

17  
2 ej.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA

DISEÑO DE LAS TUBERIAS DE PRODUCCION Y  
DE DESCARGA DE LOS POZOS DE UNA  
PLATAFORMA MARINA

T E S I S  
QUE PRESENTA:  
JOSE LUIS MARTINEZ GALVAN  
PARA OBTENER EL TITULO DE:  
INGENIERO PETROLERO



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 esta 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.

	Pag.
CONTENIDO	i
INTRODUCCION	1
I. DESCRIPCION GENERAL	3
a) Yacimiento	
b) Plataformas de perforación y deproducción	
c) Localización	
II. METODO DE CALCULO	8
a) Ecuación general de energía	
b) Correlaciones experimentales	
c) Estranguladores	
d) "Risers"	
e) Programa de cómputo	
III. DETERMINACION DE LOS DIAMETROS	42
a) Información general	
b) Ajuste de los modelos matemáticos	
c) Diámetros de las tuberías de producción y descarga	
d) Diámetros de los estranguladores	
e) Cálculo del "Riser"	
f) Analisis del sistema actual	
IV. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	57
V. NOMENCLATURA	59
VI. REFERENCIAS	62

## INTRODUCCION

El desarrollo petrolero del área marina de Campeche requiere un conocimiento preciso de la capacidad de producción de fluidos por el yacimiento, así como de las capacidades de transporte de las tuberías de producción y descarga de los pozos; ya que esto permite un manejo más adecuado de los fluidos y mejores condiciones de operación del sistema.

Anteriormente sólo se contaba con procedimientos que permitían analizar el comportamiento del flujo en las tuberías de producción y descarga de los pozos en forma integral, sin embargo su aplicación requería de la elaboración de un conjunto de gráficas para ambos tipos de tuberías, las cuales se obtenían ejecutando por separado los programas de cómputo respectivos, o se limitaban al uso de una correlación para el cálculo de la caída de presión en tuberías de producción y de descarga, lo cual impedía hacer la selección adecuada a las condiciones de flujo.

Lo anterior implicaba un considerable número de horas de trabajo y una limitación en cuanto a poder analizar una gran cantidad de alternativas de diseño y condiciones de operación, con las posibles consecuencias de no obtener los aspectos óptimos en ambos casos para un estudio dado.

Por tales motivos se desarrolló un procedimiento de cálculo para estudiar integralmente el flujo multifásico en las tuberías de los pozos y superficiales, considerando estranguladores y la capacidad de producción de dichos pozos con base en su índice de pro-

ductividad o, si se requiere, los diferentes tipos de tuberías por se-  
parado. Tal procedimiento fue programado en lenguaje FORTRAN para su  
utilización en computadoras electrónicas e incluye los modelos matemá-  
ticos más recientes publicados en la literatura para el estudio del  
flujo multifásico en tuberías; de tal manera que pueda seleccionarse  
el más adecuado a las condiciones de flujo existentes y requeridas.  
Además, el programa de cómputo elaborado considera el ángulo de in-  
clinación de los pozos y el perfil del terreno y de temperatura en tu-  
berías superficiales.

Con el propósito de establecer claramente los alcances  
del procedimiento, así como validarlo plenamente, se seleccionó la  
plataforma Akal I del área marina de Campeche para llevar a cabo la  
Ingeniería Básica del Diseño de diámetros de tubería de producción  
y de descarga en forma intergral, para ciertas condiciones de flujo  
requeridas.

## I.- DESCRIPCION GENERAL

### a) Yacimiento 1\*

El área conocida como "Plataforma Marina de Campeche", se localiza en la Plataforma continental del Golfo de México, frente a los estados de Tabasco, Campeche y Yucatán, Fig. I. 1. Estructuralmente se divide en cuatro provincias: La Plataforma de Yucatán, la Cuenca de Comalcalco, la Cuenca de Macuspana y la Provincia Akal, de las cuales la más importante - desde el punto de vista petrolero es la última. De la Provin--cia Akal, la estructura más notable hasta el momento es la Akal Hohoch (Complejo Cantarell) localizada a 80 km de Cd. del Carmen Camp., tiene una longitud aproximada de 40 km, su eje principal está orientado en dirección NW-SE y tiene un sistema de fallas normales e inversas en las que predomina el rumbo NW-SE.

El yacimiento productor del Complejo Cantarell está formado por dolomías del Kimmeridgiano y del Cretácico y - por brecha del Paleoceno basal. Sus características petrofísicas no están muy bien definidas, sin embargo, en un artículo pu**bl**icado en la División de Yacimientos de la Subdirección de Explotación del IMP<sup>2</sup>, se menciona que la formación puede ser de - tipo cavernoso de muy alta permeabilidad y transmisividad. Además, el hecho de mantener altos ritmos de producción con poca - declinación en la presión del yacimiento, nos indica que el yacimiento es muy grande por lo cual el volumen de masa extraída se compensa, ya sea únicamente por la expansión de la roca y - los fluidos del yacimiento, o por el mecanismo descrito anteriormente más la expansión de un acuífero asociado.

La profundidad aproximada de la cima de la es-

estructura es de 1,200 m.b.m.r., en donde el fluido se encuentra con 20 Kg/cm<sup>2</sup> de bajosaturación. La relación de solubilidad es menor de 100 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>, esto indica que el fluido es poco compresible. La presión de saturación en la cima de la estructura es aproximadamente de 160 Kg/cm<sup>2</sup> y la densidad relativa del aceite es del orden de 0.92 (agua =1.).

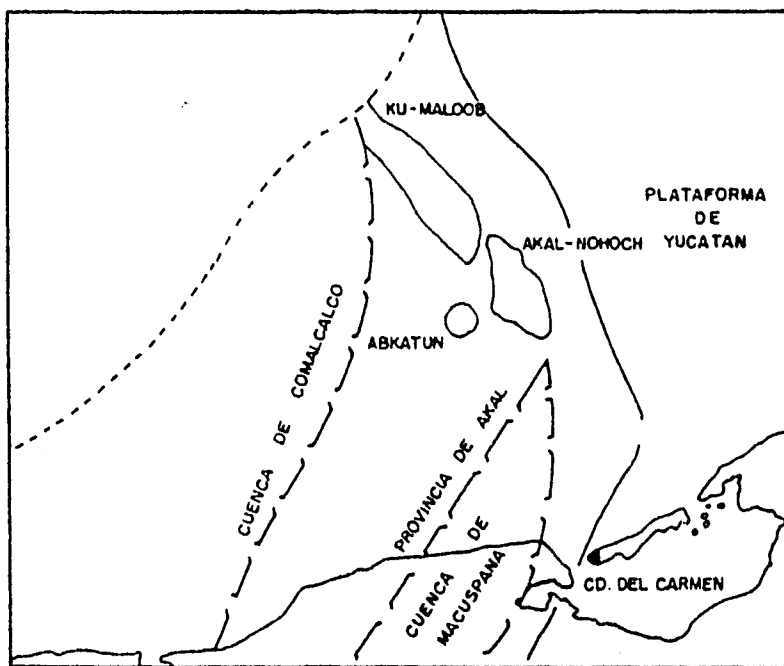


Fig. I.1 Localización de la Plataforma Marina de Campeche con sus Provincias estructurales.

