídas de presión en la tubería sean provocadas por el componente por elevación (caídas de presión debidas a la carga hidrostática del líquido ).
- 4.- A medida que el flujo de aceite y gas aumenta en tuberías inclinadas, el colgamiento tiende a disminuir y la mayor parte de las caídas de presión son debidas al componente por fricción.

- 5.- A medida que el diámetro de la tubería conductora aumenta y a un gasto constante de aceite y gas, el colgamiento del líquido tiende también a aumentar y del mismo modo las pérdidas de presión por elevación. Y en caso contrario las pérdidas de presión son debidas en su mayoría a la fricción.
- 6.- Conforme exista un aumento en el ángulo de inclinación, el colgamiento tiende a aumentar y también las caídas de presión por elevación.
- 7.- En flujo descendente inclinado la caída de presión total es negativa cuando las pérdidas de presión por elevación son negativas y contrarrestan a las provocadas por la fricción; trayendo como consecuencia una ligera recuperación de presión. Y conforme aumenta el gasto tienden a crecer las pérdidas por fricción dando como resultado que las caídas de presión totales son nuevamente positivas.

## NOMENCLATURA.

- A : Area transversal de la tubería ( $PE^2$ )  
 Ag : Area transversal de la tubería ocupada por gas --  
 ( $\rho g^2$ ).  
 A<sub>L</sub> : Area transversal de la tubería ocupada por líquido. ( $\rho g^2$ ).  
 Bg : Factor de volumen del gas (pies<sup>3</sup>/pies<sup>3</sup>).  
 Bo : Factor de volumen del aceite (bl /bl ).  
 d : Diámetro de la tubería ( PE ).  
 E : Factor de eficiencia de la tubería (Flanigan),  
 Ek : Término de aceleración (Beggs y Brill).  
 f : Factor de fricción de Moody.  
 fns : Factor de fricción sin resbalamiento.  
 ftp : Factor de fricción para flujo multifásico.  
 g : Aceleración de la gravedad (32.2 pies/seg<sup>2</sup>).  
 g<sub>c</sub> : Constante de la aceleración gravitacional (32.2 -  
 pies/seg<sup>2</sup>).  
 H<sub>L</sub> : Colgamiento del líquido.  
 H<sub>L</sub>( $\theta$ ) : Colgamiento del líquido inclinado.  
 H<sub>L</sub>(0) : Colgamiento del líquido horizontal.  
 h<sub>L</sub> : Altura del líquido en el interior del tubo.  
 K : Factor de corrección por inclinación (Lau, Hon y-  
 Pearson).  
 L : Longitud de la línea.  
 N<sub>FR</sub> : Número de Froude.  
 N<sub>gv</sub> : Número de la velocidad del gas.  
 N<sub>L</sub> : Número de la viscosidad.  
 N<sub>Lv</sub> : Número de la velocidad del líquido.  
 N<sub>Re</sub> : Número de Reynolds.  
 N<sub>Re</sub>ns : Número de Reynolds sin resbalamiento.  
 P : Perímetro. ( PE )

- $P_{cs}$  : Presión a condiciones estandar ( $lb / pg^2$  ).  
 $p_i$  : Presión inicial ( $lb/pg^2$  )  
 $P_g$  : Perímetro del tubo ocupado por gas. (pg.)  
 $P_L$  : Perímetro del tubo ocupado por líquido.(pg)  
 $P_{pc}$  : Presión pseudo crítica ( $lb / pg^2$  ).  
 $P_{pr}$  : Presión pseudo reducida ( $lb / pg^2$  ).  
 $R$  : Relación gas-aceite instantánea (de producción).  
 $Rs$  : Relación gas-disuelto-aceite ( $pies^3/bl$ ).  
 $T$  : Temperatura media ( $^{\circ}F$ ).  
 $T_{cs}$  : Temperatura a condiciones estandar ( $^{\circ}F$ ).  
 $T_{pc}$  : Temperatura pseudo crítica ( $^{\circ}R$ ).  
 $T_{pr}$  : Temperatura pseudo reducida ( $^{\circ}R$ )  
 $T_i$  : Esfuerzo de corte en la interfase.  
 $T_{wg}$  : Esfuerzo de corte en la pared del tubo debido al -  
gas.  
 $T_{wl}$  : Esfuerzo de corte en la pared del tubo debido al -  
líquido.  
 $q$  : Gasto de aceite ( $bl / día$ ).  
 $q_g$  : Gasto de gas ( $pies^3/día$ ).  
 $V_g$  : Velocidad real del gas ( $pies/seg$ ).  
 $V_L$  : Velocidad real del líquido ( $pies/seg$ ).  
 $V_m$  : Velocidad de la mezcla ( $pies/seg$ ).  
 $V_{sg}$  : Velocidad superficial del gas ( $pies/seg$ ).  
 $V_{sL}$  : Velocidad superficial del líquido ( $pies/seg$ ).  
 $W_i$  : Ancho de la interfase.  
 $W_g$  : Gasto de gas ( $lb/seg$ ).  
 $W_o$  : Gasto de aceite ( $lb/seg$ ).  
 $W_m$  : Gasto de la mezcla ( $lb/seg$ ).  
 $\Sigma z$  : Suma de elevaciones ( $pies$ ).  
 $\Delta P_a$  : Caída de presión por aceleración.  
 $\Delta P_e$  : Caída de presión por elevación. ( $lb/pg^2$ )

