

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA**

**PROGRAMA ACADÉMICO DE INGENIERIA DE  
PETROLEO Y PETROQUIMICA**



**" ANALISIS DE FLUJO DE  
DOS FASES EN TUBERIAS  
HORIZONTALES "**

**T E S I S**

**PARA OPTAR EL GRADO ACADÉMICO DE  
BACHILLER EN CIENCIAS CON MENCIÓN  
EN INGENIERIA DE PETROLEO**

**UBALDO AGUILAR FLORES**

*Lima - Perú - 1,976*

A MIS QUERIDOS

PADRES

CON TODO CARINO

**Reconocimiento:**

Agradezco profundamente al Ing. Juan Rodriguez del Castillo por su valiosa colaboración como asesor de la presente; a todos los profesores del Programa de Ingeniería de Petróleo; y a todas aquellas personas que de una u otra forma han hecho posible la realización de esta Tesis.

**"ANÁLISIS DE FLUJO DE DOS FASES EN TUBERIAS HORIZONTALES"**

**I N D I C E**

**INTRODUCCION**

**CAPITULO I. -**

**Determinación de las propiedades PVT de los flujos mediante correlaciones.**

- 1.1 Determinación del gas disuelto ( $R_s$ )**
- 1.2 Determinación del factor de volumen de formación ( $B_o$ )**
- 1.3 Determinación de viscosidades; del gas, ( $\mu_g$ ) del petróleo ( $\mu_o$ )**
- 1.4 Determinación de la tensión superficial, factor de compresibilidad.**

**CAPITULO II. -**

**Métodos de Ingeniería para determinar la distribución de presiones en flujo de dos fases en tuberías horizontales.**

- 2.1 Método de Lockhart y Martinelli**
- 2.2 Método de Bertuzzi, Tek y Poettman**
- 2.3 Método de Eaton**

**CAPITULO III.**

**Aplicación de los métodos estudiados a un problema de campo.**

- 3.1 Problema**
- 3.2 Solución por los tres métodos (Lockhart y Martinelli, Bertuzzi, Eaton).**

**CAPITULO IV.**

- 4.1 Conclusiones**
- 4.2 Apéndices**
- 4.3 Bibliografía**

## I N T R O D U C C I O N

Después de haber superado el problema de extraer petróleo y gas desde el intervalo de la arena productiva hasta el cabezal del pozo; el problema más frecuente que la industria petrolera enfrenta, es el transporte combinado de gas-petróleo. Para determinar el diámetro más adecuado que haga posible el flujo vertical de la columna surgente será necesario estimar los volúmenes de gas-petróleo a extraer, las presiones en el cabezal del pozo como la presión del separador; esto, también incluye la consideración de la capacidad de producción del pozo durante su vida productiva. Así, tales tuberías deben diseñarse de manera que permitan tener presiones bajas en la tubería de producción a la altura del cabezal. Para este diseño se supone que la mezcla gas-petróleo es homogénea sobre un tramo pequeño de tubería, para poder aplicar ecuaciones tanto teóricas como experimentales estudiadas y desarrolladas por Lockhart, Bertuzzi y Eaton, que permiten determinar correlaciones que conjuntamente con la ecuación de balance de energía da por resultado la expresión que proporciona la solución al problema.

La aplicación del flujo horizontal de dos fases es cada día más creciente debido a la explotación de yacimientos de petróleo en la plataforma continental que implica al transporte simultáneo de petróleo y gas a grandes distancias. Por último, cuando se diseña una instalación desde la arena productiva hasta el separador se tiene una combinación del flujo vertical de dos fases en el pozo con el flujo horizontal de dos fases en la superficie, y la solución simultánea de los problemas de flujo en ambos casos permite escoger el diámetro óptimo del entubado del pozo, y de la tubería superficial para un flujo gas-petróleo dado o permite también llegar a un flujo óptimo para diámetros de entubado y tubería horizontal, que es un índice de la mayor eficiencia en la ingeniería de la producción del pozo.

C A P I T U L O    I

DETERMINACION DE LAS PROPIEDADES PVT DE LOS FLUIDOS ME-  
DIANTE CORRELACIONES

1.1. - Determinación del gas disuelto (Rs)

La solubilidad del gas (Rs), viene a ser la cantidad de gas disuelto que existe en el petróleo y que depende tanto de la presión y de la temperatura como también de las composiciones del gas y del petróleo.

STANDING estableció la siguiente ecuación:

$$R_s = \gamma_g \left[ \frac{P \times 10^{0.0125 \text{ API}}}{18 \times 10^{0.00091 T}} \right]^{1.20482}$$

En donde:

T = en grados °F

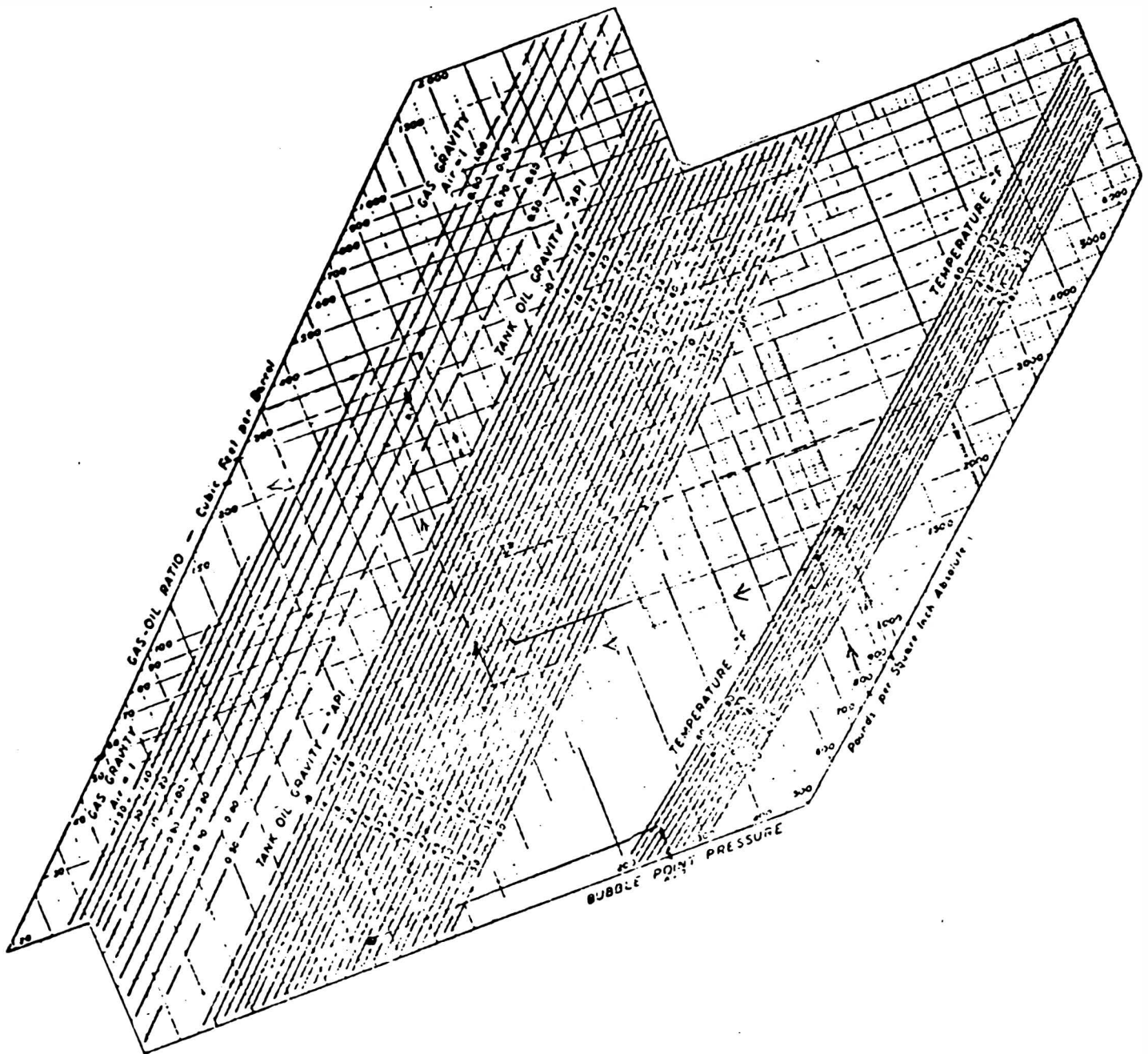
P = presión de saturación psi

$\gamma_g$  = gravedad específica del gas

Por ejemplo: para una presión de 800 psi; T = 120°F,  $\gamma_g = 0.7$  y un petróleo 42 API, tenemos:

$$R_s = 0.7 \left[ \frac{800 \times 10^{0.0125 \times 42}}{18 \times 10^{0.00091 \times 120}} \right]^{1.2048} = 213 \text{ ft}^3/\text{bl}$$

Como se aprecia en este ejemplo para un gas dado (Rs) solo depende de la temperatura y de la densidad del petróleo, y la presión. El gráfico 1.1 también permite llegar al mismo valor.



En la Fig. No. 1 encontramos que también corresponde para  $P = 800$  psi;  
 $R_s = 213$  ft<sup>3</sup>/bl.

Si entra verticalmente con  $P = 800$  psi cortamos a la temperatura seguimos horizontalmente hasta cortar a la densidad del petróleo 42°API, luego perpendicularmente interceptamos a  $g = 0.7$ , luego horizontalmente tenemos;  $R_s = 213$  ft<sup>3</sup>/bl y así sucesivamente encontramos ( $R_s$ ) por cualquier valor de presión deseada y viceversa.

### 1.2. - Determinación del Factor de Volumen de Formación (Bo)

El factor de volumen de formación (Bo) es la relación de 2 volúmenes líquidos, es decir, el volumen líquido del petróleo a la condición del reservorio y ese mismo volumen a la condición de superficie.

siempre  $Bo \geq 1$  y es máxima en la presión de saturación, sus unidades son (bls/STB)

STANDING. - Estableció la siguiente ecuación para determinar (Bo)

$$Bo = 0.972 + 0.000147 F^{1.175} \dots\dots (a)$$

$$F = R_s \left( \frac{\gamma_g}{\gamma_o} \right)^{0.5} + 1.25T \dots\dots (b)$$

$$R_s = ft^3/bl$$

$$T = \text{temperatura en } ^\circ F$$

$\gamma_g, \gamma_o$  = gravedades específicas (petróleo, y gas)

Por ejemplo: cuando  $R_s = 100 \text{ ft}^3/bl$

$$T = 120^\circ F$$

$$\gamma_g = 0.7$$

$$\gamma_o = 0.82 \text{ en la ecuación (b)}$$

$$F = 100 \left( \frac{0.7}{0.82} \right)^{0.5} \times 1.25 \times 120 = 197.99$$

Finalmente en la ecuación (a) reemplazamos

$$Bo = 0.972 + 0.000147 (197.99)^{1.175} = 1.062 \text{ bls/STB}$$



$$B_o = 1.062 \text{ bl/STB}$$

En el gráfico (1.2) también observamos que encontramos el mismo valor cuando entramos con  $R_s = 100 \text{ ft}^3/\text{bl}$ , cortamos a  $g = 0.7$  luego bajamos hasta 42 que es la densidad API del petróleo perpendicular a esta cortamos a la temperatura  $120^\circ\text{F}$  y bajamos para leer el valor de  $B_o = 1.062 \text{ bl/bF}$  ó  $1.062 \text{ bl/STB}$ .

#### FACTORES VOLUMÉTRICOS

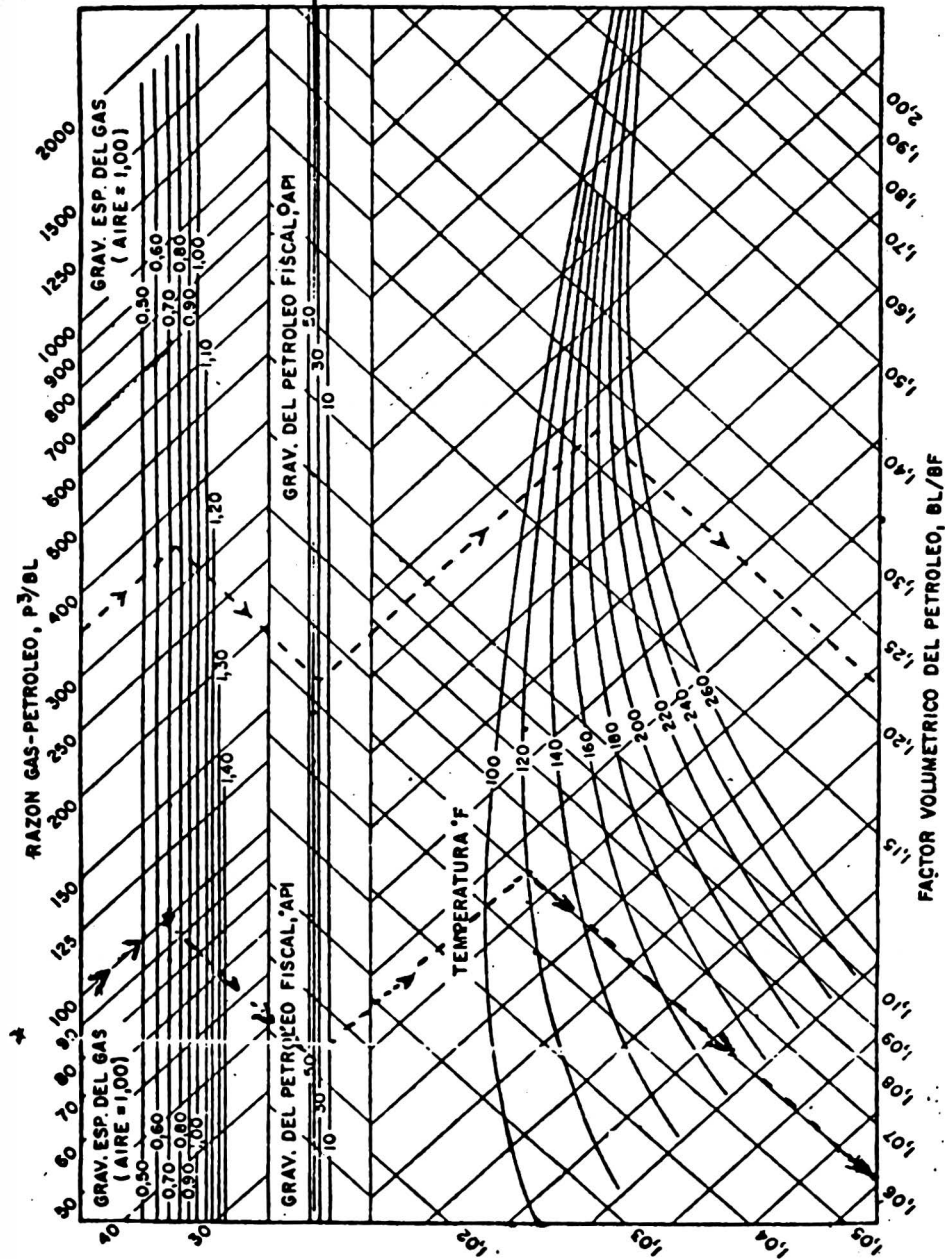


Fig. 1.2 - Factor volumétrico de Fluidos " $B_o$ ". Para una presión cualquiera el gráfico es el mismo siempre que la razón gas petróleo corresponda a dicha presión.

### 1.3. - Determinación de la viscosidad (Uo) del Petróleo.

Para determinar la viscosidad del petróleo se tiene en cuenta:

- La viscosidad (Uo) por debajo del punto de burbuja disminuye con el aumento de la presión debido al efecto del gas que entra en solución (Rs)
- Por encima del punto de burbuja la viscosidad aumenta al aumentar la presión.

Chew y Connally establecieron una correlación para determinar la viscosidad del petróleo a las condiciones de presión y temperaturas deseadas a partir de la viscosidad del petróleo muerto (Uod) cuya ecuación es:

$$U_o = 6.72 \times 10^{-4} a (1488 U_{od})^b$$

donde:  $a = 8519 \times 10^{-10} R_s^2 - 1392 \times 10^{-6} R_s - 9633 \times 10^{-4}$

$$b = 4 \times 10^{-7} R_s^2 - 7857 R_s \times 10^{-7} - 9717 \times 10^{-4}$$

se aprecia que a y b dependen de las relaciones de solubilidad.

La viscosidad del petróleo muerto (Uod) lo calculamos con el gráfico 1.3 se entra con la gravedad API del petróleo cortamos a la temperatura y horizontalmente

Se lee el valor de la viscosidad en centipoises (cp)

Fig. 1.3

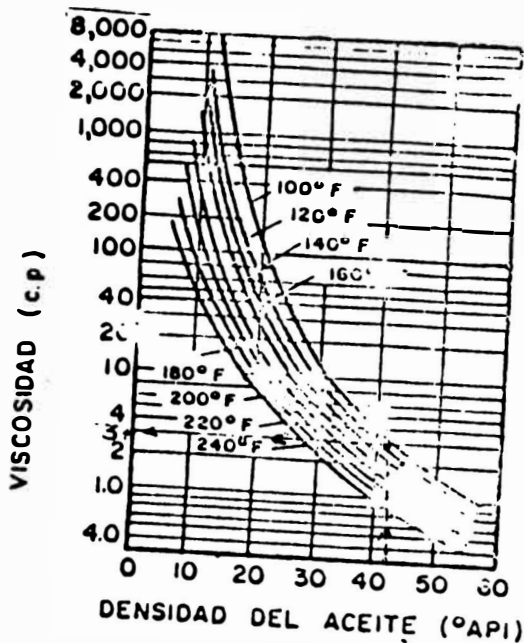
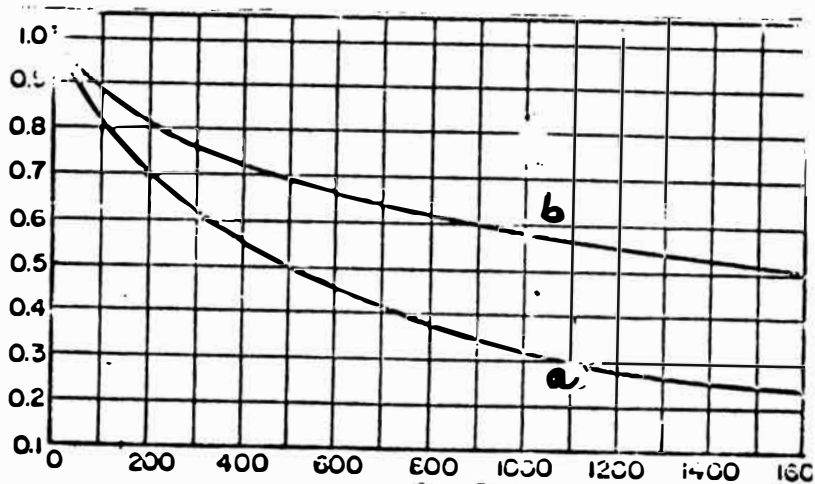


Fig. 1.4



Valores de a y b para usarse en la correlación de Chew y Connaly.

Por ejemplo: deseamos calcular la viscosidad del petróleo cuando la relación gas-petróleo es 200 ft<sup>3</sup>/bl de un petróleo de gravedad API 42° a una temperatura de 120°F. Para la solución, con el gráfico 1.3, encontramos U<sub>od</sub> = 3 cp en unidades de:  $\frac{\text{lbm}}{\text{pie seg}}$  tenemos:

$$U_{od} = 3 \text{ cp} \times \frac{6.75}{\text{cp}} \times 10^{-5} \frac{\text{lbm}}{\text{Pie seg}} = 0.0002028 \frac{\text{lbm}}{\text{pie-seg}}$$

el valor de a = 0.69 y b = 0.82 del gráfico 1.4 o también con las ecuaciones: R<sub>s</sub> = 200 ft<sup>3</sup>/bl

$$a = 8519 \times 10^{-10} (200)^2 - 1392(200) \times 10^{-6} - 9633 \times 10^{-4} = 0.692$$

$$b = 4 \times 10^{-7} (200)^2 - 7857(200) \times 10^{-7} - 9717 \times 10^{-4} = 0.822$$

finalmente en la ecuación inicial: reemplazando :

$$U_o = 6.72 \times 10^{-4} \times 0.692 (1488 \times 0.0002028)^{0.82} = 0.000115 \frac{\text{lbm}}{\text{pie seg.}}$$

#### 1.4. - Cálculo de la viscosidad del gas ( $U_g$ )

La viscosidad del gas depende de la temperatura, presión y composición del gas, se estima con bastante precisión a partir de la presión y temperatura siendo reducida mediante los gráficos de la correlación de CARR, KOBAYASHI (Ver figuras 1.5 y 1.6). La temperatura y presión pseudo-reducida se pueden obtener a partir de la gravedad específica del gas o de la composición del mismo.