## b) Plataformas de Perforación y Producción

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

## c) Localización

Estas plataformas pueden colocarse juntas o separadas una cierta distancia. Cuando se colocan juntas no se incluye la plataforma de enlace y cuando están separadas ésta se coloca junto a la de producción. En la Fig. 1.2 se muestran esquemas de los diferentes tipos de localización de las plataformas de perforación, producción y enlace.

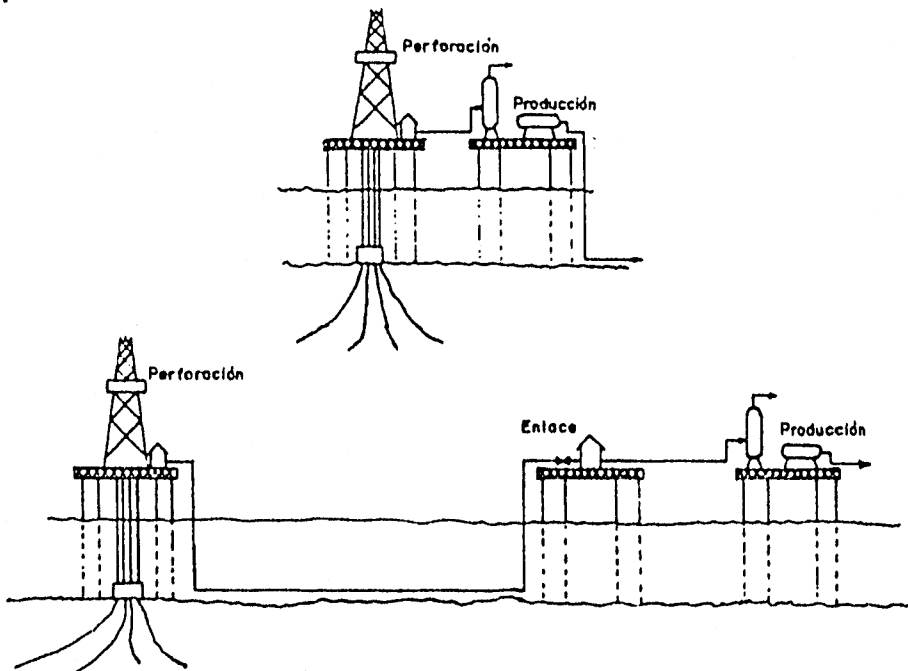


Fig. 1.2 Esquemas de colocación de las plataformas de perforación, producción y enlace.



El estudio que se presenta en este trabajo -- consistió en analizar el comportamiento del flujo en las tuberías, tanto de producción como de descarga de los pozos de una plataforma marina.

Para seleccionar la plataforma se tomó como base la información requerida para el análisis, ya que es muy importante contar con datos suficientes y confiables. Después de un breve estudio de este aspecto se encontró que la plataforma Akal I reunió tales condiciones, por lo cual se seleccionó esta plataforma y la de enlace situada en Akal C. A continuación se presenta un diagrama de su localización, (Fig. I.3).

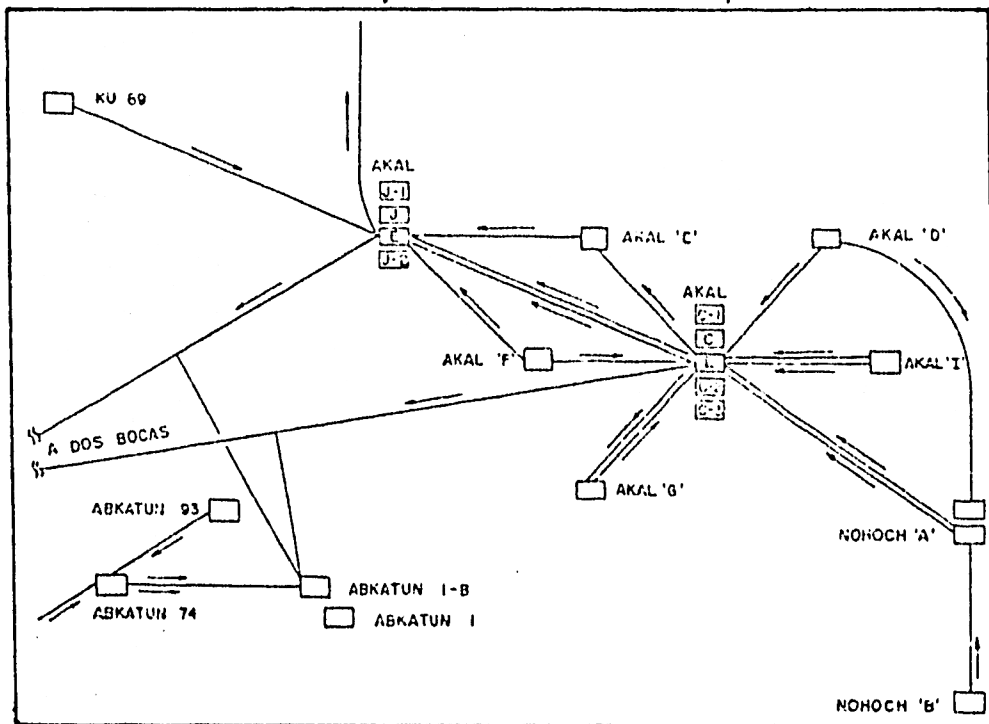


Fig. I.3 Localización de las Plataformas Akal "I" y Akal "C"

Como puede verse, la plataforma Akal "I" está relacionada con la plataforma de enlace colocada a un lado de la plataforma de producción Akal C. Este estudio comprendió únicamente hasta la plataforma de enlace.

## II.- METODO DE CALCULO

### a) Ecuación General de Energía.

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

El principio de la conservación de la energía establece que la energía de un fluido que entra al sistema, más el trabajo hecho sobre o por el fluido, más cualquier energía de calor adicionada o tomada del fluido debe ser igual a la energía que abandona el sistema.

En la fig. II.1 se ilustra este principio.