- $\Delta p_f$  : Caída de presión por fricción (lb / pg<sup>2</sup> ).  
 $\Delta p_t$  : Caída de presión total (lb / pg<sup>2</sup> ).  
 (dp/dl)a: Gradiente de presión por aceleración (lb/ pg<sup>2</sup> / pie).  
 (dp/dl)e: Gradiente de presión por elevación (lb/ pg<sup>2</sup> / pie).  
 (dp/dl)f: Gradiente de presión por fricción (lb/ pg<sup>2</sup> / pie).  
 (dp/dl)t: Gradiente de presión total (lb/ pg<sup>2</sup> / pie).

- $\gamma_g$  : Densidad relativa del gas.  
 $\gamma_o$  : Densidad relativa del aceite.  
 $\delta_o$  : Densidad del aceite (°API).  
 $f_o$  : Densidad del líquido (lb/pie<sup>3</sup>).  
 $f_g$  : Densidad del gas (lb/pie<sup>3</sup>).  
 $\sigma$  : Tensión superficial (dinas/cm).  
 $\mu_g$  : Viscosidad del gas (c.p.).  
 $\mu_o$  : Viscosidad del aceite (c.p.).  
 $\mu_{oD}$  : Viscosidad del aceite muerto (c.p.).  
 $\mu_m$  : Viscosidad de la mezcla (c.p.).  
 $\mu_{ns}$  : Viscosidad sin resbalamiento (c.p.).  
 $\lambda_L$  : Colgamiento sin resbalamiento.  
 $f_m$  : Densidad de la mezcla (lb/pie<sup>3</sup>).  
 $f_{ns}$  : Densidad sin resbalamiento (lb/pie<sup>3</sup>).  
 $\psi$  : Factor de corrección por inclinación.  
 $\theta$  : Angulo de inclinación.

## BIBLIOGRAFIA.

- 1.- An experimental study of two phase in inclined pipes.  
Beggs, Howard Dale.  
The University of Tulsa, p.h. D. 1972  
Engineering, Petroleum.
- 2.- The Teory of multiphase inclined flow.  
Brown, Kermit.
- 3.- Effect of uphill flow on pressure drop in design of two  
phase gathering systems.  
Flanigan, Orin.  
The oil and gas journal, march, 10 1958.
- 4.- Flujo multifásico en tuberías.  
Garaicochea, P. Francisco y Limón, H. Tomás.  
Instituto Mexicano del Petróleo.
- 5.- Apuntes de Transporte de Hidrocarburos.  
Garaicochea, P. Francisco.  
U.N.A.M. 1983.
- 6.- Two phase pressure drop in inclined and vertical pipes.  
Griffith, Peter; Woon Lau, Chun; Cheon Hon, Puo, Pearson  
John F.  
Heat transfer laboratory.  
- Departament of Mechanical Engineering. Massachusets.  
Institute of Technology. August, 1973.

- 7.-An experimental estudy of inclined two-phase flow.  
Hemanta Mukerjee.  
The University of Tulsa.  
Fluid flow projects. College of engeneering and physical sciences. Petroleum engeneering. 1981.
- 8.-Design manual Mukerjee and Brill inclined two-phase co-  
relations.  
Hemanta Mukerjee; Brill, James P.  
The University of Tulsa. Fluid flow projects.
- 9.-Apuntes de principios de mecánica de yacimientos.  
Rodriguez Nieto, Rafael.  
U.N.A.M. 1981.
- 10.-Chokin can eliminate severe pipeline slugging.  
Schmidt, Zelimir; Brill, James; Beggs, H.Dale.  
University of Tulsa.  
Oil and gas journal, Noviembre 12. 1979.
- 11.-Holdup and Presure Drop for two Phase Slug Flow in Incli  
ned Pipelines.  
Bonnecaze, R.H., Erskine, W. and Greskovich, E.J.  
Sept. 1971.
- 12.-Detrmination of Pressure Drop Optimum Pipe Size for a  
two Phase Slug Flow in an Inclined Pipe.  
Singh, G. and Griffith, P.  
Trans. ASME. 92, (Nov. 1970).