Ejemplo: calcular la viscosidad en  $\frac{\text{lbm}}{\text{pie seg.}}$  de un gas con un contenido de dióxido de carbono = 10% de porcentaje molar.

Temperatura del yacimiento 120°F,  $g = 0.7$

Temperatura pseudocrítica = 520°F y presión pseudocrítica de 600 psi (Presión del yacimiento = 2,000 psi).

##### Solución:

Calculamos la viscosidad del gas ( $U_1$ ) a 1 atmósfera (fig. 1.5) lo que nos da

$$U_1 = 0.0088 \text{ cp.}$$

Corregimos para  $\text{CO}_2$  fig. 1.5 (adjunto)  $\text{CO}_2 = 0.0072 \text{ cp.}$

Entonces  $U_1 = 0.0088 \text{ cp} - 0.0072 = 0.0160 \text{ cp.}$

La temperatura y presión pseudorreducida son:

$$T_r = \frac{600}{520} = 1.15$$

$$P_r = \frac{2,000}{600} = 3.33$$

Con estos valores en el gráfico 1.6

$$\frac{U}{U_1} = 2.4$$

Entonces la viscosidad a las condiciones dadas es:  $U = 2.4 \times U_1 = 2.4 \times 0.016 = U = 0.0384 \text{ cp}$

$$U = 6.75 \times 10^{-5} \frac{\text{lbm}}{\text{pie seg}} \times 0.0384 \frac{\text{cp}}{\text{cp}}$$

$$U = 2.68 \times 10^{-6} \frac{\text{lbm}}{\text{pie seg}}$$

VISCOSIDADES DE AGUA, GAS NATURAL Y PETRÓLEO

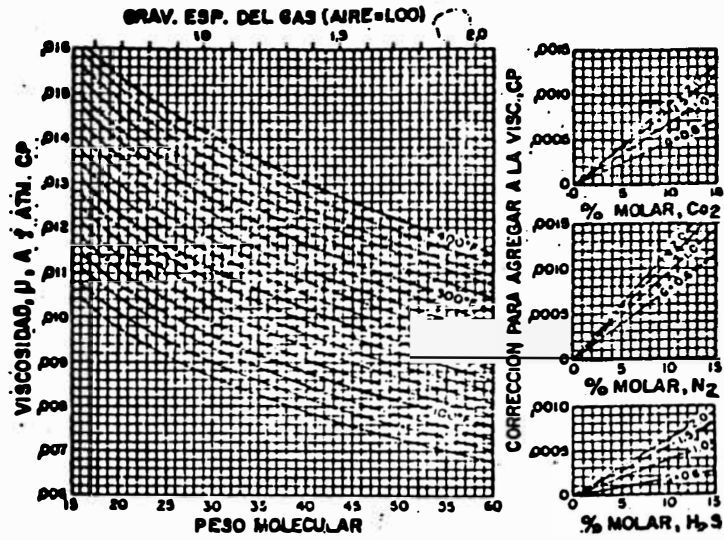


Fig. 1.5

Viscosidad de gases naturales a una atmósfera y temperatura del yacimiento (Carr, Kobayashi)

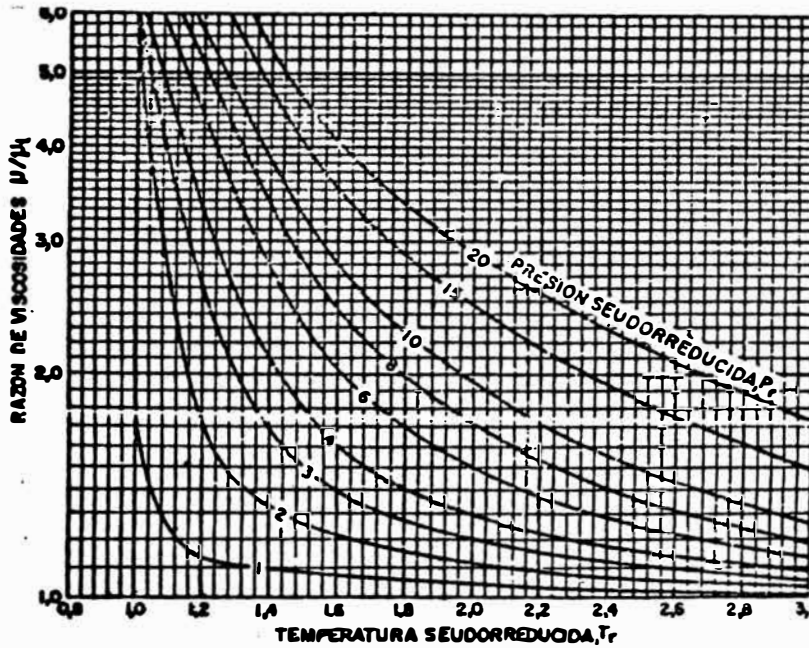


Fig. 1.6

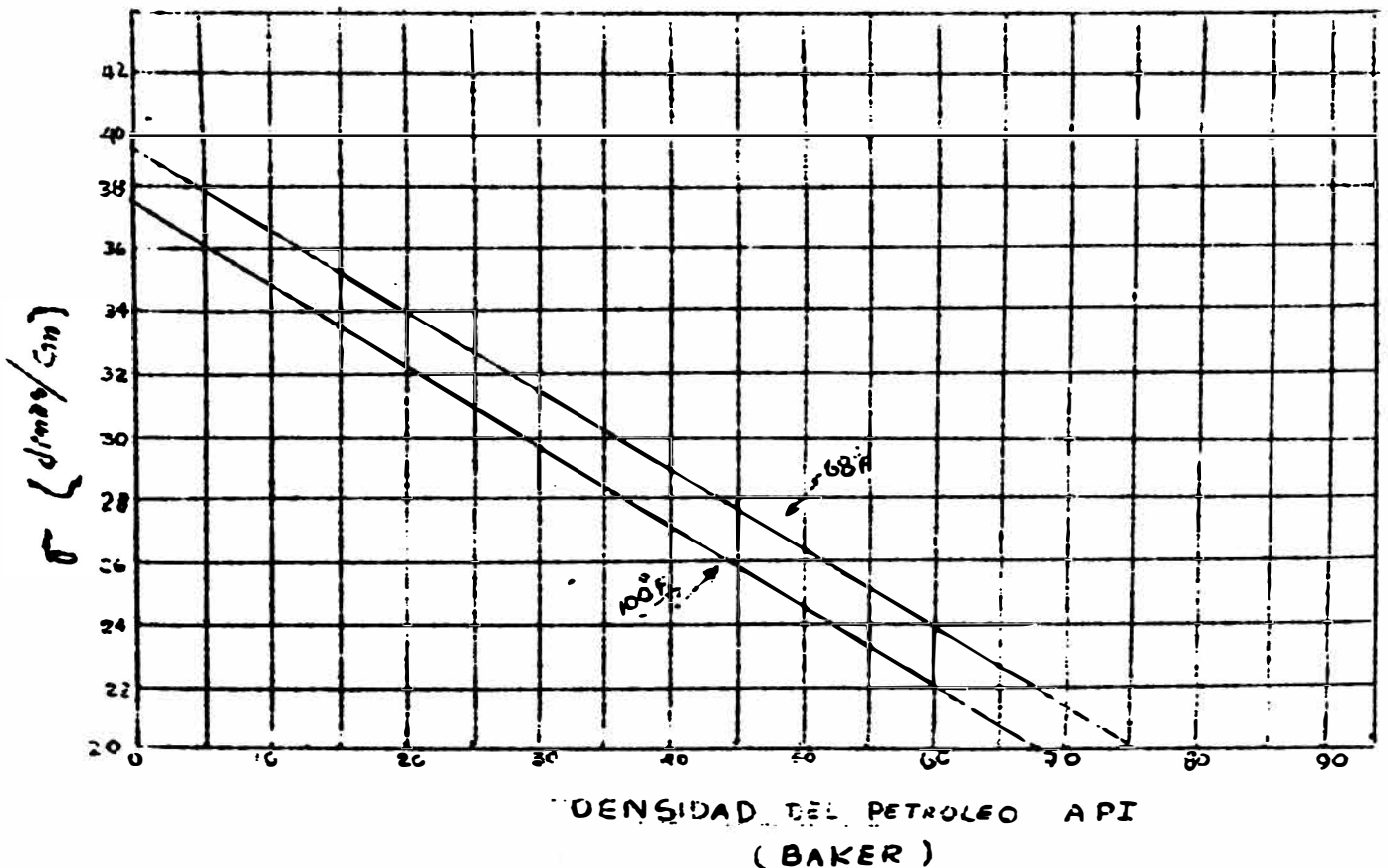
Razón de viscosidades en función de la presión y temperatura seudo-reducidas. (Carr, Kobayashi).

**1.5. - Cálculo de la Tensión superficial ( $\sigma$ )**

La tensión superficial ( $\sigma$ ) es la razón de la fuerza superficial a la longitud (normal a la Fuerza) y su valor depende de la naturaleza (composición) y la temperatura (disminuye al aumentar la temperatura). La correlación que permite obtener el factor de corrección para la tensión superficial a una presión cualquiera es la de Ovid Baker y cuya expresión es:

$$P = - 38334 \times 10^{-15} P^3 - 2642P^2 - 75366 \times 10^{-8}P - 994434 \times 10^{-6}$$

Esta expresión multiplicada por la tensión superficial a la presión atmosférica proporciona la tensión superficial corregida en dinas/cm. El gráfico 1.7 nos proporciona ( ) a la presión atmosférica entrando con la densidad del petróleo.



Por ejemplo para  $T = 120^{\circ}\text{F}$  y  $\bar{P} = 500$  psi, la  $\bar{P} = 26$  dinas/cm. en el gráfico encontramos este valor a la presión atmosférica. Ahora corregimos mediante

$$F = 38334 \times 10^{-15} (500)^3 - 2642(500)^2 - 75366 \times 10^{-8} \times 500 - 994434 \times 10^{-6}$$

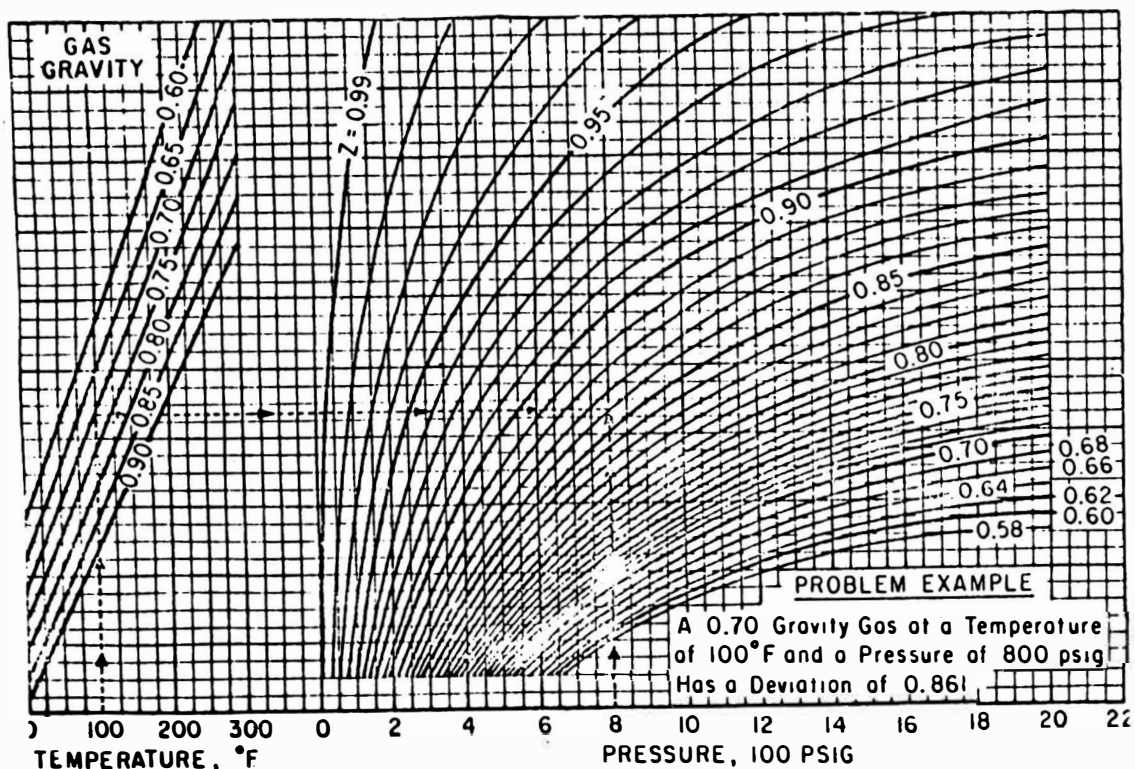
$$F = 0.6923$$

Finalmente la tensión superficial corregida para la presión de 500 psi es:  $\bar{P} = 26 \times 0.6923 = 18$  dinas/cm.

### 1.6. - Cálculo del Factor de Comprensibilidad del gas (Z)

El gráfico 1.8 nos presenta en forma simplificada para encontrar (Z) mediante temperatura y presión como datos.

Por ejemplo para  $T = 100^{\circ}\text{F}$  y  $\bar{P} = 800$  psi  $Z = 0.86$



## C A P I T U L O     I I

### 2.1. - METODO DE LOCKHART Y MARTINELLI

Lockhart y Martinelli realizaron sus experiencias con diferentes líquidos y aire utilizando tuberías de acero, hierro galvanizado y vidrio hasta de 1" de diámetro y longitudes máximas de 50 pies. Las presiones que utilizaron fueron pequeñas y cercanas a la atmosférica. Consideraron como variables: el diámetro de la tubería, la distancia entre puntos de medición, la viscosidad del líquido, la densidad relativa del líquido, la presión y temperatura media y velocidades de resplamamiento. Los diámetros pequeños empleados en la experimentación tiene el inconveniente de que la rugosidad relativa de los mismos puede diferir mucho de los diámetros mayores utilizados en el campo, existiendo la posibilidad que la rugosidad en estos diámetros pequeños, sea un factor importante en el régimen de flujo. El utilizar aire como fluido de prueba para representar a la fase gaseosa, significa obtener datos no del todo característicos del fenómeno, pues el aire no es un componente natural del aceite como lo es el gas. También se debe tomar en cuenta que la relación de solubilidad y los fenómenos de tensión interfacial sean posiblemente diferentes de los reales.

Las propiedades físicas de los fluidos, que intervienen en el procedimiento de cálculo, se consideran a condiciones medias de la tubería y a la temperatura de flujo, generalmente es válido cuando se trata de caídas de presión o longitudes muy pequeñas pero en caso contrario, las propiedades de los fluidos a las condiciones mencionadas, no reflejarán el comportamiento real del flujo a todo lo largo de la tubería y, por tanto, pueden obtenerse resultados poco confiables.

Los autores consideraron cuatro tipos de mecanismos de flujo, definidos por números de Reynolds menores de 1000 y mayores de 2000, los que dejan una zona indefinida comprendida entre dichos números.

Al aplicar las correlaciones de caída de presión, se tiene dificultad para determinar qué mecanismo de flujo ocurre. De es-



te modo si se selecciona una correlación que no corresponda al mecanismo de flujo, la caída de presión calculada será diferente de la real y conducirá a errores.

#### APLICACION. -

Este método proporciona resultados aceptables en tuberías de diámetro pequeños una o dos pulgadas, con presiones bajas de operación y mecanismos de flujo perfectamente definidos.

#### FUNDAMENTO. -

Consiste esencialmente de una correlación basada en el hecho de que la caída de presión para flujo de 2 fases gas-líquido, es igual a la caída de presión de una de las dos fases, como si fluyera sola a través del conducto, multiplicada por un factor. Este factor es función de la relación entre las caídas de presiones, para el líquido y el gas también considerados fluyendo solos, así como del tipo de mecanismo de flujo definidos por los autores de la correlación.

Este factor en la fórmula de PANHANDLE para flujo de una sola fase se le conoce como factor de eficiencia.

#### PROCEDIMIENTO DE CALCULO. -

Para determinar la distribución de presiones en una tubería por este método se seguirá los siguientes pasos:

1. - Dada la presión final o inicial suponemos una caída de presión  $\Delta P$  para conocer  $P_1$  ó  $P_2$ ; entonces la presión media de la tubería es:

$$\bar{P} = \frac{P_1 + P_2}{2}$$

2. - Obtener la rata de flujo de gas libre fluyendo, medido a condiciones superficiales y la rata de flujo de petróleo.

Gasto de Gas Libre :  $Q_{gl} = Q_g - Q_o R_s$

- $R_s$  = Gas disuelto: pies<sup>3</sup>/bl.  
 $B_o$  = Factor de volumen del aceite <sup>bl/stb</sup>  
 $q_o$  = Producción de petróleo; bl/día  
 $q_g$  = Producción de gas, ft<sup>3</sup>/día a condiciones standard o superficie

Para obtener la rata de flujo del petróleo a presión y temperatura de trabajo. Se obtiene mediante:

$$q'_o = q_o B_o \quad \text{en bl/día}$$

3. - Calcular la densidad del petróleo mediante la fórmula:

$$\rho_o = 62.356 \gamma_o / B_o + 0.01361 R_s \gamma_g$$

$\rho_o$  = densidad del petróleo a condiciones de flujo lb/ft<sup>3</sup>  
 $\gamma_o$  = densidad relativa del petróleo (agua = 1)  
 $\gamma_g$  = densidad relativa del gas (aire = 1)

4. - Determinar el número de Reynolds mediante la Fórmula:

$$\text{Para el Petróleo: } N_{Reo} = \frac{q_o \rho_o}{12096 d \mu_o} ;$$

$$\text{Para el Gas: } N_{Reg} = \frac{q_{gl} \gamma_g}{889082 d \mu_g} ;$$

$$\rho_o = \text{lb/ft}^3$$

$$\mu_g = \text{viscosidad del gas; } \frac{\text{lbm}}{\text{pie seg}}$$

$$\mu_o = \text{viscosidad del petróleo; lbm/pie seg.}$$

$$d = \text{diámetro (pulgadas)}$$

cuando  $1" \leq d \leq 4"$  para hallar "f" la correlación del No. de Reynolds es:

$$\log f = 10^{-4} \left[ 188 (\log N_{Re})^2 - 3838 \log N_{Re} - 820 \right]$$

cuando el diámetro se encuentra en el intervalo de:

$$6" \leq d \leq 24" ;$$

La correlación es:

$$\log f = 10^{-4} \left[ 298 (\log N_{Re})^2 - 4956 \log N_{Re} - 5865 \right]$$

La siguiente tabla 1 se ha calculado para números de Reynolds de 1,000 a 10'000,000 y hallar el factor de fricción.