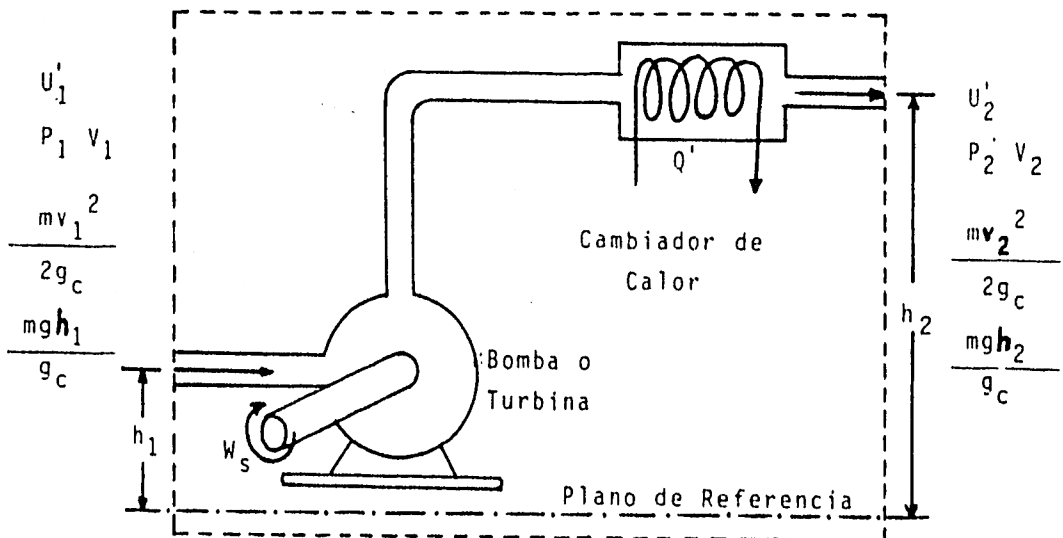


Fig. II.1 Sistema de flujo

Considerando un sistema estable, el balance de energía puede ser escrito como;

$$U_1' + P_1 V_1 + \frac{m v_1^2}{2 g_c} + \frac{m g h_1}{g_c} - Q' - W_S' = U_2' + P_2 V_2 + \frac{m v_2^2}{2 g_c} + \frac{m g h_2}{g_c} \text{---(II.a.1)}$$

en donde:  $U'$  = energía interna

$PV$  = energía de expansión o compresión

$\frac{m v^2}{2 g_c}$  = energía cinética

$\frac{m g h}{g_c}$  = energía potencial

$Q'$  = energía de calor adicionado al fluido

$W_S'$  = trabajo hecho sobre el fluido

$h$  = elevación sobre el plano de referencia

Dividiendo esta ecuación por  $m$  para obtener un balance de energía por unidad de masa, expresando el término de energía interna en función de relaciones termodinámicas conocidas para facilitar la aplicación de la ecuación y, además, tomando en cuenta que no se hace trabajo sobre el fluido y que no se adiciona calor al fluido, la ecuación puede escribirse en forma diferencial de la siguiente manera:

$$TdS + \frac{dP}{\rho} - d\left(\frac{P}{\rho}\right) + d\left(\frac{P}{\rho}\right) + \frac{v dv}{g_c} + \frac{g}{g_c} dh = 0 \text{--- (II.a.2)}$$

en donde  $dU = TdS + \frac{dP}{\rho} - d\left(\frac{P}{\rho}\right)$

Para un proceso irreversible, la desigualdad de Clausius expresa que

$$dS \geq \frac{dQ}{T} \quad \text{ó} \quad TdS = dQ + dLw$$

\*Nomenclatura al final

en donde  $dL_w$  son las pérdidas debidas a la irreversibilidad, como por ejemplo la fricción. Usando esta relación y considerando una tubería inclinada un ángulo constante  $\theta$  de la horizontal, entonces  $dh = dL \sin \theta$ .

También, multiplicando la ec. por  $\frac{\rho}{dL}$ , obtenemos:

$$\frac{dP}{dL} + \frac{\rho v dv}{g_c dL} + \frac{g}{g_c} \rho \sin \theta + \rho \frac{dL_w}{dL} = 0 \quad \text{---(II.a.3)}$$

donde  $dQ$  se desprecia, pues no se están considerando pérdidas de calor.

Esta ecuación puede ser resuelta para el gradiente de presión, y si consideramos una caída de presión positiva - en la dirección del flujo tenemos:

$$\frac{dP}{dL} = \frac{g}{g_c} \rho \sin \theta + \frac{\rho v dv}{dL g_c} + \left( \frac{dP}{dL} \right)_f \quad \text{--- (II.a.4)}$$

en donde:  $\left( \frac{dP}{dL} \right)_f \equiv \rho \frac{dL_w}{dL}$  es el gradiente de presión - debido a la viscosidad de - corte o a las pérdidas por - fricción.

Evaluación de las pérdidas por fricción.

La caída de presión o pérdidas de energía por fricción son causadas por cambios en la energía cinética y pérdidas por fricción únicamente.

Para determinar las pérdidas por fricción en conductos circulares de diámetro constante, Darcy-Weisbach y otros dedujeron experimentalmente la siguiente fórmula;

$$\left( \frac{dP}{dL} \right)_f = \frac{f \rho v^2}{2 g_c d} \quad \text{--- (II.a.5)}$$

En esta ecuación  $f$  es un factor que está en función de la rugosidad de la tubería ( $\epsilon$ ) y del número de Reynolds ( $N_{Re}$ ):

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

en donde: 
$$N_{Re} = \frac{\rho v d}{\mu} \quad \text{--- (II.a.6)}$$

Para calcular el valor del factor de fricción,  $f$ , es necesario determinar el régimen de flujo, el cual puede ser laminar o turbulento. El flujo laminar ocurre cuando las partículas del fluido se mueven en línea recta paralelas al eje del conducto, y se presenta flujo turbulento cuando las partículas del fluido se mueven en forma irregular formando remolinos. El régimen de flujo se determina con el número de Reynolds, considerando flujo laminar cuando  $N_{Re} < 2000$  y flujo turbulento cuando  $N_{Re} > 4000$ .

Para flujo laminar en una sola fase el factor de fricción depende sólo del número de Reynolds:

$$f = \frac{64}{N_{Re}} ; \quad N_{Re} < 2000 \quad \text{--- (II.a.7)}$$

Para flujo turbulento existen dos tipos de fricción. El primero asociado con tuberías lisas en donde predominan los efectos de viscosidad y el factor de fricción depende exclusivamente del número de Reynolds. El segundo se refiere a tuberías rugosas en donde además interviene la rugosidad de la tubería.