T A B L A 1

FACTORES DE FRICCIÓN PARA UNA FASE		
NUMERO DE REYNOLDS PETROLEO O GAS	FACTOR DE FRICCIÓN	
	$1" \leq d \leq 4"$	$6" \leq d \leq 24"$
1,000	0.0157	0.0157
2,000	0.0132	0.0126
3,000	0.0119	0.0110
10,000	0.0087	0.0078
40,000	0.0064	0.0056
100,000	0.0054	0.0046
150,000	0.0050	0.0042
400,000	0.0042	0.0037
1' 000,000	0.0036	0.0032
9' 000,000	0.0029	0.0027
10' 000,000	0.0026	0.0023

5. - Calculamos la caída de presión para la fase líquida, mediante la expresión:

$$\Delta P = \frac{f L (\dot{q}_o)^2 \rho_o}{(202.3 d)^5}$$

- f** = factor de fricción  
**L** = longitud (pies)  
 $\dot{q}_o$  = rata de flujo del petróleo a presión y temperatura de flujo  
 $\rho_o$  = densidad del aceite (lb/pie<sup>3</sup>)  
**d** = diámetro (pies)

Para la fase gaseosa:

$$\Delta P_g = \frac{10^{-10} f L (q_{gl})^2 \gamma_g \bar{T} z}{494328 d^5 p}$$

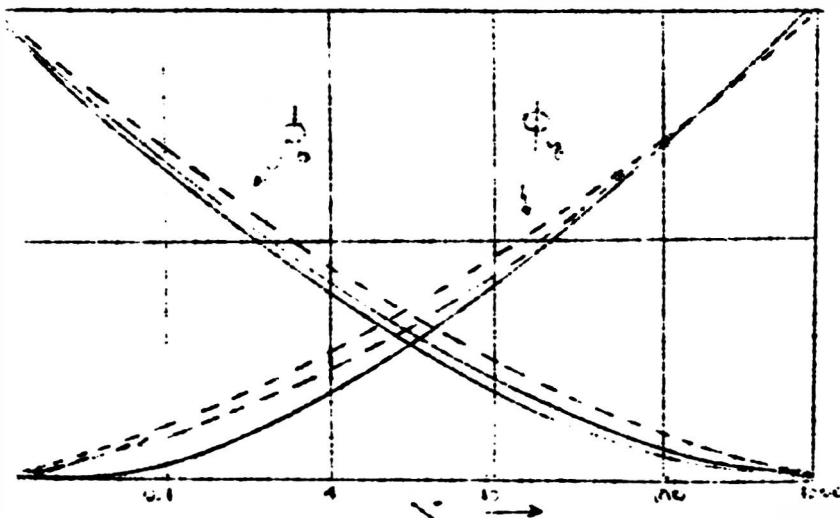
en donde:

T = temperatura media (grados Rankine, R)

Z = factor de compresibilidad del gas a condiciones de flujo

P = presión media (psia)

6. - Obtenemos el parámetro X dado por:  $X = \left( \frac{\Delta P_o}{\Delta P_g} \right)^{1/2}$



En la fig. para hallar  $\Phi_o$  ó  $\Phi_g$  se entra con X y se halla  $\Phi_{o1}$  ó  $\Phi_{o2}$  según sea turbulento o viscoso de acuerdo al número de Reynolds. (VER APÉNDICE A)

La tabla II muestra que  $\Phi_o$  y  $\Phi_g$  dependen del mecanismo de flujo

TABLA II

MECANISMO DE FLUJO	NUMERO DE REYNOLDS	
	LIQUIDO	GAS
Líquido turbulento-Gas turbulento	> 2000	> 2000
Líquido viscoso-Gas turbulento	< 1000	> 2000
Líquido turbulento-Gas viscoso	> 2000	< 1000
Líquido viscoso-Gas viscoso	< 1000	< 1000

7. - Con los números de Reynolds determinados hallamos el mecanismo de Flujo.

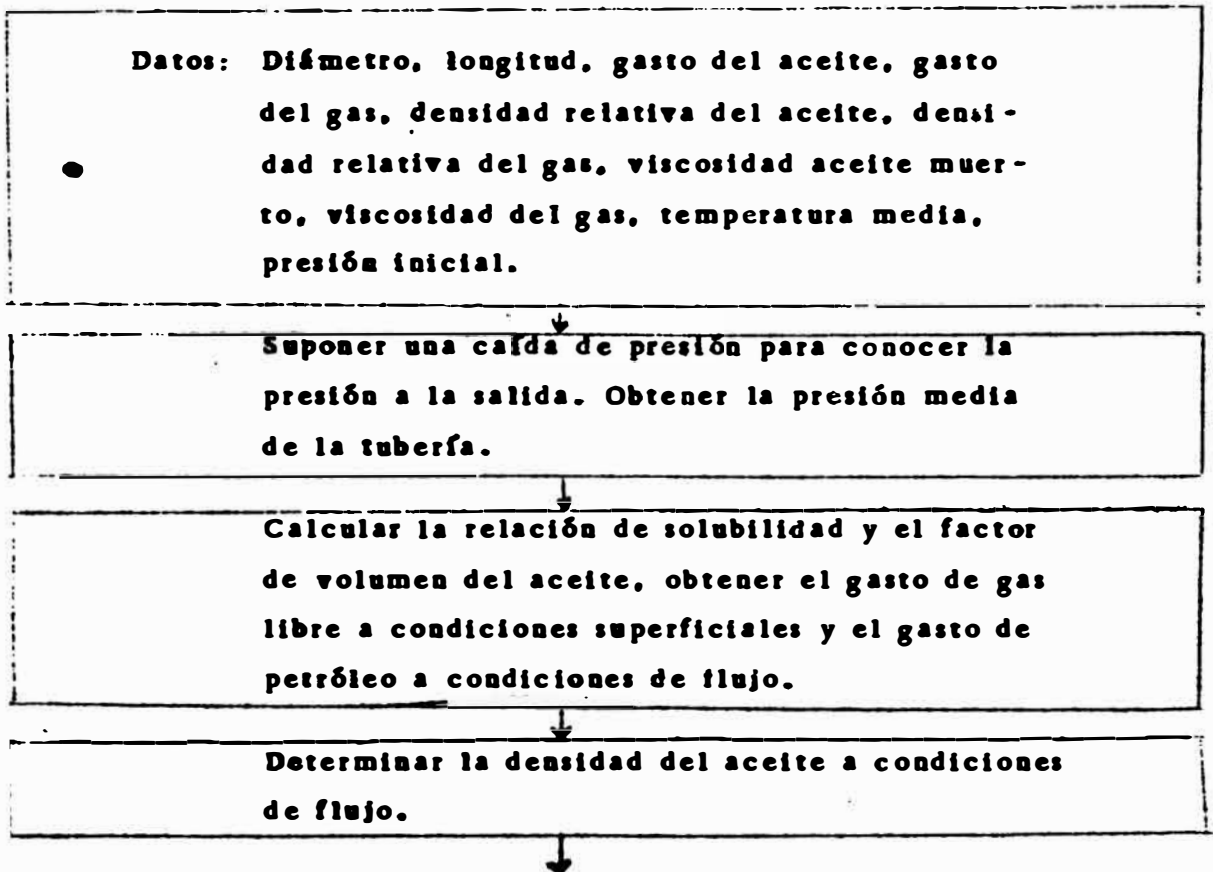
8. - Con  $X$  y el mecanismo de flujo, obtener los parámetros  $\phi_o$  y  $\phi_g$ .
9. - Calculamos la caída de presión  $\Delta P$  para flujo de 2 fases aplicando :

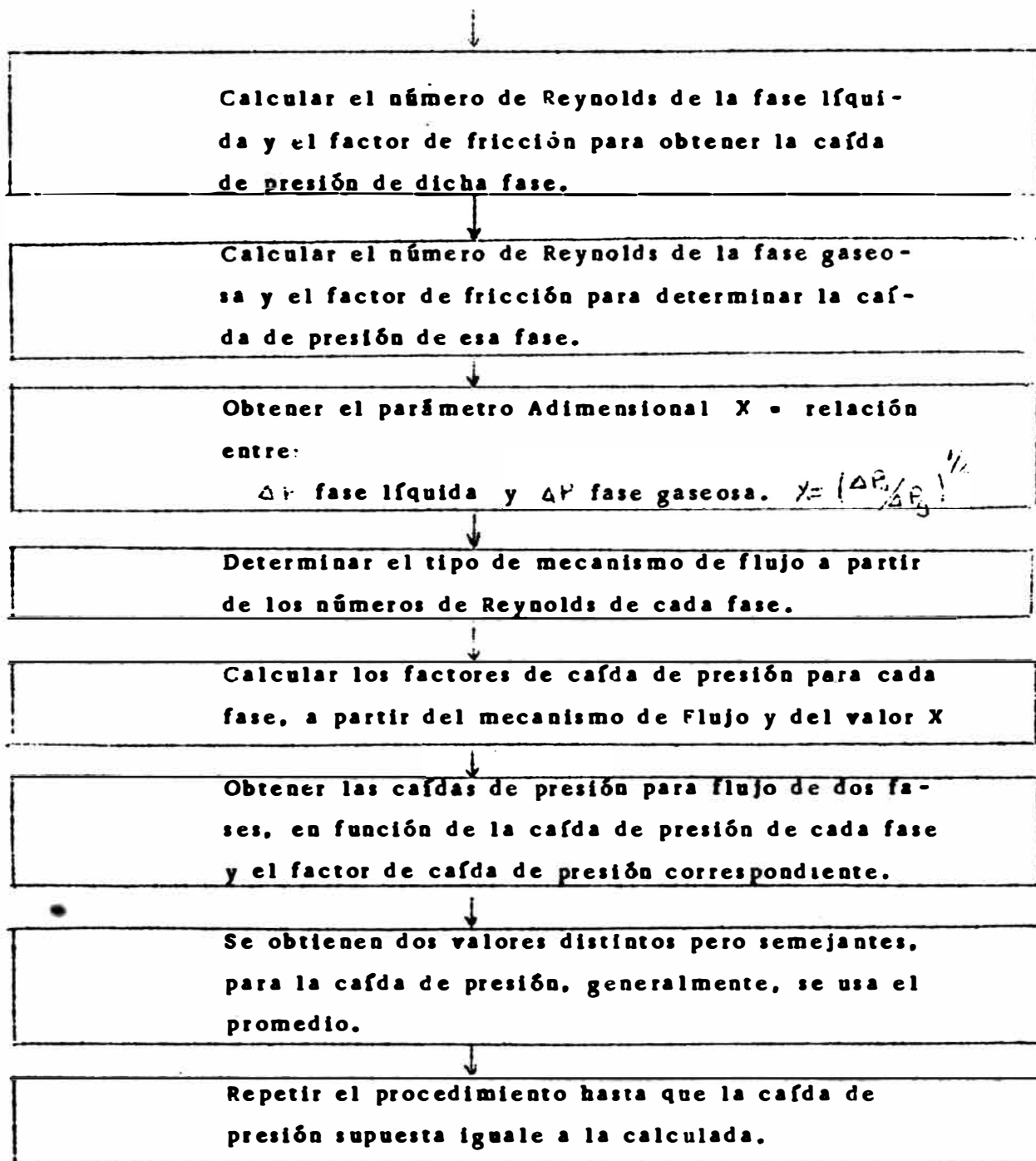
$$\Delta P = \phi_o^2 \Delta P_o$$

$$\Delta P = \phi_g^2 \Delta P_g$$

10. - Generalmente se obtienen dos valores distintos para  $\Delta P$ , uno con  $\Delta P_o$  y otro con  $\Delta P_g$  como en la mayoría de los casos son semejantes, se usa el promedio para la caída de presión  $\Delta P$  requerida.
11. - Repetir el procedimiento hasta que la caída de presión su-  
puesta iguale a la calculada.

La programación de datos resumida sería:





## 2.2. - METODO DE BERTUZZI-TEK y POETTMANN

### FUNDAMENTO

Consiste, fundamentalmente, en la aplicación de una expresión obtenida a partir del balance de energía entre dos secciones de la tubería y la utilización de un factor de disipación de energía, dependiente de los números de Reynolds para las fases líquida y gaseosa y de la relación gas-líquido en peso. Este factor se incorpora a la ecuación básica de flujo, la cual se resuelve para pequeñas

caídas de presión hasta que la suma de las longitudes correspondientes a esas caídas iguale a la longitud de tubería dada.

### EXPERIENCIAS. -

Para el desarrollo de este método los autores consideraron como variables, diámetro de la tubería, presión de operación, densidades relativas y viscosidades de ambas fases, temperatura y velocidad de Flujo.

Los datos que tomaron fueron de una experiencia de flujo multifásico en tuberías horizontales de 2" de diámetro como máximo y presiones hasta de 55 psia con viscosidades de 0.372 a 283 centipoises para la fase líquida, y de 0.00967 hasta 0.0193 centipoises para la fase gaseosa, las temperaturas de flujo variaron de 510 a 560°R. El desarrollo de la correlación se basa en la aplicación del principio de la conservación de la energía en tuberías, considerando los valores experimentales de los variables antes mencionadas. No se considera el patrón de flujo, puesto que las mismas variables que lo determinan intervienen en la caída de presión. No se toma en cuenta los efectos de aceleración en la ecuación de balance de energía, es decir, no considera las pérdidas por aceleración, que pueden llegar hasta el 15% de la caída de presión total.

En la Ecuación de balance interviene un factor de disipación de energía, que toma en cuenta todas las pérdidas de presión ocurridas en la tubería y es semejante al factor de fricción para el flujo de una sola fase. Este factor de disipación no toma en cuenta las fuerzas interfaciales y de gravedad.

La correlación del factor de disipación de energía con los números de Reynolds de ambas fases, se desarrolló a partir de los datos de laboratorio, en función de las propiedades físicas de los fluidos, diámetro de la tubería y gastos de líquido y gas.

Los autores consideran la aplicación de una misma correlación para un rango de valores de la relación de masas gas-líquido en la obtención del factor de disipación de energía.

Para un valor particular de la relación de masas gas-petróleo puede haber cierta discrepancia en la determinación del factor de disipación de energía, y por tanto en el cálculo de la caída de presión, pues la reducción de las relaciones masa de gas a masa de petróleo posibles, a solo cuatro rangos, representa solo en forma aproximada, cualquier valor dentro del rango respectivo y la exactitud del factor de disipación de energía dependerá de cuanto se distancie de la relación de masas del valor medio del rango correspondiente.

#### APLICACION. -

El rango de aplicación del método está limitado fundamentalmente, por las condiciones de experimentación, es decir, proporciona resultados aceptables en tuberías de diámetro pequeño una o dos pulgadas, con presiones bajas de operación y mecanismos de flujo perfectamente definidos.

#### PROCEDIMIENTO DE CALCULO. -

Mediante la ecuación de balance de energía Bertuzzi arribó a la siguiente expresión para la gradiente de presión:

$$a) \quad \frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{2 f_d f_m v_m^2}{144 g_e d}$$

$f_d$  = factor de disipación de energía, está correlacionada con los números de Reynolds de la fase líquida y gaseosa, así como con las relaciones gas-líquido.

$$\rho_m = \rho_o \lambda + \rho_g (1 - \lambda)$$

$\rho_m$  = densidad de la mezcla lbm/ft<sup>3</sup>

$g_e$  = factor de conversión de la segunda Ley de Newton

$d$  = diámetro pies

$v_m$  = velocidad de flujo en pies/seg. =  $v_o + v_g$



En resumen para la fórmula (a) tenemos:

$$\frac{\Delta F}{\Delta L} = \frac{0.0007 \text{ fd } W_m^2}{\rho_m d^5} \quad (b)$$

$W_m$  = masa de la mezcla total en la unidad de tiempo  $\frac{\text{lbm}}{\text{seg}}$

$$\text{Como: } \phi = (N_{\text{Reg}})^{\alpha} \cdot (N_{\text{Reo}})^{\beta}$$

$\alpha$  = Valor dependiente de la relación de masas  $\frac{K}{1+K}$  gas-petróleo

$\beta$  =  $\frac{1}{e^{0.1K}}$  : valor dependiente de la relación de masas gas-petróleo.

$K$  =  $\frac{W_g}{W_o}$  :  $\frac{\text{masa de gas}}{\text{masa de petróleo}}$

En forma general para llegar a la ecuación (b) seguiremos los pasos siguientes:

1. - Hallamos  $B_g$  mediante la fórmula:

$$B_g = \frac{P_{sc}}{T_{sc}} \times \frac{T_i}{P_i} \times Z \quad \text{en } \text{ft}^3 / \text{ft}^3$$

2. - Hallamos la masa de petróleo asociada a un barril de petróleo. ( $m_o$ )

$$m_o = 5.615 \times 62.4 \times \gamma_o$$

$\gamma_o$  = densidad relativa del petróleo

3. - Hallamos la masa de gas producida asociada a un barril de petróleo.

$$m_g = 0.0764 \times R \times \gamma_g$$

$R$  = relación gas petróleo  $\text{ft}^3/\text{blo.}$

$\gamma_g$  = densidad relativa del gas

4. - Hallamos la densidad del petróleo  $\rho_o$  por barril de petróleo.

$$\rho_o = \frac{350.5 \gamma_o + 0.0764 R_s \gamma_g}{5.615 B_o}$$

$R_s$  = relación de gas disuelto  $\text{ft}^3/\text{bl.}$

5. - Hallamos la densidad del gas:

$$\rho_g = \frac{0.0764 \times \gamma_g}{B_g} ; \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

6. - Hallamos el gasto del petróleo por unidad de tiempo ( $q'_o$ )

$$q'_o = \frac{5.615 \times q_o \cdot B_o}{86,400}$$

$B_o$  : factor de volumen del petróleo bl/blo

$q_o$  : producción de petróleo blo/día

7. - Hallamos el gasto del gas por unidad de tiempo ( $q'_g$ )

$$q'_g = \frac{q_o (R - R_s) B_g}{86,400} ; \text{ft}^3/\text{seg.}$$

8. - Hallamos la masa de petróleo por unidad de tiempo.

$$W_o = \rho_o \cdot q_o ; \frac{\text{lbm}}{\text{seg.}}$$

9. - Hallamos la masa de gas por unidad de tiempo

$$W_g = \rho_g \cdot q'_g ; \frac{\text{lbm}}{\text{seg.}}$$

10. - Hallamos el flujo de masa total que pasa en la tubería por unidad de tiempo.

$$W_t = W_m = W_g + W_o ; \frac{\text{lbm}}{\text{seg.}}$$

11. - Hallamos la relación del gasto de petróleo al gaso total. ( $\lambda$ )

$$\lambda = \frac{q'_o}{q'_o + q'_g}$$

12. - Hallamos el número de Reynolds para el petróleo

$$N_{Reo} = \frac{4}{\pi} \times \frac{W_o}{d \mu_o}$$

$d$  : diámetro (pies)

$\mu_o$  : viscosidad del petróleo en  $\frac{\text{lbm}}{\text{pie} \cdot \text{seg}}$

13.- Hallamos el número de Reynolds para el gas:

$$N_{reg} = \frac{4}{\pi} \times \frac{W_g}{d \mu_g}$$

$$\mu_g = \text{viscosidad del gas en } \frac{\text{lbm}}{\text{pie} \cdot \text{seg}}$$

14.- Hallamos la relación de masa gas a masa petróleo

$$K = \frac{W_g}{W_o}$$

15.- Hallamos  $\alpha$  y  $\beta$  (adimensionales) definidos por:

$$\alpha = \frac{K}{1+K} \quad ; \quad \beta = \frac{1}{e^{0.1 K}}$$

16.- Hallamos el factor de fricción  $f_d$  con:

$$f_d = (N_{reg})^\alpha (N_{reo})^\beta$$

17.- Hallamos la densidad de la mezcla total

$$\rho_m = \rho_o \lambda + \rho_g (1-\lambda) \quad ; \quad \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

18.- Finalmente hallamos la caída de presión por pie aplicando:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{0.0007 f_d W_t^2}{\rho_m d^5}$$

La Programación sería la siguiente:

Datos: Presión inicial, gasto del petróleo, densidad relativa del petróleo, diámetro, viscosidad, del aceite, temperatura media,  $R_s$ ,  $\gamma_g$ ,  $\mu_g$ .

Determinar las masas por unidad de tiempo de cada fase, densidades del gas y petróleo.

Calcular la relación masa de gas-petróleo

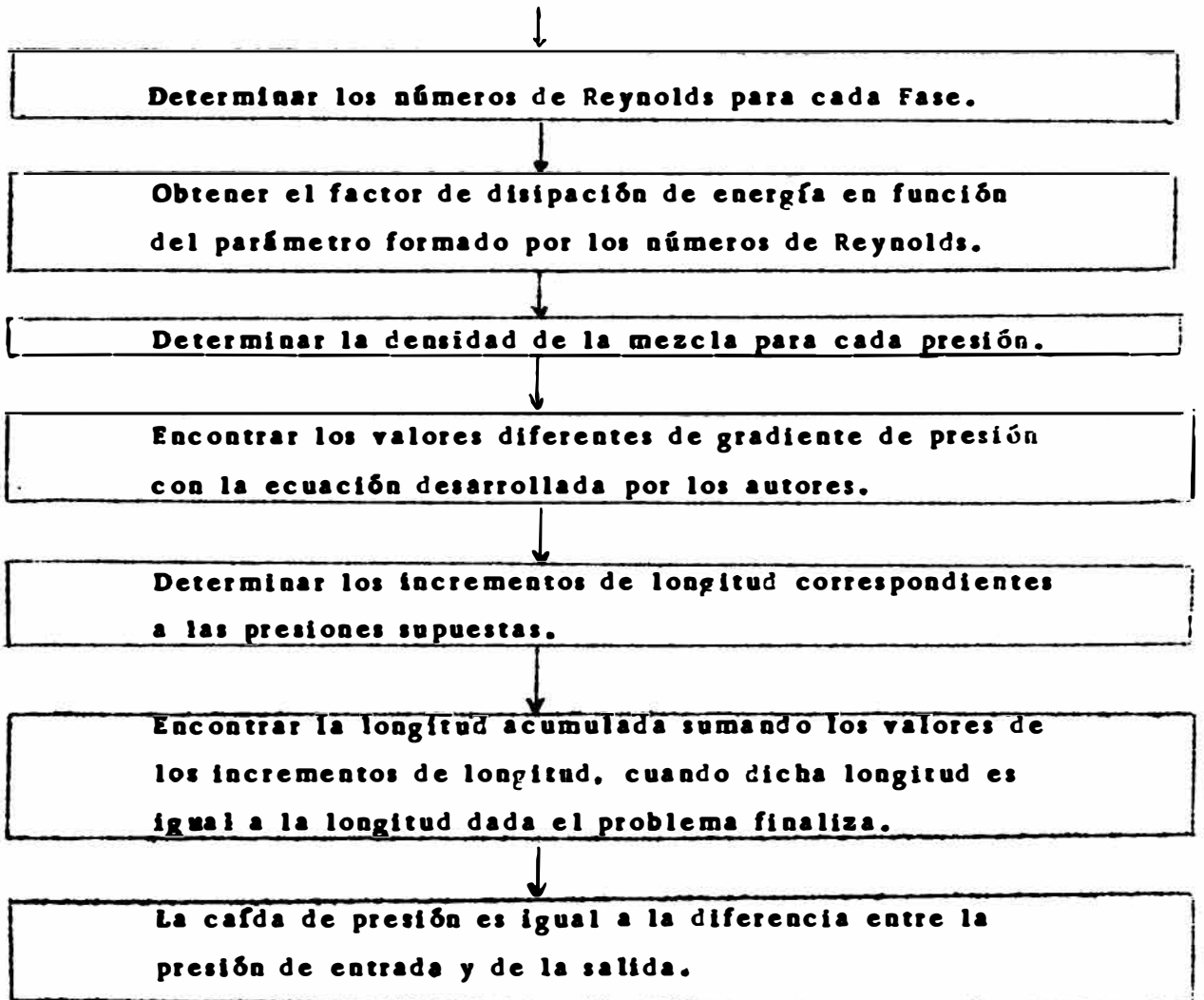
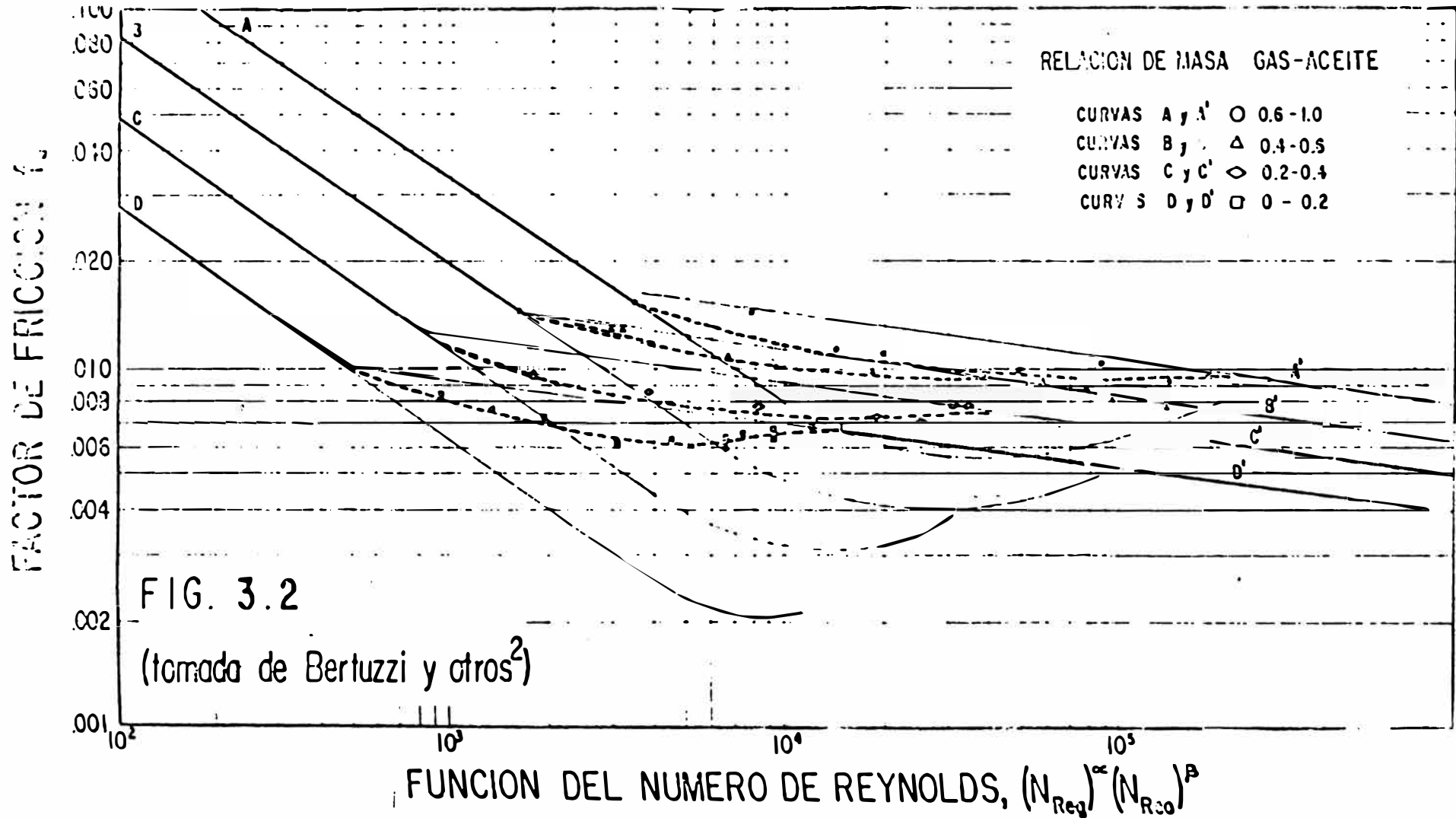


Gráfico para encontrar el factor de disipación de energía

( Método de Bertuzzi )



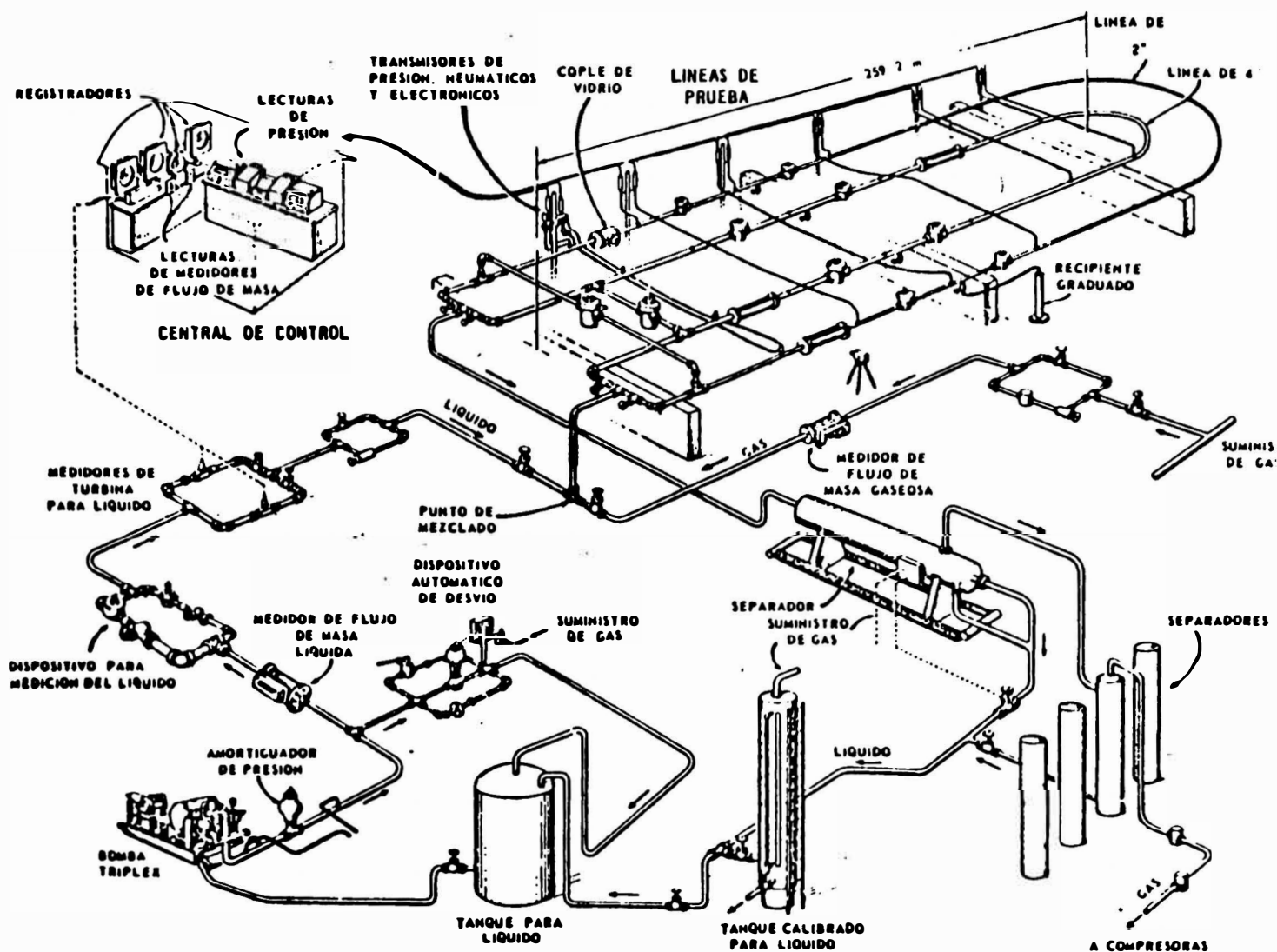
## 2.3 METODO DE EATON:

Las caídas de presión se determinan mediante un balance de energía y la aplicación de dos correlaciones desarrolladas en forma experimental por el autor: fracción líquida y factor de pérdida de energía. Este método es de tipo iterativo.

### EXPERIENCIAS.

Eaton diseñó e instaló una planta piloto para este fin. Efectuó pruebas completamente controladas que cubren un amplio range de gastos, la unidad de prueba la podemos ilustrar en el gráfico.

### PLANTA PILOTO DE PRUEBA PARA EXPERIMENTACION



Unidad de prueba construida por Eaton.

La unidad de prueba consiste de dos tuberías, una de 2" y otra de 4" con 1,700 pies de longitud cada una. Se registraron en forma continua presiones, temperatura y ratas de flujo, así como viscosidades y densidades de los fluidos. Como fluidos de prueba se utilizaron aceite y gas, variando las ratas de flujo de 50 a 5,500 blo/día para la fase líquida y el gas natural en una cantidad tal que la relación gas-aceite varió de 0 a 187446 ft<sup>3</sup>/blo. Las longitudes y volúmenes manejados cubren adecuadamente las condiciones de campo más frecuentes.

Las pruebas se complementaron con mediciones efectuadas en una tubería submarina de 17" de diámetro y longitud aproximada de 10 millas, para cubrir un mayor rango de longitudes y gastos de gas y aceite.

Se tomaron registros de caídas de presión, fracciones líquidas y patrones de flujo, para cada conjunto de gastos analizados. Con base en esta información se desarrollaron las correlaciones de fracción líquida y factor de pérdida de energía. Es decir, éstos se obtuvieron a partir de datos confiables y acordes a condiciones de campo. El registro continuo de las variables permite tener tantos valores como se desea para el desarrollo de las correlaciones.

El procedimiento de prueba fue: establecer las ratas de flujo de líquido y gas; registrar las presiones y temperaturas de flujo, en diferentes puntos a lo largo de la tubería, y efectuar observaciones visuales mediante niples transparentes y ventanas de vidrio localizados en tres puntos de cada línea de prueba, así como tomar película de los patrones de flujo, esto permitió estudiar el efecto de las variables mencionadas sobre la caída de presión. Las mediciones se efectuaron y registraron en forma continua, en la central de control, mediante dispositivos electrónicos, con lo que se evitaron los errores de interpretación visual de la lectura de los datos.

El resto de la unidad de prueba estuvo compuesto por instalaciones de campo tales como: separadores, tanques, bombas, medidores, estranguladores, etc.

Las variables observadas fueron: diámetro de la tubería, presión de operación, hasta un máximo de 950 psia; viscosidad del líquido de 1 a 19.5 centipoises; densidad relativa del líquido, de 0.77 a 1.01; temperatura de flujo, de 540 a 560° R y tensión interfacial de 26 a 66 dinas/cms.

El método se basa en la aplicación de la ecuación de balance de energía y la sustitución de los valores de la fracción líquida y el factor de disipación de energía en dicha ecuación. En esta las propiedades de los fluidos intervienen a las condiciones de presión y temperatura existentes en cada uno de los intervalos correspondientes a la caída de presión considerada.

La inclusión de la fracción líquida permite determinar las velocidades reales de cada fase en cada sección considerada, lo que facilita la determinación de los efectos de aceleración, es decir, las pérdidas por aceleración.

La correlación del factor de pérdida de energía proporciona resultados hasta un diámetro de 17" lo cual representa un límite de aplicación.

La ventaja relativa es que en pocas ocasiones se tienen diámetros superiores en la práctica.

El procedimiento implica la resolución de la ecuación de balance para incrementos de presión debiéndose encontrar para cada uno, los valores de las propiedades físicas de los fluidos. La exactitud de los resultados, en este caso, depende fundamentalmente de la calidad de esa información, si se emplea los datos de análisis P.V.T. Los resultados que se obtengan serán confiables, es decir, mientras más real sea la información se obtendrán mejores resultados. De allí la importancia de contar con análisis P.V.T. de los crudos a manejar.



**APLICACION. -**

Este método proporciona resultados confiables en tuberías de 2 a 17" de diámetro, trabajando con presiones normales de operación y con crudos de viscosidad inferior a 15 centipoises.

**CORRELACION DE EATON. -**

Esta correlación fue desarrollada a partir de información sobre condiciones de flujo, obtenido en líneas de 2 a 4 pulgadas de diámetro y de 1,700 pies de longitud, en donde se usó petróleo condensado y agua separadamente como fase líquida, y gas natural, como fase gaseosa.

Para el cálculo de  $\Delta L$  mediante la ecuación de balance de energía para cada una de las fases es:

$$\Delta L = \frac{2 \text{ g.c. d}}{W_m \text{ v}^2_m \text{ f p}} \left[ 144 \Delta P \left( \frac{W_o}{\rho_o} + \frac{W_g}{\rho_g} \right) - \frac{W_o \Delta v_o^2 + W_g \Delta v_g^2}{2 \text{ g.c.}} \right] \quad (1)$$

gc = factor de conversión de la 2da. Ley de Newton

d = diámetro (pies)

Wm = flujo de masa gas petróleo en la unidad de tiempo  $\frac{\text{lbm}}{\text{seg}}$

fp = factor de disipación de energía

$\Delta P$  = caída de presión supuesta (psi)

$\rho_o$  = densidad del petróleo  $\frac{\text{lbm}}{\text{pie}^3}$

$\rho_g$  = densidad del gas  $\frac{\text{lbm}}{\text{pie}^3}$

Wo = flujo de masa de petróleo en la unidad de tiempo  $\frac{\text{lbm}}{\text{seg}}$

Wg = flujo de masa de gas en la unidad de tiempo  $\frac{\text{lbm}}{\text{seg}}$

$v_o^2 = v_{o2}^2 - v_{o1}^2$  = velocidades pies<sup>2</sup>/seg<sup>2</sup> (petróleo)

$v_g^2 = v_{g2}^2 - v_{g1}^2$  = velocidades pies<sup>2</sup>/seg<sup>2</sup> (gas)

$\lambda$  = colgamiento sin resbalamiento (adimensional)

$v_m = \frac{W_m}{\rho_m A_p}$  :  $A_p$  = área, pies<sup>2</sup>

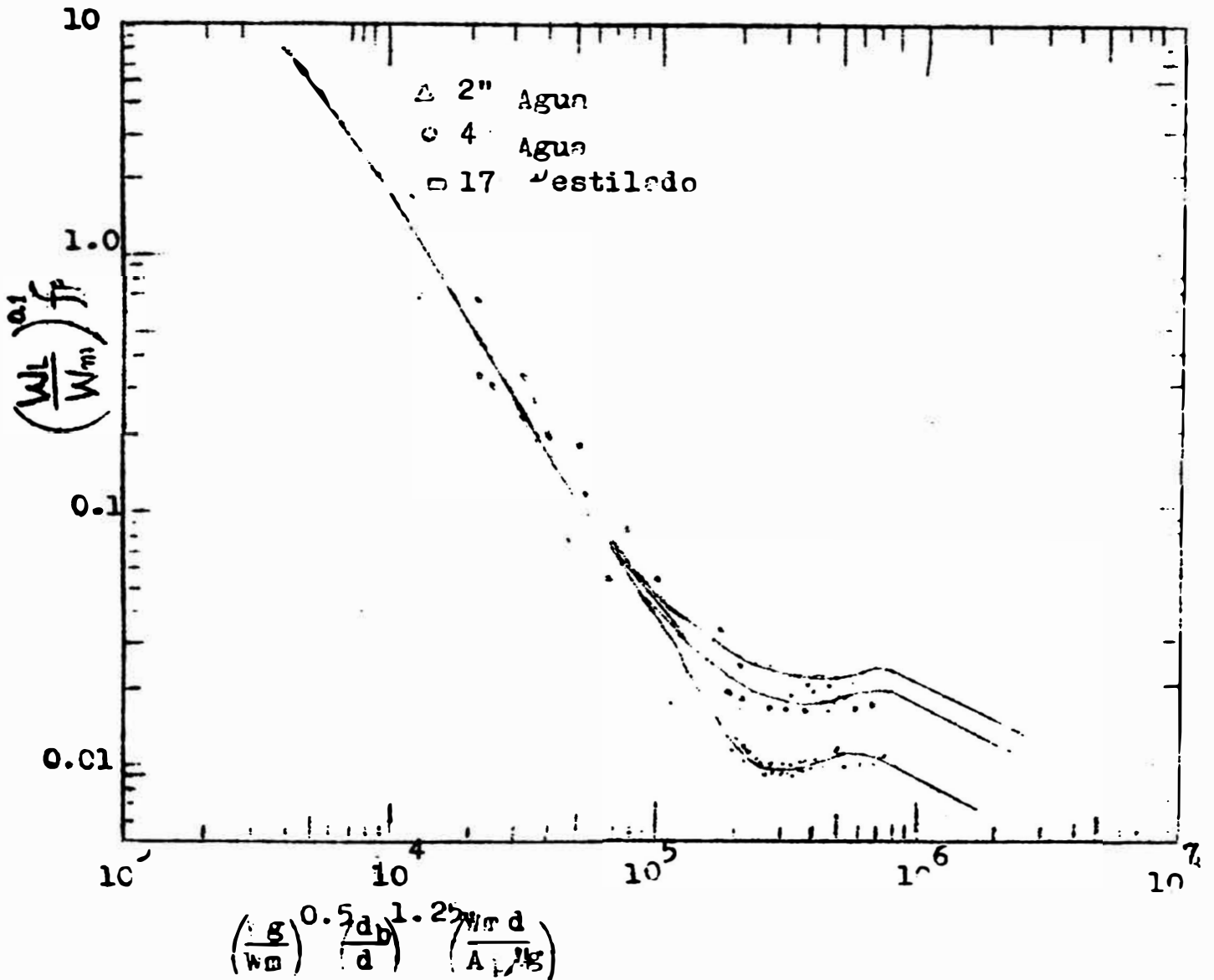
$\rho_m$  = densidad de la mezcla  $\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$

La ecuación (1) se transforma en:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \underbrace{\frac{f \cdot \rho \cdot W_m^2 \cdot o}{288 d \rho_m A^2 p}}_{\text{fricción}} + \underbrace{\frac{W_o \Delta V_o^2 + W_g \Delta V_g^2}{288 g_c \Delta x L}}_{\text{aceleración}}$$

Para encontrar el factor de fricción  $f_d$  se hace uso del gráfico:

Fig 2.1



Correlación de Eaton para encontrar el factor de pérdidas de energía.