La ecuación presentada por Drew, Koo y McAdams<sup>3</sup> para tuberías lisas, cubre rangos de  $3000 < N_{Re} < 10^6$

$$f = 0.0056 + 0.5 \frac{1}{N_{Re}^{0.32}} \quad \text{--- (II.a.8)}$$

Para tuberías rugosas Nikusadse<sup>4</sup> presentó la siguiente expresión

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 2 \operatorname{Log} \left( \frac{d}{2\epsilon} \right) + 1.74 \quad \text{--- (II.a.9)}$$

Colebrook y White<sup>5</sup> comprobaron los mismos resultados que Nikuradse para los regímenes laminar y turbulento, sin embargo para la zona de transición no estuvieron de acuerdo y presentaron la siguiente fórmula:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \operatorname{Log} \left( \frac{\epsilon}{3.71 d} + \frac{2.51}{N_{Re} \sqrt{f}} \right) \quad \text{--- (II.a.10)}$$

en la cual para calcular el factor de fricción se requiere un proceso iterativo. Esta ecuación es la que se usa como base para las actuales cartas del factor de fricción.

Combinando las ecuaciones (II.a.4) y (II.a.5), la ecuación del gradiente de presión, que es aplicable a cualquier fluido y para cualquier inclinación de la tubería, se expresa en la siguiente forma:

$$\frac{dP}{dL} = \frac{\rho}{g_c} \rho \operatorname{sen} \theta + \frac{f \rho v^2}{2 g_c d} + \frac{\rho v dv}{g_c dL} \quad \text{--- (II.a.11)}$$

El gradiente total de presión puede ser considerado como la suma de tres términos distintos, o sea:

$$\frac{dP}{dL} = \left( \frac{dP}{dL} \right)_{el} + \left( \frac{dP}{dL} \right)_{f} + \left( \frac{dP}{dL} \right)_{acc} \quad \text{--- (II.a.12)}$$

en donde:  $\left(\frac{dP}{dL}\right)_{el} = \frac{\rho}{g_c} \rho \sin \theta$  gradiente de presión por elevación.

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_f = \frac{f \rho v^2}{2 g_c d} \quad \text{gradiente de presión por fricción.}$$

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{acc} = \frac{\rho v dv}{g_c dL} \quad \text{gradiente de presión por aceleración.}$$

La ec. (II.a.11) se puede aplicar para cualquier fluido en régimen permanente y flujo en una sola fase, para el cual  $f$ ,  $\rho$  y  $v$  no presentan gran dificultad en su evaluación, sin embargo no es igual para flujo de dos fases.



b) Correlaciones experimentales

La ecuación de gradiente de presión expresada anteriormente (II.a.12) es usualmente adaptada para flujo de dos fases, suponiendo que la mezcla gas-líquido puede ser considerada homogénea en un volumen muy pequeño de la tubería.

Para flujo de dos fases el gradiente de presión por elevación se expresa como:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{el} = \frac{\rho}{g_c} \rho_s \text{ sen } \theta \quad \text{--- (II.b.1)}$$

en donde:  $\rho_s$  es la densidad de la mezcla gas-líquido.

El gradiente de pérdidas por fricción se escribe como sigue:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_f = \frac{f_{tp} \rho_s v_m^2}{2 g_c d} \quad \text{--- (II.b.2)}$$

en donde:  $f_{tp}$  es el factor de fricción y  $v_m$  es la velocidad de la mezcla gas líquido.  $f_{tp}$  y  $\rho_s$  son evaluados en diferente forma según el método que se utilice.

El gradiente de pérdidas de presión por aceleración queda como sigue:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{acc} = \frac{\rho_s v dv}{g_c dL} \quad \text{--- (II.b.3)}$$

algunos métodos consideran despreciable este término y otros lo incluyen sólo para ciertas condiciones de flujo.

Para flujo vertical ( $\theta = 90^\circ$ ;  $\text{sen } \theta = 1$  y  $dZ=dL$ ) se han desarrollado muchas correlaciones para obtener los parámetros antes mencionados, las cuales se clasifican en tres categor

rías de acuerdo a su complejidad. A continuación se presentan tres métodos de cálculo, cada uno de los cuales representa una categoría.

#### Método de Poettmann y Carpenter<sup>6</sup>

En 1952 Poettmann y Carpenter publicaron un procedimiento analítico para determinar las caídas de presión en tuberías verticales con flujo multifásico. El método está basado en datos de campo de un gran número de pozos fluyentes y de bombeo neumático operando un amplio rango de condiciones. La correlación fue desarrollada dentro de los siguientes límites.

- 1) Diámetro nominal de la tubería de producción: 2, 2 1/2 y 3 Pg
- 2) Relación gas-líquido: hasta 5 000 pies<sup>3</sup>/Brl
- 3) Gasto de líquido: 60 a 1 500 Brl/día
- 4) Relación agua-aceite: hasta 56 Brl/Brl
- 5) Densidad: de 30 a 56 °API
- 6) Profundidad: hasta 11 000 pies

y solo para tuberías de producción (Tubing). No es recomendable usarla para tuberías de revestimiento ni para altas relaciones gas-aceite.

La ecuación presentada por Poettmann y Carpenter es:

$$\frac{\Delta P}{\Delta h} = \frac{1}{144} \left[ \rho_{ns} + \frac{f W^2}{7.413 \times 10^{10} \rho_{ns} d^5} \right] \quad \text{--- (11.b.4)}$$

en donde:  $f$  = factor de pérdidas de energía de Poettmann y Carpenter, y  
 $w = q_o M$

Cada uno de los términos de la ecuación anterior se obtienen de la siguiente manera:

1.- Densidad de la Mezcla:

$$\rho_{ns} = \lambda_L \rho_L + \lambda_g \rho_g$$

$$\lambda_L = \frac{v_{sL}}{v_{sg} + v_{sL}} = \left[ \frac{q_L}{q_g + q_L} \right] @ C.E.$$

$$\lambda_g = 1 - \lambda_L$$

$$v_{sL} = \frac{q_o B_o + q_w B_w}{12096 d^2}$$

$$v_{sg} = \frac{q_o (R - R_s) B_g}{67858.6 d^2}$$

$$B_g = \frac{P_{cs} z T}{T_{cs} P}$$

2.- Densidad total de la mezcla a condiciones estandar.

$$M = M_o + M_g + M_w$$

$$M = 350.3 (r_o + \delta_w WOR) + 0.0764 R r_g$$

3.- Factor de las pérdidas de energía:

El factor de fricción fue correlacionado empíricamente con el numerador del número de Reynolds, el cual expre-

sado en unidades prácticas queda como sigue:

$$\rho_{ns} V_m d = 1.4737 \times 10^{-5} \frac{M q_0}{d}$$

Para obtener esta correlación se usaron los datos de 49 pozos fluyentes y de bombeo neumático, obteniendo el valor de  $f$  para cada pozo con la ecuación II.b.4.