Se entra con la abcisa que tiene como valor:

$$X = \left( \frac{W_g}{W_m} \right)^{0.5} \left( \frac{d_b}{d} \right)^{1.25} \left( \frac{W_m d}{A_p U_g} \right) \dots \dots \dots (\alpha)$$

$U_g$  = viscosidad del gas  $\frac{\text{lbm}}{\text{pie seg}}$

$d_b$  = diámetro de base

En la ordenada se encuentra el valor: (Gráfico 3-1)

$$Y = \left( \frac{W_o}{W_m} \right)^{0.1} \text{ fp; } \quad \text{fp} = \text{factor de pérdida de energía}$$

#### CORRELACION PARA EL COLGAMIENTO (HL)

Para la evaluación de las velocidades reales del fluido ( $V_o$ ) y del gas ( $V_g$ ) es necesario primero conocer el colgamiento del líquido (petróleo) (HL) en cualquier punto de la tubería.

Esto es necesario solo cuando las pérdidas de presión por aceleración no son despreciables.

Durante las pruebas de flujo en las tuberías de 2 y 4". Eaton midió el colgamiento de líquido, aislando secciones de tubería mediante válvulas de cierre rápido, posteriormente se encontró que estos valores medidos se podían correlacionar mediante la siguiente función:

$$HL = \Psi \left[ \frac{N_{lv}^{0.575}}{N_{gv} N_d^{0.0277}} \times \left( \frac{P}{P_b} \right)^{0.05} \left( \frac{N_{\mu o}}{N_{\mu w}} \right)^{0.1} \dots \right] \dots \dots \dots .11$$

en donde  $N_{lv}$ ,  $N_{gv}$ ,  $N_d$ ,  $N_{\mu o}$ , y  $N_{\mu w}$ , son grupos indimensionales y se definen como:

$N_{lv} = 1.938 \left( \frac{P_o}{\sigma} \right)^{1/4} V_{so}$ ; número de velocidad del líquido

$N_{gv} = 1.938 V_{sg} \left( \frac{P_o}{\sigma} \right)^{1/4}$ ; número de velocidad del gas

$N_d = \text{número del diámetro del tubo} = 120.872 d \left( \frac{P_o}{\sigma} \right)^{0.5}$

$N_{\mu w} = \text{número de viscosidad del petróleo} = 234.018 \mu_o (P_o \pi^3)^{-1/4}$

Límites para estos números:

$$0.0697 \leq NLV \leq 13.246$$

$$1.5506 \leq NgV \leq 140.537$$

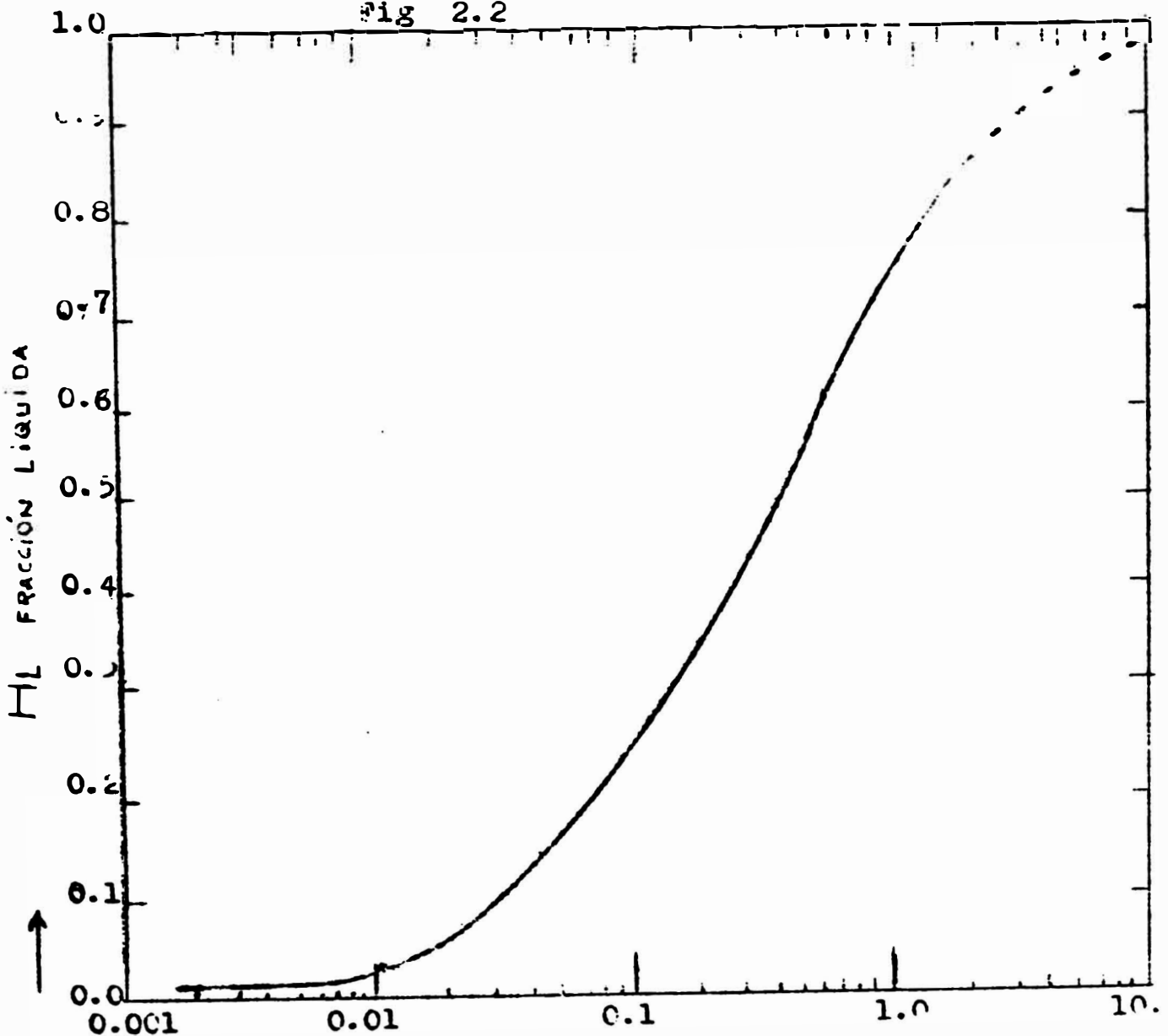
$$20.3395 \leq Nd \leq 39.627$$

$$\mu_b \leq 0.01344 \frac{\text{lbm}}{\text{pie seg}}$$

$$NBW = 0.00226$$

$$5 \leq \frac{P}{P_b} \leq 65 \quad \text{e más} \quad \frac{P}{P_b} = \frac{P}{14.65}$$

Fig 2.2



$$\rightarrow \frac{0.575}{NLV} \quad 0.05 \quad 0.1$$

$$\frac{0.0277}{Ng Nd} \left( \frac{P}{P_b} \right) \quad \left( \frac{NLV}{NLB} \right)$$

Se entra con ( $\Psi$ ) en las abscisas y se halla en la ordenada (HL).

$$H_L = \Psi \left[ 1.89384 \frac{q_o}{q'g}^{0.575} \left( \frac{\sigma}{\rho_L} \right)^{0.0451} \left( \frac{U_o}{P_o} \right)^{0.1} d^{0.8223} \left( \frac{P}{P_B} \right)^{0.05} \right]$$

que es equivalente a la ecuación II, para el factor de pérdida de energía la ecuación ( $\Phi$ ) se transforma en:

$$X = \frac{0.057 (W_g W_m)^{0.5}}{W_g d^{2.25}}$$

Finalmente si definimos la ecuación

$$E_k = \frac{W_o V_o^2 + W_g V_g^2}{9266.1 q'm P} \quad \text{entonces}$$

La ecuación I se transforma en:

$$\frac{\Delta P}{AL} = \frac{0.000175 W_m^2 f_p}{d^5 \rho_m (1-E_k)}$$

Esta ecuación es la que se empleará para hallar la caída de presión en un tramo de tubería; el cálculo es de tipo iterativo.

### PROGRAMACION

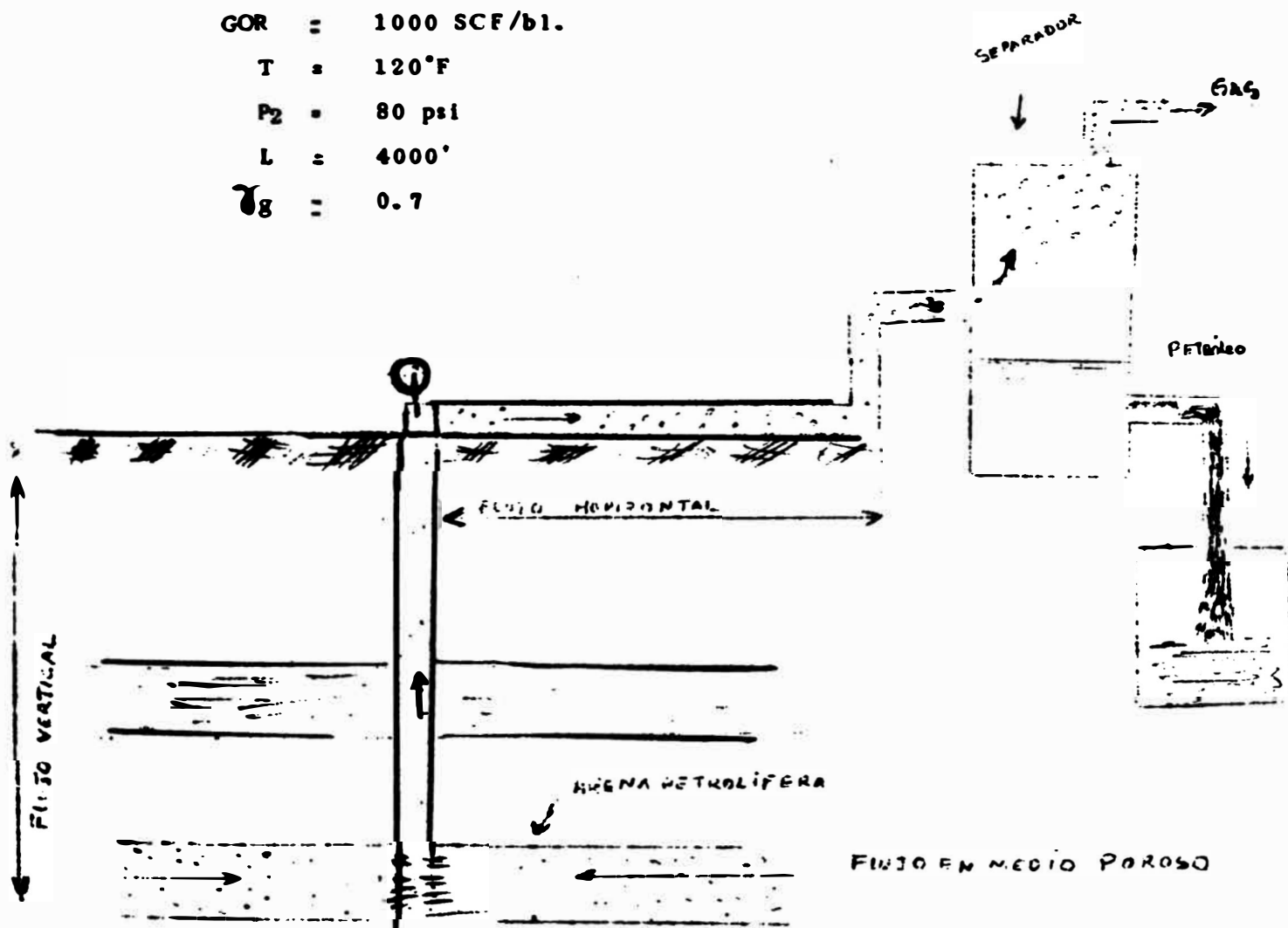
- Datos: Diámetro, gasto de petróleo, gasto de gas, densidad relativa del petróleo, viscosidad del aceite muerto, tensión interfacial, densidad relativa del gas, viscosidad del gas, temperatura media, longitud, presión inicial.
- Suponer una caída de presión  $P$  para encontrar una longitud que la involucre.
- Obtener el factor de compresibilidad del gas, la relación de solubilidad, los factores de volumen del petróleo y del gas para las condiciones de presión inicial, supuesta y media.
- Calcular las velocidades superficiales de cada fase hallar la velocidad media de la mezcla.
- Encontrar las masas de gas y petróleo por barril de petróleo fluente y las masas por unidad de tiempo.
- Determinar las densidades del líquido y del gas, en los extremos y punto medio del intervalo.
- Obtener el colgamiento a las presiones extremas del intervalo, con la correlación correspondiente.
- Calcular las velocidades reales para cada fase en las secciones extremas del intervalo y determinar su diferencia.
- Encontrar las relaciones de masa de líquido y masa de gas a la masa total. Determinar la masa total por unidad de área de la sección transversal del conducto.
- Determinar el factor de pérdida de energía mediante la correlación desarrollada por los autores.
- Calcular el incremento de longitud correspondiente a la caída de presión supuesta usando la ecuación básica.
- Repetir el procedimiento hasta cubrir la longitud total de la tubería dada.

CAPITULO III**3.0. - PROBLEMA**

Una tuberfa de 2" de diámetro transporta la producción de un pozo formada por 1500 bls/día de petróleo de 42° API, con un GOR de 1000 SCF/bl. Temperatura promedio de 120°F, presión del separador 80 psi. Calcular la presión necesaria en la cabeza del pozo que se necesita para transportar la producción en una longitud de tuberfa horizontal de 4.000 pies ( $\gamma_g = 0.7$ )

Datos:

d	=	2"
Q <sub>p</sub>	=	1500 bls/día
GOR	=	1000 SCF/bl.
T	=	120°F
P <sub>2</sub>	=	80 psi
L	=	4000'
$\gamma_g$	=	0.7

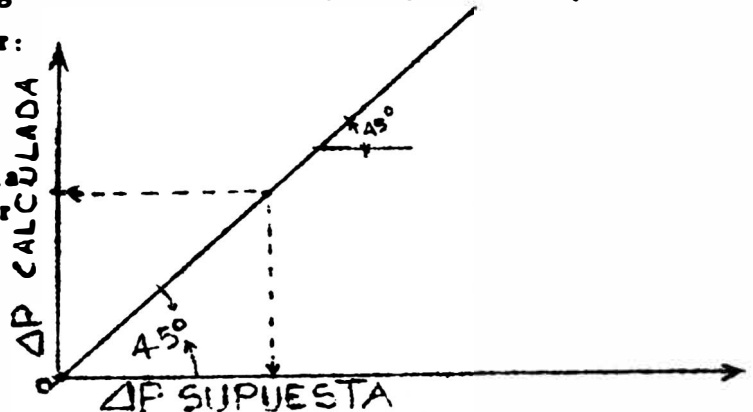


### 3.1. - APLICACION DE LOS METODOS ESTUDIADOS A UN PROBLEMA DE CAMPO.

#### METODO DE LOCKHART Y MARTINELLI. - (Método iterativo)

Este método sugiere suponer una caída de presión y al final de los cálculos la presión calculada debe ser igual a la supuesta. La presión inicial debe ser mayor que la final (separador), la distancia "L" es conocida y hay pérdidas de carga como las de fricción, fuerzas de viscosidad, gravedad e interfaciales. es decir, en el gráfico podemos ilustrar:

Según Lockhart y Martinelli la presión  $\Delta P$  supuesta debe ser igual a la  $\Delta P$  calculada.



Para el problema nos piden la presión inicial y nos dan la presión del separador siendo los datos del fluido los siguientes:

API del petróleo = 42

$d = 2" \approx 0.17$  pies

$q_o = 1500$  bls/dfa (producción de petróleo)

$R = 1,000$  ft<sup>3</sup>/bl.

$T = 120^\circ\text{F} = 580^\circ\text{R}$

$T_{sc} = 65^\circ\text{F} = 525^\circ\text{R}$

$\gamma_g \approx 0.7$

Primeramente calcularemos las propiedades de los fluidos como:

$R_s, \mu_g, \mu_o, Z, S_o$  para valores asumidos como:

$P_1 = 80$  psi

$P_2 = 720$  psi

Entonces la presión media es:

$$\bar{P} = \frac{P_1 + P_2}{2} = \frac{80 + 720}{2} = 400 \text{ psi}$$

y la caída de presión asumida es:  $P_2 - P_1 = 720 - 80 = 640 = \Delta F$

$P_2 - P_1 = \Delta P = 640$  psi.