De la misma ec. II.b.4 se observa que para una tubería dada  $\Delta P/\Delta h$  es función de  $\rho_{ns}$ ,  $q_0$ ,  $M$  y  $f$ ; pero  $f$  es función de  $q_0$  y  $M$ . Con base en esto se desarrollaron gráficas para obtener el gradiente de presión en función de  $\rho_{ns}$  y el producto  $q_0 M$ .

Este método no considera resbalamiento entre fases ni regímenes de flujo, es decir, supone que el gas y el líquido viajan a la misma velocidad en la tubería y no hace distinción para los diferentes regímenes de flujo, además, desprecia el término de aceleración (Categoría 1). Cuando fluyen gas y líquido dentro de una tubería, lo hacen de diversas maneras dependiendo de la velocidad de cada fase. A estas diferentes formas de flujo se les conoce como regímenes o patrones de flujo. Los regímenes de flujo generalmente aceptados son: burbuja, bache, transición y anular-niebla.

## Método de Hagedorn y Brown<sup>7</sup>

Esta correlación fue desarrollada a partir de datos obtenidos de un pozo de 1500 pies de profundidad en tuberías de 1, 1 1/4 y 1 1/2 pg de diámetro. El colgamiento del líquido\* en esta correlación no fue medido ni tampoco representa la porción de la tubería ocupada por líquido, sólo se tomó como un factor de corrección para compensar el gradiente de -- pérdidas de presión por elevación, después de haber tomado en cuenta los gradientes de presión por fricción y aceleración.

Para desarrollar su correlación, Hagedorn y Brown además consideraron los siguientes rangos:

- 1) Viscosidades de 10 a 110 cp
- 2) Densidades relativas del aceite de 0.856 a 0.9
- 3) Tensión superficial de 33.5 a 36.2 Din/cm
- 4) Densidad relativa del agua de 1.

La correlación fue probada con los datos de Fancher-Brown, Baxendell-Thomas y Gaither, combinando todos los datos.

La ecuación usada por Hagedorn y Brown expresada en unidades prácticas y en función del gasto de masa es:

$$\frac{\Delta P}{\Delta h} = \frac{1}{144} \left[ \bar{\rho} + \frac{f w^2}{2.9652 \times 10^{11} d^5 \bar{\rho}} + \bar{\rho} \frac{\Delta(v_m^2)}{2 g_c \Delta h} \right] \quad \text{--- (11.b.5)}$$

Los términos de la ecuación se determinan de la siguiente manera:

Densidad media de la mezcla:

$$\bar{\rho} = \rho_L H_L + \rho_g (1 - H_L)$$

\* Colgamiento de líquido, HL: Fracción de líquido contenido en una unidad de volumen de la tubería en un punto dado.

Densidad del líquido.

$$\rho_L = \rho_o F_o + \rho_w F_w$$

Colgamiento del líquido:

El cálculo de éste término involucra tres correlaciones, dos de las cuales son factores de corrección para la viscosidad del líquido. Las tres correlaciones son función de los siguientes grupos adimensionales,  
Número de velocidad del líquido

$$N_{LV} = 1.938 v_{SL} \sqrt[4]{\rho_L / \sigma_L}$$

Número de velocidad del gas

$$N_{GV} = 1.938 v_{SG} \sqrt[4]{\rho_L / \sigma_L}$$

Número de diámetro de la tubería

$$N_d = 120.872 d \sqrt{\rho_L / \sigma_L}$$

Número de viscosidad del líquido

$$N_L = 0.15726 \mu_L \sqrt[4]{1 / (\rho_L \sigma_L^3)}$$

Tensión superficial del líquido:

$$\sigma_L = \sigma_o F_o + \sigma_w F_w$$

Viscosidad del líquido:

$$\mu_L = \mu_o F_o + \mu_w F_w$$

Factor de fricción, f;

Se obtiene con el diagrama de Moody en función del Número de Reynolds de dos fases

$$N_{Re} = \frac{\rho_{ns} V_m d}{\mu_s}$$

en donde:  $\mu_s = \mu_L^{H_L} \cdot \mu_g^{(1-H_L)}$

$$\rho_{ns} = \rho_L \lambda_L + \rho_g (1 - \lambda_L)$$

$$V_m = V_{sL} + V_{sg}$$

El método de Hagedorn y Brown no considera diferentes regímenes de flujo; toma en cuenta que el líquido y el gas viajan a diferentes velocidades por lo cual se determina un pseudo colgamiento del líquido para compensar los gradientes de presión. Este método cae dentro de la segunda categoría.

## Método de Orkiszewski<sup>8</sup>

Para el desarrollo de este método, Orkiszewski probó varias correlaciones con datos de campo y observó que ninguna era totalmente satisfactoria para todos los regímenes de flujo. El seleccionó para cada régimen de flujo la correlación que consideró más adecuada y modificó la de Griffith y Wallis<sup>9</sup> para flujo en bache. El autor probó su correlación con pozos de aceites pesados y con los datos presentados por Poettmann-Carpenter, Baxendell-Thomas<sup>10</sup>, Fancher-Brown<sup>11</sup> y Hagedorn-Brown. Aún así, recomienda usarla con precaución para pozos con flujo predominante en régimen de niebla y para pozos con producción por espacio anular.

En la modificación que realizó Orkiszewski para el régimen de flujo de bache, desarrolló un parámetro para tomar en cuenta: 1) la cantidad de líquido distribuido en las regiones de bache, la película alrededor de la burbuja de gas y las gotas atrapadas en ésta; y 2) el colgamiento de líquido para altas velocidades de flujo. El parámetro desarrollado sirvió para mejorar la aproximación en el cálculo de las pérdidas de fricción en las paredes de la tubería y la densidad del flujo.

La modificación propuesta por Orkiszewski fue:

$$\frac{\Delta P}{\Delta h} = \frac{f \rho_L v_m^2}{2 g_c d} \left[ \frac{v_{sL} + v_b}{v_m + v_b} + \delta \right] + \frac{\rho_L (v_{sL} + v_b) + \rho_g v_{sg}}{v_m + v_b} + \rho_L \delta \quad \text{--- (11.b.6)}$$

en donde:

$\delta$  : coeficiente de distribución del líquido, se calcula de diferente manera, dependiendo del fluido de la fase continua (agua o aceite).

$v_b$  : velocidad de la burbuja, pie/seg.



En esta correlación el término de densidad se calcula considerando el colgamiento del líquido, el cual se determina tomando en cuenta la diferencia entre las velocidades del gas y el líquido. Las pérdidas de presión por fricción se calculan con las propiedades del fluido de la fase continua, - además se consideran cuatro regímenes de flujo diferentes.