1. - Cálculo de  $R_s$ :

$$R_s = \gamma_g \left[ \frac{P \times 10^{0.0125 \cdot \text{API}}}{18 \times 10^{0.00091 T}} \right] 1.20482$$

$$\gamma_g = 0.7$$

$$P = 400 \text{ psi}$$

$$\text{API} = 42$$

$$T = 120^\circ \text{F}$$

reemplazando tenemos:

$$R_s = 0.7 \left[ \frac{400 \times 10^{0.0125 \times 42}}{18 \times 10^{0.00091 \times 120}} \right] 1.20482$$

$$R_s = 0.7 [57.887] 1.20482 = 93 \text{ ft}^3/\text{bl}$$

$R_s = 93 \text{ ft}^3/\text{bl}$  de la misma manera calculamos para otras caídas de presión asumidas:

$$\bar{P} = 600 \text{ psi}; R_s = 146 \text{ ft}^3/\text{bl}$$

$$\bar{P} = 800 \text{ psi}; R_s = 213 \text{ ft}^3/\text{bl}$$

2. - Calculamos ( $B_o$ ) en bl/STB

de la correlación se sabe que:

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

$$F = R_s \left( \frac{\gamma_g}{\gamma_o} \right)^{0.5} + 1.25 T; \quad \bar{T} = 120^\circ \text{F}$$

$$\gamma_g = 0.7$$

$$\gamma_o = 0.82$$

$$R_s = 93 \text{ ft}^3/\text{bl}$$

$$F = 93 \times \left( \frac{0.7}{0.82} \right)^{0.5} + 1.25 \times 120$$

$$F = 235.92 \quad ; \quad \Rightarrow F^{1.125} = 613.778.$$

$$\text{Finalmente } B_o = 0.972 + 0.000147 \times 613.778 = 1.062 \text{ bl/STB}$$

3.- La viscosidad del petróleo ( $\mu_o$ ) mediante la ecuación de Chew y Connaly.

$$\mu_o = 6.72 \times 10^{-4} a (1488 \times Uod)^b$$

$$\mu_{od} = \text{viscosidad del petróleo muerto} = 3 \text{ cp} = 0.0002025 \frac{\text{lbm}}{\text{pie seg}}$$

a y b dependen de ( $R_s$ )



$$a = 8519 \times 10^{-10} (93)^2 - 1392 \times 10^{-6} (93) + 9633 \times 10^{-4} = 0.79$$

$$b = 4 \times 10^{-7} (93)^2 - 7857 \times 10^{-7} (93) - 9717 \times 10^{-4} = 0.88$$

finalmente:

$$\mu_o = 6.72 \times 10^{-4} (0.79) (1488 \times 0.0002025)^{0.88} = 0.000184$$

$$\mu_o = 0.000184 \frac{\text{lbm}}{\text{pie seg}}$$

3. - La densidad del petróleo la calculamos de la ecuación:

$$\rho_o = 62.356 \times \frac{0.82}{1.062} + 0.01361 \times 93 \times 0.7 = 49.032 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

4. - El flujo de gas libre para la presión supuesta es:

$$q_{gl} = q_g - q_o R_s = 1500 \text{ M} - 1500 \times 93 = 1360.5 \text{ M} \frac{\text{ft}^3}{\text{día}}$$

$$q_{gl} = 1360.5 \text{ M} \text{ ft}^3/\text{día}$$

5. - La rata de petróleo fluvente es:

$$q'_o = q_o B_o = 1500 \times 1.062 = 1,593 \text{ bls/día}$$

6. - El número de Reynolds para la fase líquida es:

$$N_{Rco} = \frac{q'_o \rho_o}{12096 d \mu_o} ; \quad q'_o = 1593 \text{ bls/día}$$

$$\rho_o = 49.032 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

$$d = 0.17 \text{ pies}$$

$$\mu_o = 0.000184 \frac{\text{lbm}}{\text{pie seg}}$$

$$N_{Rco} = \frac{1593 \times 49.032}{12096 \times 0.17 \times 0.000184} = 206,414$$

$$N_{Rco} = 206,414$$

7. - Calculamos el factor de fricción para el número de Reynolds dado:

$$N_{Rco} = 206,414 ; \quad 1'' \leq d \leq 4''$$

$$\log f_o = 10^{-4} [188 (\log N_{Rc})^2 - 3838 \log N_{Rco} - 8207]$$

$$\log f_o = 10^{-4} [188 (\log 206,414)^2 - 3838 \log 206,414 - 8207]$$

$$f_o = 0.00481$$

8. - Calculamos la caída de presión para la fase líquida

$$\Delta P_o = \frac{f_o L (q'_{o'})^2 \rho_o}{(202.3 \times d)^5}$$

como datos tenemos:

$$f_o = 0.00481$$

$$d = \text{diámetro nominal} = 0.17 \text{ pies}$$

$$L = 4000 \text{ pies}$$

$$q'_{o'} = 1593 \text{ bls/dfa}$$

$$\rho_o = 49.032 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

reemplazando:

$$\Delta P_o = \frac{0.00481 \times 4000 \times (1593)^2 \times 49.032}{(202.3 \times 0.17)^5} = 49.65 \text{ psi}$$

9. - De manera similar calculamos la caída de presión para el gas.

10. - El número de Reynolds es:

$$N_{Rcg} = \frac{q'_{gl} \times \gamma_g}{889082 \times d \mu_g} ;$$

$$d = 0.17 \text{ pies}$$

$$q'_{gl} = 1360.5 \text{ M ft}^3/\text{dfa}$$

$$\mu_g = 7.0 \times 10^{-6} \frac{\text{lbm}}{\text{pie seg}}$$

$$\gamma_g = 0.7$$

$$N_{Rcg} = \frac{1360.5 \times 10^3 \times 0.7}{889082 \times 0.17 \times 7.0 \times 10^{-6}} = 899.873$$

11. - El factor de fricción es:

$$1'' \leq d \leq 4''$$

$$\log f = \left[ 10^{-4} - 188 \left( \log (889873)^2 - 3838 \log 899873 - 8207 \right) \right]$$

donde:

$$f_g = 0.0037$$

12. - La caída de presión para la fase gaseosa es:

$$\Delta P_g = \frac{10^{-10} f_g L (q'_{gl})^2 \gamma_g \bar{T} \bar{z}}{494328 d^5 \times P} ;$$

$$f_g = 0.0037$$

$$L = 4000 \text{ pies}$$

$$q'_{gl} = 1360.5 \text{ M ft}^3/\text{dfa}$$

$$\gamma_g = 0.7$$

$$\bar{T} = 580^\circ \text{R}$$

$$P_g = \frac{10^{-10} \times 0.0037 \times 4000 \times (1360.5 \times 10^3)^2 \times 0.94 \times 580 \times 0.7}{494328 \times (0.17)^5 \times 400}$$

$$37.49 \text{ psi}$$

$$\Delta P_g = 37.49 \text{ psi}$$

13. - El parámetro adimensional  $X = \left(\frac{\Delta P_o}{\Delta P_g}\right)^{0.5}$

tiene como valor:

$$X = \left(\frac{49.65}{37.49}\right)^{0.5} = 1.15$$

Para calcular  $\phi_g$  y  $\phi_o$  tenemos como dato que: (Ver apéndice A al final)

N Rco = turbulento

N Rcg = turbulento (Ver cálculos) entonces del gráfico

$\phi_{gtt}$ , y  $\phi_{ott}$  tenemos como valores:

Del apéndice "A"  $\phi_{ott}$  y  $\phi_{gtt}$  tenemos:

Petróleo

$$\log \phi_{ott} = 0.00723 \log^4(1.15) + 0.00484 \log^3(1.15) + 0.1433 \log^2 1.15 + 0.537 \log 1.15 + 0.6467$$

Gas:  $X = 1.15$

$$\log \phi_{gtt} = 0.00176 \log^3 1.15 + 0.1148 \log^2 1.15 + 0.4821 \log 1.15 + 0.6358$$

de las ecuaciones:

$$\phi_{ott} = 3.90$$

$$\phi_{gtt} = 4.52$$

Estos valores pueden también ser obtenidos con el gráfico No. 4)

14. - La caída de presión para el petróleo final está dado por:

$$(\Delta P_o)_1 = (3.90)^2 \Delta P_o = (3.90)^2 \times 49.65 = 755 \text{ psi}$$

para el gas:

$$(\Delta P_g)_g = (4.52)^2 \Delta P_g = (4.52)^2 \times 37.49 = 759 \text{ psi}$$

15. - La caída de presión calculada es:

$$\Delta P = \frac{(\Delta P_o)_1 + (\Delta P_g)_g}{2} = \frac{755 + 759.00}{2} = 757 \text{ psi}$$

Como la caída de presión supuesta es 640 psi  $\neq$  757 psi nuevamente volvemos a suponer otra caída de presión y así hasta hallar la presión verdadera, en nuestro caso nos valdremos de un gráfico de  $(\Delta P)$  supuesta (Vs)  $\Delta P$  calculada y la curva de presiones será interceptada por una recta de 45° que parte del origen. Los cálculos finales se muestran en el resumen que se encuentra en las tablas. Observamos que la presión verdadera inicial es:  $P_1 = 810$  psi.

VALORES CALCULADOS PARA TRES CAIDAS DE PRESIONES SUPUESTAS  
METODO DE LOCKHART Y MARTINELLI

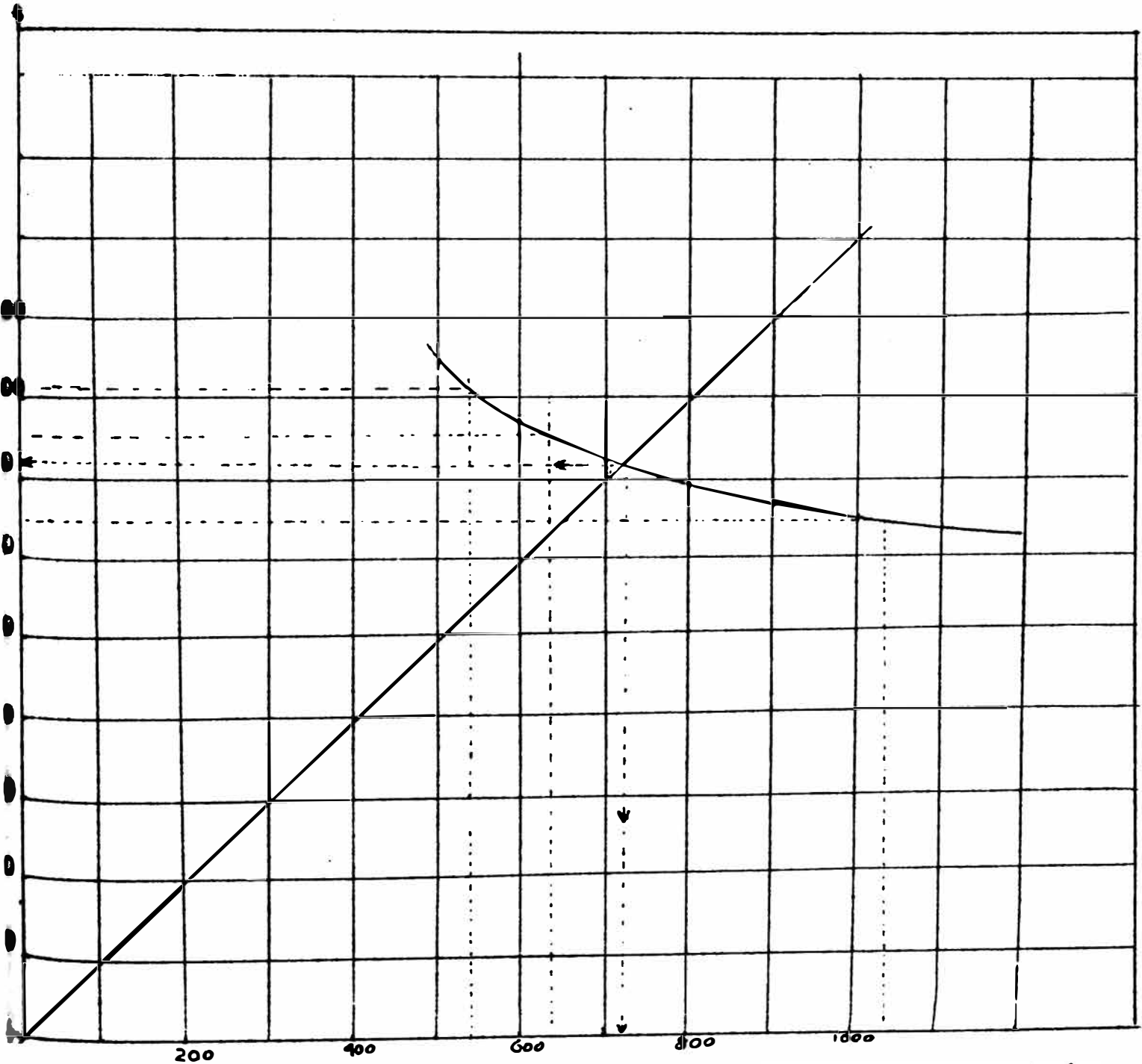
P Psi	$\bar{P}$ Psi	P supuesta Psi	R <sub>s</sub> ft <sup>3</sup> /bl	B <sub>o</sub> bl/STB	$\mu_g$ lbm pie seg.	$\mu_o$ lbm pie seg.	Z	q <sub>gl</sub> ft <sup>3</sup> /día	$\rho_o$ lbm ft <sup>3</sup>	$\rho'_o$ lb día	NR <sub>co</sub>	f <sub>o</sub>
80	350	540	85	1.058	$6.8 \times 10^{-6}$	0.00022	0.945	1372.5M	49.143	1.587	172,395	0.0048
80	400	640	93	1.062	$7.0 \times 10^{-6}$	0.000184	0.94	1360.5M	49.00	1.593	206,414	0.00481
80	600	1040	146	1.082	$7.9 \times 10^{-6}$	0.00014		1,281M	48.64	1.623	269,118	0.00462

P Psi	N Reg	f <sub>g</sub>	F <sub>g</sub> Psi	$X_2^{0.5} \left( \frac{\Delta P_g}{\Delta P_o} \right)$	$\phi_{td}$	$\beta_{gt}$	$\Delta P_c = \frac{q^2}{4r^3} \Delta B$ Psi	$\Delta P_e = \frac{q^2}{4r^3} \Delta \rho_g$ Psi	P calculada Psi	P asumida Psi
80	934,782	0.0036	42.66	1.095	3.98	4.40	811.66	825.8	818.7	540
100	899,873	0.00375	37.49	1.15	3.90	4.52	755.0	759.00	757.0	640
120	750,763	0.0038	22.03	1.49	3.65	5.40	652.00	642.3	647.1	1040

Rta :  $P_1 = 810$  psi.

GRAFICO DE PRESIONES

Lockart y Martinelli.



ESCALA  $\frac{1}{175}$

$\Delta P \text{ SUPUESTA (Psi)}$

SOLUCION : 3.2

METODO DE BERTUZZI - TEK y POETTMAN.

Este método consiste en emplear la ecuación de balance de energía para un tramo de tubería y hallar la caída de presión correspondiente a ese tramo mediante la ecuación:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{0.0007 f d W_m^2}{\rho_m d^5} \dots (1)$$

donde:

- $\Delta P$  = caída de presión asumida (Psi)  
 $f d$  = factor de disipación de energía  
 $\rho_m$  = densidad de la mezcla fluente  $\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$   
 $W_m$  = masa-total por unidad de tiempo  $\frac{\text{lbm}}{\text{seg}}$   
 $d$  = diámetro de la tubería en pies

como  $\Delta P$  es supuesta hallamos el correspondiente  $\Delta L$ .

Para la ecuación (1) posteriormente repetimos el proceso para  $\Delta P_2$  supuesta encontrando nuevamente  $\Delta L_2$ , y así repetimos el proceso hasta que la longitud acumulada iguale a la longitud pedida es decir este método es de tipo integrativo.

Primer cálculo: Cuando  $\Delta P$  supuesta es 140 psi, es decir,  $P_1 = 80$  psi  $P_2 = 220$  psi, cuya presión media es  $\bar{P} = \frac{P_1 + P_2}{2} = \frac{80 + 220}{2} = 150$  psi  
 Los cálculos estarán referidos a esta presión media.

(1) La densidad del petróleo está dada por:

$$\rho_o = \frac{350.5 \gamma_o + 0.0764 \times R_s \gamma_g}{5.61 \times B_o}$$

$\gamma_o = 0.82$  ;  $R_s = 1.91 \text{ ft}^3/\text{bl}$   
 $\gamma_g = 0.7$  ;  $B_o = 1.030 \text{ bl/STB}$

$$\rho_o = \frac{350.5 \times 0.82 + 0.0764 \times 1.91 \times 0.7}{5.61 \times 1.030} = 49.38 \text{ lbm/ft}^3$$

(2) La densidad del gas está dada por:

$$\rho_g = \frac{0.0764 \times \gamma_g}{B_g} ; B_g = \frac{P_{sc}}{T_{sc}} \times \frac{T_1}{P_1} \times Z = \frac{14.7 \times 580 \times 0.98}{164.7 \times 565}$$

$$B_g = 0.09 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$\gamma_g = 0.7$$

$$\rho_g = \frac{0.0764 \times 0.7}{0.09} = 0.05 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

(3) El gasto del petróleo por unidad de tiempo ( $q'_o$ )

$$B_o = 1.030 \text{ bl/STB}$$

$$q_o = 1500 \text{ bls/día}$$

$$q'_o = \frac{5.615 B_o q_o}{86,400} = \frac{5.615 \times 1500 \times 1.030}{86,400} = 0.101 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$B_o = 1.030 \text{ bl/STB}$$

$$q_o = 1500 \text{ bls/día}$$

(4) El gasto de gas por unidad de tiempo es  $q'_g$

$$q'_g = \frac{q_o (R - R_s) B_g}{86,400}$$

$$q_o = 1500 \text{ bls/día}$$

$$B_g = 0.09 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$R = 1000 \text{ ft}^3/\text{bl}$$

$$R_s = 1.91 \text{ ft}^3/\text{bl}$$

$$q'_g = \frac{1500 (1000 - 1.91) \times 0.09}{86,400} = 1.80 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

(5) La masa de petróleo por unidad de tiempo es:

$$W_o = \rho_o \times q'_o = 49.38 \times 0.101 = 4.94 \frac{\text{lbm}}{\text{seg}}$$

(6) La masa de gas por unidad de tiempo

$$W_g = \rho_g \times q'_g = 0.59 \times 1.80 = 1.06 \text{ lbm/seg}$$

(7) Teniendo  $W_o$  y  $W_g$  la masa total es ( $W_t$ ) en la unidad de tiempo.

$$W_t = W_o + W_g = 4.94 + 1.06 = 6.00 \frac{\text{lbm}}{\text{seg}}$$

(8) El Parámetro adimensional ( $\lambda$ ) es:

$$\lambda = \frac{q'_o}{q'_o + q'_g} = \frac{0.101}{0.101 + 1.80} = 0.05$$

$$q'_o = 0.101 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$q'_g = 1.80 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

(9) La relación de masas (gas al petróleo) es  $K$

$$K = \frac{W_g}{W_o}$$

$$W_g = 1.06 \frac{\text{lbm}}{\text{seg}}$$

$$W_o = 4.94 \text{ lbm/seg}$$

Gráfico C C' para encontrar  $f_D$ ; *APENDICE B*

$$K = \frac{1.06}{4.94} = 0.202$$

(10) El exponente:  $\alpha = \frac{K}{1+K}$  K = 0.202

$$\alpha = \frac{0.202}{1+0.202} = 0.21$$

de la misma manera

$$\beta = \frac{1}{e^{0.1 K}} ; \quad K = 0.202$$

$$\beta = \frac{1}{0.1 \times 0.202} = 0.98$$

(11) El número de Reynolds para la fase líquida es:

$$NR_{co} = \frac{4}{\pi d} \times \frac{W_o}{\mu_o}$$

$$W_o = 4.94 \text{ lb/seg}$$

$$d = 0.17 \text{ pies}$$

$$\mu_o = 0.0019 \text{ lbm/pie seg}$$

$$NR_{co} = \frac{4}{3.1416} \times \frac{4.94}{0.17 \times 0.0019} = 19.474$$

(12) El número de Reynolds para la fase gaseosa es:

$$NR_{eg} = \frac{4}{\pi d} \times \frac{W_g}{\mu_g}$$

$$d = 0.17 \text{ pies}$$

$$W_g = 1.06 \text{ lbm/seg}$$

$$\mu_g = 6.8 \times 10^{-6} \text{ lbm/seg}$$

$$NR_{eg} = \frac{4}{3.1416} \times \frac{1.06}{0.17 \times 6.8 \times 10^{-6}} = 117 \times 10^4$$

(13) El parámetro  $\phi$  queda calculado por:

$$\phi = (NR_{eg})^\alpha (NR_{co})^\beta ; \text{ como } \alpha = 0.21; \beta = 0.981$$

$$\phi = (117 \times 10^4)^{0.21} (19.474)^{0.981} = 174 \times 10^3$$

En el apéndice "B" podemos encontrar que para este valor  $0.2 \leq Km \leq 0.4$  el factor de disipación de energía  $fd$  es: 0.011

La Ecuación es:

$$\text{Log } fd = -0.1238 \left[ \text{log } (NR_{eg})^\alpha (NR_{co})^\beta \right] - 1.5676$$

$fd = 0.011$  o también lo podemos encontrar en el gráfico 2.3



(14) La densidad de la mezcla total es  $\rho_m$ :

$$\rho_m = \rho_o \lambda + \rho_g (1 - \lambda); \quad \rho_o = 49.38 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\lambda = 0.05$$

$$\rho_g = 0.59 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\rho_m = 49.38 \times 0.05 + 0.59 \times (1 - 0.05) = 3.03 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\rho_m = 3.03 \text{ lbm/ft}^3$$

(15) Finalmente calculamos  $\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{0.0007 \times f_d \times W_t^2}{\rho_m \times d^5}$

$$f_d = 0.011$$

$$W_t = 6.0 \text{ lbm/seg}$$

$$\rho_m = 3.03 \text{ lbm/ft}^3$$

$$d = 0.17 \text{ pies}$$

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{0.0007 \times 0.011 \times (6)^2}{3.03 \times (0.17)^5} = 0.648 \text{ psi/pie}$$

Como tenemos  $\Delta P = 140$  psi supuesta.  $\Delta L$  que corresponde es

$$\Delta L = \frac{140}{0.648} = 216 \text{ pies}$$

Repetimos el proceso para varias presiones supuestas y el resultado final será cuando la longitud acumulada es 4,000 pies

(Ver cuadro con resultados finales)

No. de orden	Bo bl/STB	$\mu_o$ $\frac{\text{lbm}}{\text{pie seg.}}$	Z	$\mu_g$ $\frac{\text{lbm}}{\text{pie seg.}}$	$B_g$ ft <sup>3</sup> /bl	$\rho_o$ $\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$	$\rho_g$ $\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$	q'o ft <sup>3</sup> /seg.
1	1.030	0.0019	0.98	$6.8 \times 10^{-6}$	0.09	49.38	0.59	0.101
2	1.041	0.0016	0.94	$7.0 \times 10^{-6}$	0.05	49.96	1.00	0.104
3	1.050	0.0015	0.92	$7.8 \times 10^{-6}$	0.03	50.08	1.67	0.108
4	1.111	0.0011	0.86	$8.1 \times 10^{-6}$	0.02	51.38	2.50	0.110

\* El número de orden se refiere a las presiones medias de 150, 250, 400 y 800 psi.