El colgamiento del líquido y el término de densidad se calculan de diferente manera para cada régimen de flujo. El método de Orkiszewski es representativo de la categoría 3.

Para flujo horizontal:  $\theta=0^\circ$ ,  $\text{sen}\theta=0$  y  $dz=0$ . A continuación se mencionan algunas de las correlaciones usadas para calcular las caídas de presión en tuberías horizontales.

1.- Método de Dukler<sup>12</sup>.

En el desarrollo de las correlaciones para calcular las caídas de presión por fricción y aceleración, Dukler se basó en la existencia de similitud cinemática y dinámica, para lo cual es requisito fundamental que exista similitud geométrica.

El gradiente de presión total se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{f v_m^2 \bar{\rho}_m}{72 g_c d} + \frac{1}{144 g_c A_p^2 \Delta L} \Delta \left[ \frac{w_g^2}{\rho_g (1-H_L)} - \frac{w_L^2}{\rho_L H_L} \right] \quad \text{--- (II.b.7)}$$

en la cual se han considerado los cambios de energía debidos a: expansión de los fluidos, energía cinética y efectos de fricción.

Para obtener el factor de fricción  $f$ , y el colgamiento del líquido  $H_L$ , Dukler desarrolló dos correlaciones experimentales con base en la información de un banco de datos. A continuación se presentan dichas correlaciones:

Factor de fricción:

$$\frac{f}{f_{ns}} = 1 + \frac{(-\ln \lambda_L)}{S}$$

$$S = 1.281 - 0.478(-\ln \lambda_L) + 0.44(-\ln \lambda_L)^2 - 0.094(-\ln \lambda_L)^3 + 0.00843(-\ln \lambda_L)^4$$

$$f_{ns} = 0.0014 + 0.125 (N_{ReLp})^{-0.32}$$

$$N_{Retp} = \frac{\bar{\rho}_m v_m d}{\mu_{ns}}$$

$$\bar{\rho}_m = \frac{\rho_L \lambda_L^2}{H_L} + \frac{\rho_g (1 - \lambda_L)^2}{(1 - H_L)}$$

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

Colgamiento del líquido.

El colgamiento del líquido se correlacionó con el número de Reynolds ( $N_{Retp}$ ) y con el colgamiento del líquido sin resbalamiento ( $\lambda_L$ ).

El cálculo del colgamiento del líquido requiere un procedimiento de ensaye y error el cual consiste en suponer un valor inicial para el colgamiento,  $H_{LS}$  (este valor puede ser  $\lambda_L$ ) y calcular  $H_L$ , se comparan los valores de  $H_{LS}$  y  $H_L$ . Si no son suficientemente cercanos, se toma el  $H_L$  calculado como valor supuesto y se repite el procedimiento. Una diferencia del 1% entre estos valores se considera aceptable.

### Método de Eaton<sup>13</sup>

Para el desarrollo de esta correlación, se tomaron datos experimentales de tres tuberías horizontales de diferente diámetro. Los datos fueron obtenidos utilizando agua, -- destilado y aceite crudo separadamente como fase líquida y gas natural como fase gaseosa.

El rango de las variables dentro del cual se realizaron las observaciones fué:

- Diámetros de tubería de 2 y 4 pg y una línea de 17 pg localizada costa afuera con una longitud aproximada de 10 millas.
- Gastos de líquido de 50 a 2500 Brl/día para la tubería de 2 - pg y de 50 a 5500 Brl/día para la tubería de 4 pg.
- Relaciones gas-líquido desde 0 hasta 132000 pie<sup>3</sup>/Brl para -- el gasto de 50 Brl/día y un rango más reducido para gastos - elevados.
- Se usaron tres líquidos diferentes con las siguientes propiedades físicas:

Fluido	Densidad relativa	Tensión superficial (dinas/cm)	Viscosidad (cp 80°F)
Gas	0.611 (aire)	—	0.012
Agua	1.01 (agua)	66.0	1.01
Crudo	0.865 (agua)	30.0	13.5
Destilado	0.77 (agua)	26.0	3.5

La ecuación desarrollada por Eaton fue:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{1}{2.77 g_c} \left[ \frac{f_{tp} w_m^2}{\rho_m A_p^2 d} + \frac{w_L \Delta v_L^2 + w_g \Delta v_g^2}{\rho_m \Delta L} \right] \quad \text{--- (11.b.8)}$$

en la cual sólo se consideran los cambios de energía debidos a:

expansión de los fluidos, energía cinética y efectos de fricción.

Eaton desarrolló además dos correlaciones experimentales, para el colgamiento del líquido y para pérdidas de energía, mediante las cuales intentó reproducir los datos medidos en las tuberías de 2, 4 y 17 pg.

Correlación del colgamiento del líquido:

$$H_L = \Psi \left[ \frac{N_{LV}^{0.575}}{N_{gV} N_d^{0.0277}} \left( \frac{P}{P_b} \right)^{0.05} \left( \frac{N_L}{N_{LB}} \right)^{0.1} \right]$$

las siguientes variables pueden verse en el método de Hagedorn y Brown  $N_{LV}$ ,  $N_{gV}$ ,  $N_d$  y  $N_L$ . El número adimensional  $N_{LB} = 0.00226$  es el número base de la viscosidad del agua.

Correlación de pérdidas de energía: El factor de fricción se correlacionó con los siguientes números adimensionales:

a) Relación de gasto de masa de líquido-gasto de masa total

$$LR = \frac{W_L}{W_m}$$

b) Relación de gasto de masa de gas-gasto de masa total

$$GR = \frac{W_g}{W_m}$$

c) Número de Reynolds

$$N_{Re} = \frac{W_m d}{A_p \mu_g}$$

d)  $\frac{DB}{d} = \frac{0.08333}{d}$  en donde DB es un diámetro base cuyo valor es 1 pg.

Los grupos adimensionales fueron relacionados de la siguiente manera:

$$\text{abscisas} = (GR)^{\beta} \left( \frac{D_B}{d} \right)^{1.25} N_{Re}$$

$$\text{Ordenadas} = f_{tp} (LR)^{\alpha}$$

en donde  $\alpha$  y  $\beta$  son constantes arbitrarias, encontrándose por ensayo y error los valores de  $\alpha=0.1$  y  $\beta=0.5$

### Método de Bertuzzi Tek y Poettmann<sup>14</sup>

En el desarrollo de este método se utilizaron 267 mediciones experimentales, obtenidas al azar de la literatura existente. El rango dentro del cual se desarrolló este método es:

- a) Diámetros de tubería de 1/2 a 2, pg
- b) Temperatura de 50 a 100, °F
- c) Presión de 15 a 55, psia
- d) gasto de masa de líquido por unidad de área de 2 a 1000, lbm/pie<sup>2</sup>·seg
- e) Gasto de masa de gas por unidad de área de 0.5 a 15, lbm/pie<sup>2</sup>·seg
- f) Relación de gas líquido 5000 a 50000 pie<sup>3</sup>/Br1
- g) Viscosidad de líquido de 0.00025 a 0.19, lbm/pie·seg
- h) Viscosidad del gas de 6.5X10<sup>-4</sup> a 13X10<sup>-4</sup>, lbm/pie·seg
- i) Número de Reynolds de 10 a 135000
- j) Número de Reynolds del gas de 1000 a 100000
- k) Densidad relativa del líquido de 0.813 a 1.0
- l) Densidad relativa del gas de 0.71 a 1.0

La ecuación básica del método es la siguiente:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{2 f w_T^2}{144 g_c d \rho_m A_p^3} \quad \text{--- (II.b.9)}$$

en la cual sólo se consideran los cambios de energía por: expansión de los fluidos y efectos de fricción.

Bertuzzi, Tek y Poettmann desarrollaron una correlación experimental para la obtención del factor de fricción, relacionándolo con los números de Reynolds de las fases líquida y gaseosa, suponiendo que cada fase fluye sola en la tubería; la expresión final obtenida es:

$$f = \psi \left[ \left( \frac{d w_L}{\mu_L A_p} \right)^\beta \left( \frac{d w_g}{\mu_g A_p} \right)^\alpha \right]$$

en donde:

$$\alpha = \frac{K}{K + 1}$$

$$\beta = \frac{1}{0.1 K}$$

$$K = \frac{\text{masa del gas}}{\text{masa del líquido}}$$

Este método no toma en cuenta las pérdidas de presión por aceleración ni considera patrones de flujo.



Hasta ahora se han visto métodos para cálculos de caída de presión en tuberías verticales y horizontales, sin embargo, para tuberías inclinadas no se ha mencionado ninguno.. Aquí mencionaremos sólo el método de Beggs-Brill<sup>15</sup> pues es el que tuvo un desarrollo más completo en lo referente a considerar el ángulo de inclinación.

A partir de pruebas de laboratorio, Beggs y Brill establecieron una correlación para calcular la distribución de presión en tuberías con flujo multifásico.

Los experimentos fueron realizados en tubos transparentes de acrílico de 90 pies de longitud, variando su posición desde la horizontal hasta la vertical, Los fluidos utilizados fueron agua y aire. Las pruebas consistieron en medir el colgamiento del líquido y la diferencial de presión en una sección de la tubería. Dichas pruebas se realizaron dentro de los siguientes rangos:

- a) Gasto de gas de 0 a 300 Msc f/día
- b) Gasto de líquido de 0 a 1030 Brl/día
- c) Presión del sistema de 35 a 95 psia
- d) Diámetros de 1 y 1.5 pulgadas
- e) Colgamiento de 0 a 0.87
- f) Angulos de inclinación de -90° a 90°

La ecuación desarrollada por Beggs-Brill es la siguiente:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{\frac{g}{g_c} \rho_s \text{ sen } \theta + \frac{f W_T v_m}{2 g_c d \Delta P}}{1 - \frac{\rho_s v_m v_{sg}}{g_c P}} \quad \text{--- (11.b.10)}$$

En esta ecuación se consideran los cambios de energía ocasionados por: expansión de los fluidos, energía cinética, energía potencial y efectos de fricción.

Para obtener  $H_L$ , a cualquier ángulo de flujo  $\theta$ , primero se determina como si fuese horizontal y luego se corrige por la inclinación con la siguiente correlación:

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

Mediante un análisis de regresión múltiple de los datos medidos, se encontró que el colgamiento del líquido - para flujo horizontal,  $H_L(0)$ , y el factor de corrección por inclinación  $\Psi$ , se podían correlacionar con el número de Froude --  $N_{Fr}$ , el número de la velocidad del líquido  $N_{LV}$ , el contenido de líquido a la entrada  $\lambda_L$  y la constante C, mediante:

$$H_L(0) = A \lambda_L^\alpha N_{Fr}^\beta$$

$$\Psi = 1 + C \left[ \text{sen}(1.8 \theta) - \frac{1}{3} \text{sen}^3(1.8 \theta) \right]$$

$$C = (1 - \lambda_L) \text{Ln} \left[ D' \lambda_L^\gamma N_{Fr}^\delta N_{LV}^\epsilon \right]$$

en donde: los valores de A,  $\alpha$  y  $\beta$  dependen del modelo de flujo, así como  $D'$ ,  $\gamma$ ,  $\delta$  y  $\epsilon$  dependen de la pendiente de la tubería, del sentido del flujo y del régimen de flujo.

Este método considera el resbalamiento entre fases y el término de aceleración. Se utiliza un patrón de flujo horizontal que considera los siguientes regímenes de flujo: segregado, transición, intermitente y distribuido. Debido a esto, para cualquier posición diferente a la horizontal, el régimen de flujo obtenido carece de significado y sólo sirve como parámetro de correlación.

El factor de fricción de dos fases se obtiene con la siguiente correlación:

$$f_s = f_{ns} \frac{f_s}{f_{ns}}$$

en la que:

$$f_{ns} = \frac{1}{\left[ 2 \operatorname{Log} \left( \frac{N_{Ren}}{4.5223 \operatorname{Log} N_{Ren} - 3.8215} \right) \right]^2}$$

$$N_{Ren} = 1488 \frac{\rho_{ns} v_m d}{\mu_{ns}}$$

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

$$\frac{f_s}{f_{ns}} = e^S$$

$$S = \frac{\operatorname{Ln} y}{\left[ -0.0523 + 3.182 \operatorname{Ln} y - 0.8725 (\operatorname{Ln} y)^2 + 0.01853 (\operatorname{Ln} y)^4 \right]}$$

$$y = \frac{\lambda_L}{[\operatorname{HL}(0)]^2}$$

Este método también puede ser utilizado para tuberías verticales y horizontales.

c) Estranguladores.

El flujo de fluidos a través de restricciones es muy común en la industria petrolera, ocurre cuando líquido y/o gas: 1) se miden con medidores de orificio; 2) pasan a través de estranguladores superficiales o de fondo; 3) fluyen a través de válvulas de seguridad superficiales o; 4) fluyen a través de cualquier tipo de válvula superficial.

En el estudio del flujo a través de restricciones, está involucrado el llamado flujo sónico o crítico, el cual se presenta cuando la velocidad del fluido es igual o mayor que la velocidad del sonido al pasar por la restricción. Se caracteriza porque el gasto del fluido es independiente de la presión corriente abajo de la restricción.