No. de orden	q'g ft <sup>3</sup> /seg	W <sub>o</sub> lbm/seg	W <sub>g</sub> lbm/seg	W <sub>t</sub> lbm/seg	K W <sub>g</sub> /W <sub>o</sub>	λ	$\alpha = \frac{K}{1-K}$	$\beta = \frac{1}{e^{0.1K}}$
1	1.80	4.94	1.06	6.00	0.202	0.05	0.17	0.981
2	0.94	4.99	0.94	6.11	0.190	0.10	0.16	0.982
3	0.56	5.51	0.939	6.40	0.170	0.16	0.15	0.983
4	0.32	5.65	0.80	6.45	0.141	0.26	0.12	0.990

	$\bar{p}_m = \rho_o \lambda + \frac{P_g}{1-\lambda}$ lbm/ft <sup>3</sup>	NRco	NReg	$\phi = (NReg)^A (NRco)^B$	fd	Observaciones
		RETORNO	Gas			
1	3.03	19,474	117 x 10 <sup>4</sup>	174 x 10 <sup>3</sup>	0.011	
2	5.90	23,359	101 x 10 <sup>4</sup>	178 x 10 <sup>3</sup>	0.0072	
3	9.40	27,513	90 x 10 <sup>4</sup>	180 x 10 <sup>3</sup>	0.0071	
4	15.20	38,471	74 x 10 <sup>4</sup>	175 x 10 <sup>3</sup>	0.0070	

CALCULO FINAL EMPLEANDO SERTUZZI-TEK y POETTMAN'

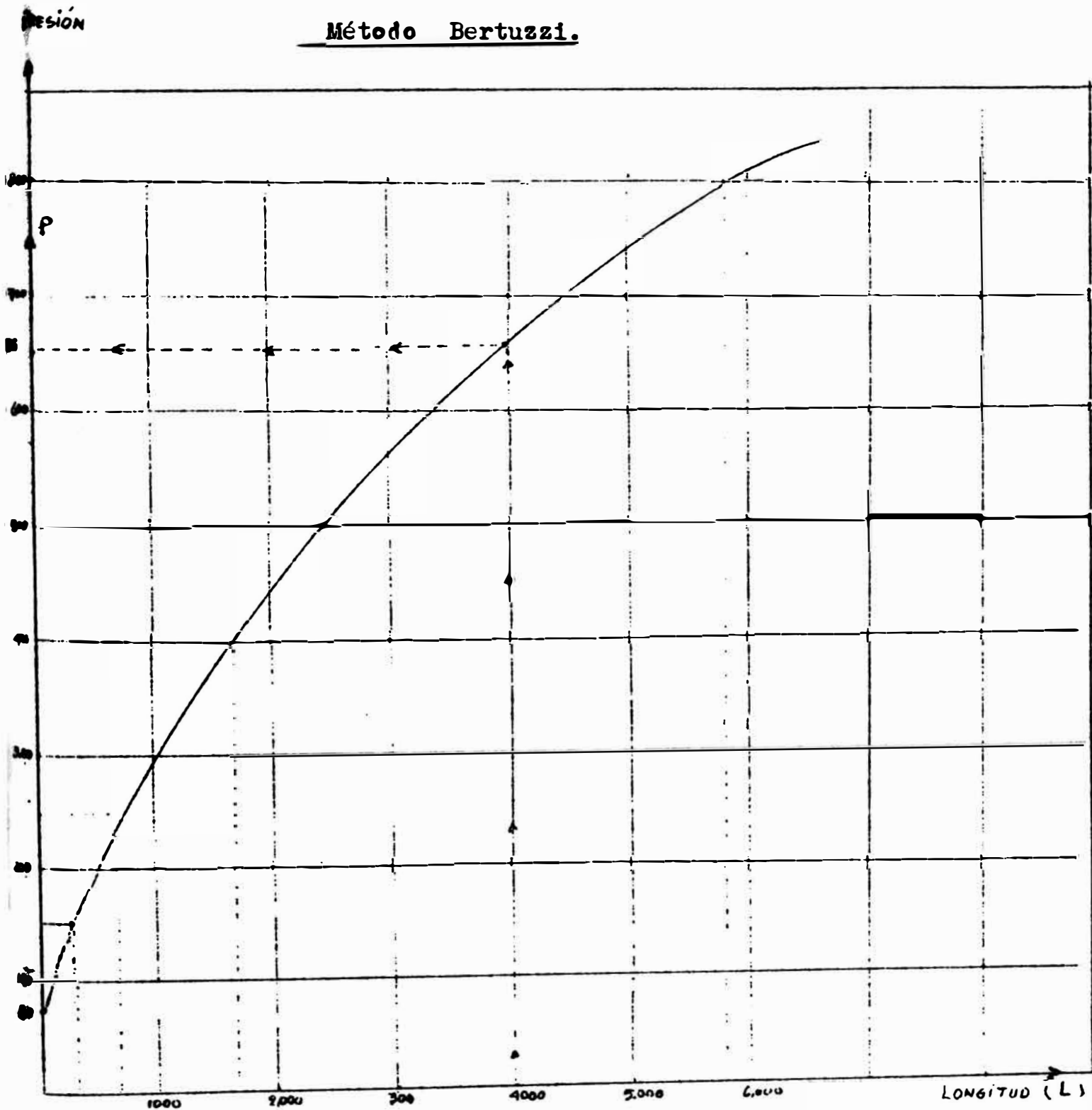
No. de orden	P Psi	P Psi	ΔP asumida Psi	$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{0.0007 f d W_t^2}{\bar{p}_m d^5}$ Psi/pie	ΔL pies	L acumulada pies	Longitud pedida (pies) 4,000
1	50 220	150	140	0.648	0 216	0 216	
2		250	100	0.226	442	658	
3		400	150	0.153	980	1,638	
4		800	400	0.096	4166	5,804	

\* La presión pedida es: Ver Gráfico 2

$$P_1 = 655 \text{ psi}$$

Gráfico Presión VS Longitud

Método Bertuzzi.



ESCALA  $\frac{1}{1500}$

### SOLUCION 3.3 - METODO DE EATON:

Este método considera los cambios de energía cinética expresada en la ecuación de balance de energía para la fase líquida (petróleo) y la fase gaseosa, de allí que siempre se calcule las velocidades superficiales de cada fase en los extremos del tramo de tubería en estudio; luego se reemplaza en la ecuación  $E_k = \frac{W_o \Delta V_o^2 + W_g \Delta V_g^2}{9266.1 q'm \Delta P}$

donde:

$E_k$  = parámetro de energía cinética

$W_o$  = masa de petróleo en la unidad de tiempo lbm/seg.

$W_g$  = masa de gas en la unidad de tiempo lbm/seg

$\vec{V}_o \rightarrow$  petróleo ;  $V_o^2 = V_{o2}^2 - V_{o1}^2$  ; Velocidades superficiales en los extremos de la tubería

$\vec{V}_g \rightarrow$  gas ;  $V_g^2 = V_{g2}^2 - V_{g1}^2$  ; Velocidades superficiales en los extremos de la tubería

$q'm$  = gasto total en la unidad de tiempo  $ft^3/seg$

$\Delta P$  = caída de presión supuesta psi

Luego para encontrar el factor de pérdida de energía calculamos la abscisa: X donde:

$$X = \frac{0.057 (\bar{W}_g \bar{W}_t)^{0.5}}{U_g d^{2.25}}$$

$\bar{W}_g$  = masa de gas en la unidad de tiempo a condiciones medias lbm/seg. en la unidad de tiempo.

$\bar{W}_t$  = masa total (gas, petróleo) a condiciones medias lbm/seg

$\mu_g$  = viscosidad del gas lbm/pte seg.

d = diámetro nominal (pies)

En el APENDICE "C" se encuentran las correlaciones para hallar el factor de pérdida de energía fp; el valor de las ordenadas es:

$$Y = fp \left( \frac{W_o}{W_t} \right)^{0.1} \quad \text{o también se puede encontrar}$$

con el gráfico No. 2.1. (método Eaton) donde:

$$X = \frac{0.057 (\bar{W}_g \times \bar{W}_t)^{0.5}}{U_g d^{2.25}}$$

La fracción líquida (H1) la calculamos con el apéndice "E" o también con el gráfico No. 2.2 ; (H1) permite calcular las velocidades reales  $V_o$  y  $V_g$ . Finalmente la ecuación que permitirá la

caída de presión por pie es:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{0.000175 W_t^2 f_p}{d^5 f_m (1-E_k)}$$

$f_p$  = factor de pérdida de energía

$d$  = diámetro pies

$W_t$  = masa total lbm/seg.

$f_m$  = densidad de la mezcla ;  $\text{lbm/ft}^3$

Con esta ecuación calculamos  $L_1$ , puesto que tenemos  $\Delta P_1$  supuesta como dato, nuevamente calculamos  $L_2$  para otra  $\Delta P_2$  supuesta y así vamos acumulando longitudes hasta cubrir los 4,000 pies pedidos.

Primer Cálculo:

Presión supuesta  $P_2 = 420$  psi presión inicial;  $P_1 = 80$  conocida entonces  $\Delta P$  supuesta es:  $P_2 - P_1 = 420 - 80 = 340$  psi

La presión media es:

$$\bar{P} = \frac{P_1 + P_2}{2} = \frac{80 + 420}{2} = 250 \text{ psi}$$

Las velocidades superficiales las calculamos en los extremos de la tubería en estudio, entonces nuestros cálculos se referirán a estos puntos; como también al punto medio. Las variables a calcular son: el gasto del petróleo

1)

$$q'_{o} = \frac{5.615 \times 1,500 \times 1.015}{86,400} = 0.098 \text{ ft}^3/\text{seg. para } P = 80 \text{ psi}$$

del mismo modo:

$$\text{Para } \bar{P} = 250 \text{ psi; } q'_{o} = 0.101 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$\text{Para } P_2 = 420 \text{ psi; } q'_{o} = 0.104 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

2) El gasto del gas por unidad de tiempo es:

Para  $P = 80$  psi

$$q'_{g} = \frac{q_o (R - R_s) B_g}{86,400};$$

$$q_o = 1,500 \text{ lbs/día}$$

$$R = 1000 \text{ ft}^3/\text{bl}$$

$$R_s = 13.2 \text{ ft}^3/\text{bl}$$

$$B_g = 0.169 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$q'_{g} = \frac{1500 (1000 - 13.2)}{86,400} \times 0.169 = 2.89 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$\text{Para } \bar{P} = 250 \text{ psi; } q'_{g} = 0.938 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

$$\text{Para } P_2 = 420 \text{ psi; } q'_{g} = 0.532 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

3) El parámetro  $\Psi$ . lo calculamos solo para valores extremos de

$$P_1 = 80 \text{ psi y } P_2 = 420 \text{ psi.}$$

Para  $P_1 = 80 \text{ psi}$  tenemos:

$$\begin{aligned} \rho_0 &= 50.47 \text{ lbm/ft}^3 & d &= 0.17 \text{ pies} \\ q'g &= 2.89 \text{ ft}^3/\text{seg} & P &= 80 \text{ psi} \\ \mu_0 &= 0.0026 \text{ lbm/pie seg} & P_b &= 14.65 \text{ psi} \\ \sigma_1 &= 26 \text{ dinas/cm} & q'o &= 0.098 \text{ ft}^3/\text{seg.} \end{aligned}$$

El parámetro  $\Psi_1$  definido por

$$\Psi_1 = \frac{1.89384}{q'g} \times (q'o)^{0.571} \times \left( \frac{\sigma_1}{\rho_0} \right)^{0.0451} \left( \frac{\mu_0}{\rho_0} \right)^{0.1} d^{0.8223} \times \left( \frac{P_1}{P_b} \right)^{0.05}$$

reemplazando valores

$$\Psi_1 = \frac{1.89384}{2.89} \times (0.098)^{0.571} \times \left( \frac{26}{50.47} \right)^{0.0451} \times \left( \frac{0.0026}{50.47} \right)^{0.1} \times (0.17)^{0.8223} \times \left( \frac{80}{14.65} \right)^{0.05}$$

$$\Psi_1 = 0.0157$$

de la misma manera para  $P_2 = 420 \text{ psi}$  calculamos

$\Psi_2 = 0.089$  (ver cuadro final las propiedades de los fluidos para esta presión).

$$\Psi_2 = 0.089$$

Con estos valores en el gráfico encontramos ( $H_o$ ) que son: GRÁFICO 2.2

$$H_{o1} = 0.05$$

$$H_{o2} = 0.250$$

4) Las velocidades reales para cada fase son:

$$V_{o1} = \frac{q'o_1}{H_o A} \quad \text{y} \quad V_{g1} = \frac{q'g_1}{(1-H_o)A}$$

$$q'o_1 = 0.098 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$q'g_1 = 2.89 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$A = \frac{\pi d^2}{4} = 0.022 \text{ ft}^2$$

$$H_{o1} = 0.05$$

reemplazando valores tenemos:

$$V_{o1} = \frac{0.098}{0.05 \times 0.022} = 86.38 \text{ ft/seg}$$

$$V_{g1} = \frac{2.89}{(1.00-0.05) \times 0.022} = 134.07 \text{ ft/seg.}$$

de la misma manera calculamos  $V_{o2} = 18.157 \text{ ft/seg}$  y  $V_{g2} = 31.2 \text{ ft/seg}$

- 5) El incremento de velocidades es:  $\Delta V_o^2 = V_o^2 - V_q^2 = (86.38)^2 - (18.157)^2$

$$V_o^2 = 713.18 \text{ ft}^2/\text{seg}^2$$

$$\text{Así mismo } \Delta V_g^2 = V_{g2}^2 - V_{g1}^2 = (134.07)^2 - (31.2)^2 = 441.24 \text{ ft}^2/\text{seg}^2$$

- 6) El parámetro adimensional

$$E_k = \frac{W_o \Delta V_o^2 + W_g \Delta V_g^2}{9266.1 \text{ q}'m \Delta P}$$

donde:

$$W_o = 5.039 \text{ lbm/seg}; \quad \Delta P = 340 \text{ psi}$$

$$W_g = 0.938 \text{ lbm/seg}; \quad \Delta V_o^2 = 7,131.8 \text{ ft}^2/\text{seg}^2$$

$$q'_m = q'_b + q'_g = 0.104 + 0.938 = 1.039 \text{ ft}^3/\text{seg}; \quad \Delta V_g^2 = 441.24 \text{ ft}^2/\text{seg}^2$$

$$1.039 \text{ ft}^3/\text{seg}.$$

reemplazando valores tenemos:

$$E_k = \frac{5.039 \times 7,131.8 + (0.938)(441.24)}{9266.1 \times 1.039 \times 340 \text{ psi}} = 0.0158$$

- 7) Para encontrar el factor de disipación de energía (fp), calculamos el valor de la abscisa mediante:

$$X = \frac{0.057 (\bar{W}_g \times \bar{W}_t)^{0.5}}{U_g \times d^{2.25}}$$

donde  $\bar{W}_g$  y  $\bar{W}_t$  son valores medios  $\bar{P} = 250 \text{ psi}$

$$U_g = 7.0 \times 10^{-6} \text{ lbm/pie seg}$$

$$\bar{W}_g = 0.938 \text{ lbm/seg}$$

$$\bar{W}_t = 5.977 \text{ lbm/seg}; \text{ reemplazando valores tenemos:}$$

$$X = \frac{0.057 \times (0.938 \times 5.977)^{0.5}}{7 \times 10^{-6} \times (0.17)^{2.25}} = 10.4 \times 10^5$$

En el gráfico No. 2.1 para este valor encontramos:

$$\left(\frac{W_o}{W_t}\right)^{0.1} \text{ fp} = 0.02826 \quad \text{como } W_o = 5.039 \text{ lbm/seg}$$

$$W_t = 5.977 \text{ lbm/seg}$$

$$\left(\frac{5.039}{5.977}\right)^{0.1} \text{ fp} = 0.02826 \quad \text{despejando fp} = 0.028$$

- 8) Finalmente encontramos la caída de presión por pie mediante:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{0.000175 W_t^2 \text{ fp}}{d^5 \rho_m (1 - E_k)}$$

$$W_t = 5.977 \text{ lbm/seg}$$

$$\rho_m = 5.743 \text{ lbm/seg}$$

$$\text{fp} = 0.028$$

$$d = 2'' = 0.17 \text{ pies}$$

$$E_k = 0.0158$$

reemplazando valores tenemos:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{0.000175 (5.977)^2 \times 0.028}{1.41 \times 10^{-4} \times 5.743 (1-0.0158)} = 0.221 \text{ psi/pie}$$

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = 0.221 \text{ psi/pie como } \Delta P = 340 \text{ psi}$$

$$\text{de aquí } \Delta L = \frac{340}{0.221} = 1.536 \text{ pies; como } 1.536 \leq 4.000$$

nuevamente suponemos otra caída de presión  $\Delta P$ ; en el cuadro final observamos que la presión inicial es  $P_1 = 560$  requerida para impulsar 1,500 bl/día de petróleo y 1,500 ft<sup>3</sup>/día (ver resumen de estos datos en las tablas)

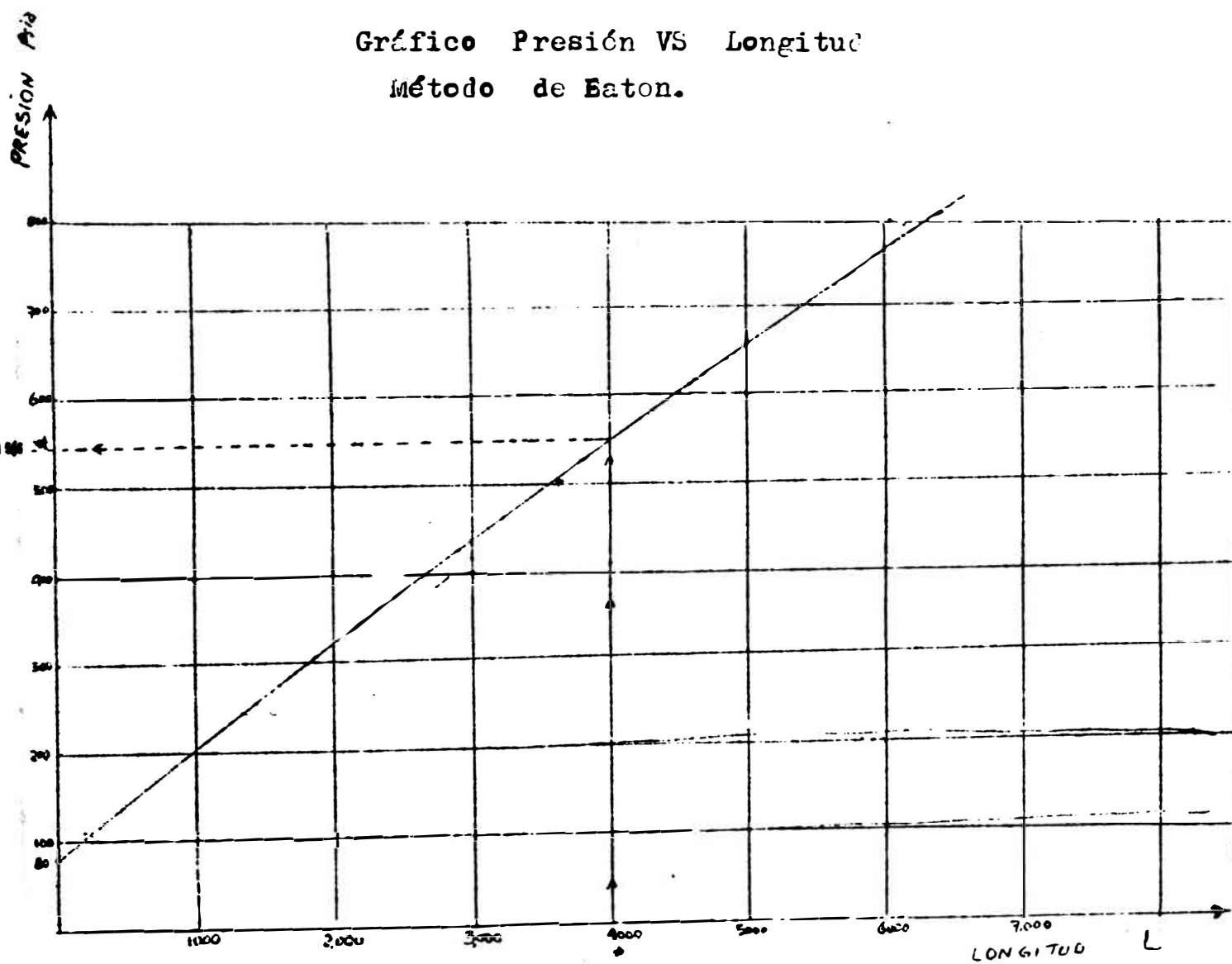
P	$\bar{P}$	P	Bo	R <sub>s</sub>	$\mu_o$	$\mu_g$	Z	B <sub>g</sub>	$\sqrt{c}$	$\rho_o$	$\rho_g$
Psi	Psi	Psi	bl/STB	ft <sup>3</sup> /bl	lbm/pie seg	lbm/pie seg		ft <sup>3</sup> /bl	dinas/ cm.	lbm/ft <sup>3</sup>	lbm/ft <sup>3</sup>
80			1.015	13.2	0.0026	$6.2 \times 10^{-6}$	0.990	0.169	26	50.47	0.315
	250	340	1.041	52.0	0.0016	$7.0 \times 10^{-6}$	0.940	0.057	25	49.90	1.00
420			1.062	98	0.00135	$7.5 \times 10^{-6}$	0.920	0.034	19	49.03	1.57
	500	160	1.062	121	0.0013	$7.9 \times 10^{-6}$	0.91	0.028	18	49.00	1.91
580			1.064	145	0.0012	$8.0 \times 10^{-6}$	0.88	0.024	165	48.42	2.22
	800	440	1.113	213	0.0011	$8.11 \times 10^{-6}$	0.86	0.020	14.0	47.8	2.67

P	$\bar{P}$	q' <sub>o</sub>	q' <sub>g</sub>	q' <sub>m</sub>	W <sub>o</sub>	W <sub>g</sub>	W <sub>t</sub>	$\rho_m$	$\psi$
Psi	Psi	ft <sup>3</sup> /seg	ft <sup>3</sup> /seg	ft <sup>3</sup> /seg	lbm/seg	lbm/seg	lbm/seg	lbm/ft <sup>3</sup>	
80		0.098	2.898	2.988	4.946	0.910	5.856		0.0157
	250	0.101	0.938	1.039	5.039	0.938	5.977	5.743	0.058
420		0.103	0.532	0.635	5.040	0.835	5.875		0.089
	500	0.104	0.425	0.529	5.096	0.811	5.907	11.27	0.113
580		0.105	0.356	0.461	5.084	0.790	5.874		0.136
	800	0.110	0.273	0.383	5.258	0.728	5.986	15.62	0.1815



$\bar{P}$	$H_0$	$V_0$	$V_{g1}$	$\Delta V_0^2$	$\Delta V_{g1}^2$	$F_k$	$X$	$f_p$	$\frac{\Delta P}{\Delta L}$	$\Delta L$	L. acumulada
Psi		Pie/seg	Pie/seg	Pie <sup>2</sup> /seg <sup>2</sup>	Pie <sup>2</sup> /seg <sup>2</sup>				Psi/pie	pies	pies
250	0.050	31.5	48.68	7,131	17,000	0.0158	$10.4 \times 10^5$	0.0280	0.221	1536	1536
500	0.280	16.38	26.00	120.1	441.21	0.0012	$8.5 \times 10^5$	0.0202	0.0768	2082	3,618
800	0.320	14.46	23.07	51.0	147.0	0.011	$7.8 \times 10^5$	0.0256	0.0730	3618	6,020

Gráfico Presión VS Longitud  
Método de Eaton.

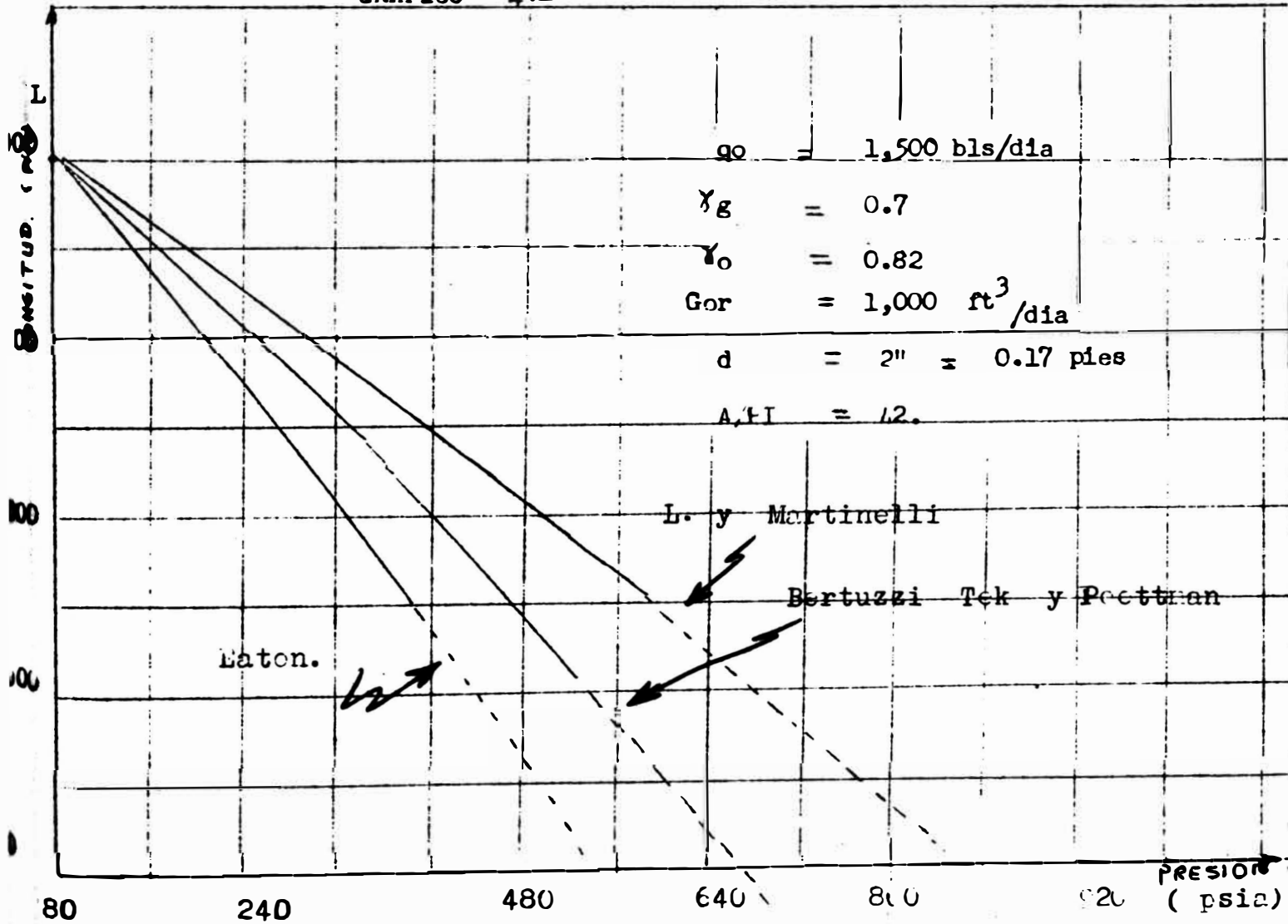


CAPITULO IV

4.1. CONCLUSIONES:

De acuerdo a los tres métodos desarrollados se concluye que el método de Eaton es el más indicado para resolver problemas referentes a transporte combinado de petróleo y gas a través de tuberías horizontales.

GRAFICO 4.1



2.- El gráfico presión Vs Longitud nos indica que se logra una mayor longitud con una presión menor empleando el método de Eaton.

3.- El método de Eaton considera los cambios de energía cinética y no toma en cuenta el patron de flujo ; cuando la viscosidad es inferior a 15 cp tiene mínima influencia en el incremento de la caída de presión.

4.- Las curvas del texto del Dr. Brown (Apendice E) que son solamente para agua puede aplicarse como referencias estas curvas han sido desarrolladas a partir de la fórmula de Eaton que se dividen en las siguientes categorías:

<u>DI. METRO DE BASE</u>	<u>PRODUCCION EN</u> Bls/ dia por la tubería							
2 "	50	200	600	800	1000			
	200	400	1500	2000	2500			
2.5"	50	200	400	600	800			
	1000	2000	3000	4000				
3"	50	200	400	600	800	1000		
	1500	2000	3000	4000				
3.5 "	50	200	400	600	3000	4000	5000	
	800	1000	15000	20000	6000			
4"	50	200	400	600	800	1000	2000	
	3000	4000	5000	6000	8000			

5.- El diseño de las instalaciones de tubería para recolección de petróleo y gas debe tenerse en cuenta el factor económico, debido a su alto costo que representa cada tubería en cuanto a su peso diametro, calidad y tamaño.

APENDICE A

ECUACIONES PARA DETERMINAR  $\phi_g$  Y  $\phi_n$  . PARAMETROS PARA CALCULAR LA DISTRIBUCION DE PRESIONES POR EL METODO DE LOCKHART Y MARTINELLI:

Para el Petr6leo

$\phi_{tt}$  = Cuando el petr6leo es turbulento y el gas es turbulento.

$$\log \phi_{tt} = -0.00723 \log^4 x + 0.00484 \log^3 x + 0.1433 \log^2 x - 0.537 \log x + 0.6467.$$

$\phi_{vt}$  = Cuando el petr6leo es viscoso y el gas turbulento.

$$\log \phi_{vt} = -0.0117 \log^4 x - 0.0276 \log^3 x + 0.1568 \log^2 x - 0.4511 \log x + 0.5571.$$

$\phi_{tv}$  = Cuando el petr6leo es turbulento y el gas es viscoso.

$$\log \phi_{tv} = -0.0126 \log^4 x - 0.0311 \log^3 x + 0.1475 \log^2 x - 0.4278 \log x + 0.5692.$$

$\phi_{vv}$  = Cuando el petr6leo es viscoso y el gas viscoso.

$$\log \phi_{vv} = -0.001618 \log^5 x - 0.0277 \log^4 x - 0.00624 x + 0.2276 \log^2 x - 0.4297 \log x + 0.4354.$$

Para el Gas

$\phi_{gt}$  = El gas turbulento y el petr6leo turbulento.

$$\log \phi_{gtt} = 0.00176 \log^3 x + 0.1148 \log^2 x + 0.4821 \log x + 0.6352.$$

$\phi_{gtv}$  = Gas turbulento y petróleo turbulento.

$$\log \phi_{gtv} = 0.00197 \log^6 x + 0.0027 \log^5 x - 0.0154 \log^4 x - 0.02136 \log^3 x \\ + 0.1531 \log^2 x + 0.5493 \log x + 0.5651.$$

$\phi_{nvt}$  = Gas viscoso y petróleo turbulento.

$$\log \phi_{nvt} = -0.00307 \log^4 x + 0.00158 \log^3 x + 0.16 \log^2 x + 0.4917 \log x \\ + 0.5622.$$

$\phi_{nvv}$  = Gas viscoso y petróleo viscoso.

$$\log \phi_{nvv} = 0.00543 \log^6 x + 0.00335 \log^5 x - 0.0505 \log^4 x - 0.0279 \log^3 x \\ + 0.2707 \log^2 x + 0.5704 \log x + 0.425.$$

APENDICE B

EQUACIONES PARA ENCONTRAR EL FACTOR DE DISIPACION DE ENERGIA (fd)

METODO BERTUZZI TEK Y POETTIAN.

a.- Cuando  $0 \leq Km \leq 0.2$ 

$$0 \leq (V_{Reo})^\alpha (V_{Reo})^\beta \leq 500$$

$$\log fd = - 0.61135 \log ((V_{Reo})^\alpha (V_{Reo})^\beta) - 0.3563.$$

$$20.000 \leq (V_{Reo})^\alpha (V_{Reo})^\beta \leq 10^6$$

$$\log fd = - 0.12237 \log ((V_{Reo})^\alpha (V_{Reo})^\beta) - 1.6699$$

b.- Para  $0.2 \leq Km \leq 0.4$ 

$$\text{Si } 0 \leq (V_{Reo})^\alpha (V_{Reo})^\beta \leq 900$$

$$\log fd = - 0.6123 \log ((V_{Reo})^\alpha (V_{Reo})^\beta) - 0.004$$

$$\text{Si } 900 \leq (V_{Reo})^\alpha (V_{Reo})^\beta \leq 50.000$$

$$\log fd = - 0.7015 \log ((V_{Reo})^\alpha (V_{Reo})^\beta) + 9.5187.$$

$$\text{Si } 60.000 \leq (V_{Reo})^\alpha (V_{Reo})^\beta \leq 10^6$$

$$\log fd = - 0.1238 \log ((V_{Reo})^\alpha (V_{Reo})^\beta) - 1.5676.$$

Para  $0.4 \leq Km \leq 0.6$

$$\text{Si } 0 \leq ((N_{Reo})^\alpha (V_{Reo})^\beta) \leq 1750$$

$$\log fd = -0.6292 \log ((N_{Reo})^\alpha (V_{Reo})^\beta) + 0.1699.$$

$$\text{Si } 10^5 \leq (N_{Reo})^\alpha (V_{Reo})^\beta \leq 10^6$$

$$\log fd = -0.1234 \log ((N_{Reo})^\alpha (V_{Reo})^\beta) - 1.4751.$$

c.- Cuando  $0.5 \leq Km \leq 1.00$

$$\text{Si } 0 \leq (N_{Reo})^\alpha (V_{Reo})^\beta \leq 3250$$

$$\log fd = -0.6333 \log ((N_{Reo})^\alpha (V_{Reo})^\beta) + 0.4471.$$

$$\text{Si } 3 \times 10^5 \leq (N_{Reo})^\alpha (V_{Reo})^\beta \leq 10^6$$

$$\log fd = -0.1048 \log ((N_{Reo})^\alpha (V_{Reo})^\beta) - 1.4784$$

### APENDICE C

CORRELACIONES PARA HALLAR EL FACTOR DE PERDIDA DE ENERGIA (fd). METODO DE EATON

Despejando del valor de  $Y = fd \left( \frac{wq}{wt} \right)^{0.1}$

a.- Cuando  $d = 2''$  (diámetro nominal)

$$\text{Si } 4 \times 10^3 \leq x \leq 6.33 \times 10^4$$

$$X = \left( \frac{wq}{wt} \right)^{0.5} \left( \frac{db}{d} \right)^{1.25} \left( \frac{wt \cdot d}{a \cdot \mu g} \right)$$

$$Y = fd \left( \frac{wq}{wt} \right)^{0.1}$$

$$\log y = -1.618883 \log x + 6.676411$$

$$\text{Si } 6.33 \times 10^4 \leq x \leq 6.5 \times 10^5$$

$$\log y = 1.012419 \log^2 x - 11.23691 \log x + 29.5253.$$

$$\text{Si } 6.5 \times 10^5 \leq x \leq 10^7$$

$$\log y = -0.5521571 \log x + 1.64325.$$

b.- Cuando  $d = 4''$

$$4 \times 10^3 \leq x \leq 8 \times 10^4$$

$$\log y = -1.618883 \log x + 6.676411.$$

$$\text{Si } 8 \times 10^4 \leq x \leq 6.5 \times 10^5$$

$$\log y = 0.9552229 \log^2 x - 10.7090 \log x + 28.27034.$$

$$\text{Si } 6.5 \times 10^5 \leq x \leq 10^5$$

$$\log y = -0.4928255 \log x + 1.165781.$$

c.- Cuando  $d = 6''$

$$\text{Si } 4 \times 10^3 \leq x \leq 8 \times 10^4$$

$$\log y = -1.618883 \log x + 6.676411.$$

$$\text{Si } 8 \times 10^4 \leq x \leq 6.5 \times 10^5$$

$$\log y = 1.206822 \log^2 x - 13.46099 \log x + 35.71789.$$



Cuando  $d \approx 10^4$

$$\text{Si } 4 \times 10^3 \leq x \leq 8 \times 10^4$$

$$\log y = -1.618883 \log x + 6.676411$$

$$\text{Si } 6.5 \times 10^5 \leq x \leq 10^7$$

$$\log y = -0.4944969 \log x + 0.9992972.$$

#### 4.3 BIBLIOGRAFIA:

- 1.- Curso sobre Producción de Petróleo, San Tome Venezuela.
- 2.- Hidráulica General, B. Nekrasov y M. Fabricont.
- 3.- Gas Lif Teoría y Práctica, Brown K. E.
- 4.- Lockhart y Martinelli , Flujo de dos fases en Tuberías Horizontales.
- 5.- Flujos simultaneos en Tuberías, ( Petróleo y Gas ), Baker O.
- 6.- Predicción de Flujos durante Flujos continuos de dos Fases en Tuberías Horizontales, Eaton.
- 7.- Flujo Simultaneo de Petróleo y Gas a través de Tuberías Horizontales, Bertuzzi A. F. Tek y Poettman.
- 8.- Ingeniería de Producción de Petróleo, Lester Charles H.

## CONCLUSIONES:

La presente tesis "Análisis de flujo de dos fases en tuberías horizontales"; es un estudio de las ecuaciones de Lockhart y Martinelli, Bertuzzi y Eaton. Estas ecuaciones permiten calcular las caídas de presión en tuberías horizontales (perdidas de carga), para cuyo efecto usan correlaciones basadas en las propiedades PVT de los fluidos y ecuaciones de Balance de energía, estudio que permite llegar a la conclusión que las ecuaciones desarrolladas por Eaton empleando correlaciones basadas en su experiencia es la más funcional; debido a que permite calculos de presiones mínimas para transportar petróleo y gas a grandes distancias. El texto del Dr. K.E. Brown muestra curvas desarrolladas para calculos de gradiente de presión en flujo bifásico para diámetros de tuberías de 2" a 4" pero en la práctica se puede usar hasta de 17" con lo cual se dispone de un margen completo en tuberías horizontales.



.....

.....