El tipo de restricción que tratamos en este estudio es el estrangulador superficial, el cual se coloca entre la tubería de producción del pozo y la línea de descarga, con el objeto de controlar la producción y evitar contrapresiones en el pozo, lo cual se logra si existe flujo sónico

En la literatura se mencionan varias correlaciones para calcular gastos o caídas de presión a través de estranguladores con flujo crítico. Aquí describiremos algunas de las más usadas

Correlación de Gilbert<sup>16</sup>.

A partir de datos de producción, Gilbert desarrolló la siguiente expresión:

$$P_1 = \frac{435 R^{0.846} \rho}{S^{1.89}}$$

aplicable al flujo simultáneo de gas y líquido a través de estranguladores, en donde:

R: relación gas-líquido, (M pie<sup>3</sup>/Br1)

S: diámetro del estrangulador, (1/64 pg)

P<sub>1</sub>: presión corriente arriba del estrangulador, (psig)

Esta expresión debe usarse sólo para condiciones de flujo sónico, en el cual la presión corriente abajo del estrangulador (P<sub>2</sub>) no afecta al pozo. Gilbert propuso que la presión corriente arriba del estrangulador debería ser por lo menos 70% mayor que la presión corriente abajo, esto es: P<sub>2</sub>/P<sub>1</sub> ≤ 0.588.

Correlación de Ashford<sup>17</sup> para flujo crítico.

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

$$q'_o = \frac{0.858 C \beta d_c^2}{\frac{A}{P_1} + 0.56} \sqrt{\frac{A + 0.76 P_1}{[B + 0.01353 \gamma_g P_p]^2 [B + 0.01353 \gamma_g R_s]^{-1}}}$$

en donde; A = 5.04 \* 10<sup>-3</sup> T<sub>1</sub> Z<sub>1</sub> (R<sub>D</sub> - R<sub>S</sub>)

B = 62.4 (γ<sub>O</sub> + γ<sub>W</sub> WOR)

$$\beta = \frac{1}{\sqrt{B_o + WOR}}$$

d<sub>c</sub>: diámetro del estrangulador, (1/64 pg)

P<sub>1</sub>: presión corriente arriba del estrangulador (psia)

T<sub>1</sub>: temperatura corriente arriba del estrang., (°R)

C: coeficiente de descarga.

Las propiedades PVT se definen a las condiciones P<sub>1</sub>

y T<sub>1</sub>

Ashford aplicó esta ecuación a los datos de 14 pozos con diferentes medidas de estrangulador. Los resultados presentaron una varia-

ción del coeficiente de descarga entre 0.642 y 1.218 para diámetros de estrangulador entre 16/64 y 40/64 pg. Aproximadamente una tercera parte de las pruebas tuvieron un error menor de 10% entre el gasto medido y el calculado, usando un coeficiente de descarga igual a uno. Basado en esto Ashford concluyó que utilizando  $C = 1$  en la ecuación, podría obtenerse una buena aproximación del gasto real.

En el desarrollo de su correlación Ashford supuso una relación de calores específicos ( $k$ ) de 1.04 y una relación de presiones para obtener flujo sónico en el orificio  $P_2/P_1 = 0.544$ .

Correlación de Omaña<sup>18</sup>

Omaña llevó a cabo un análisis dimensional detallado del problema relacionado con el flujo de dos fases a través de estranguladores y determinó 8 grupos adimensionales importantes. Estos son:

$$N_{gv} = 1.938 v_{sg} (P_L/\sigma_L)^{0.25}$$

$$N_{Lv} = 1.938 v_{sL} (P_L/\sigma_L)^{0.25}$$

$$Q_d = \frac{1}{1 + R}; \quad R = \frac{N_{gv}}{N_{Lv}}$$

$$N_p = \frac{P_g}{P_L}$$

$$N_d = 120.872 d_c (P_L/\sigma_L)^{0.5}$$

$$N_{P_1} = 1.74 \times 10^{-2} P_1 (P_L/\sigma_L)^{-0.5}$$

$$N_{q_L} = 1.84 q_L (P_L/\sigma_L)^{1.25}$$

en donde:  $P_1$ : presión corriente arriba del estrangulador, (psig)

$d_c$ : diámetro del estrangulador, (pies)

$P_o$  y  $P_g$  están medidos a  $P_1$  y  $T_1$ .

Omaña utilizó datos experimentales seleccionados cuidadosamente, los cuales cubren el siguiente rango de variables de flujo.

$P_1$ : 400 - 1,000 psig

$P_d$ : 300 - 900 psig (presión corriente abajo del estrangulador)

$d_c$ : 4, 6, 8, 10, 12 y 14, 1/64 pg

$q_{gcs}$ : 0 - 7 MM pie<sup>3</sup>/día ( $\gamma_g = 0.611$ )

$q_{ocs}$ : 0 - 800 Brl/día (agua)

Usando un análisis de regresión múltiple con los grupos adimensionales y los datos, el autor de la correlación determinó que  $N_{gv}$  y  $N_{Lv}$  podrían ser combinadas en un nuevo grupo adimensional,  $Q_d$ . Usando  $N_{qL}$  como variable independiente, la expresión que mejor correlacionó los datos fue:

$$N_{qL} = 0.263 N_p^{-3.49} N_{P_1}^{3.19} Q_d^{0.657} N_d^{1.80}$$

Se han hecho varios comentarios acerca de esta correlación. Primero, la eliminación del número de la viscosidad del líquido,  $N_L$ , podría ser resultado de que los datos base incluían sólo agua como fase líquida por lo que la ecuación deberá ser usada con reserva para líquidos viscosos. Segundo, el autor seleccionó cuidadosamente los datos basado en lo siguiente: Si  $R \leq 1$ , aunque  $P_2/P_1 < 0.546$  los datos se consideraron en flujo subcrítico ( $P_2/P_1 > 0.546$ ); los datos que no cumplieron con este criterio no se usaron en el desarrollo de la correlación.

Omaña estableció que su correlación es válida para su definición de flujo crítico y que la confiabilidad de los resultados es menor para gases mayores de 800 Brl/día y para estranguladores mayores que 14/64 pg.

d) Risers <sup>19</sup>

Al segmento final de la tubería que une un oleogasoducto marino con una plataforma marina de producción se le conoce como "RISER". En estas tuberías es muy común encontrar flujo en bache, el cual ocasiona que el equipo de bombeo y separación gas-aceite no trabajen a su capacidad de diseño debido a las fluctuaciones de presión que se presentan en la llegada de los fluidos a la batería de separación.

Se pueden obtener condiciones de flujo más estables incrementando la presión en la llegada de los fluidos, lo cual no siempre es conveniente, además de ser indeseable, puesto que en ocasiones se ha tenido que reducir el flujo hasta en un 70 % en plataformas marinas<sup>20</sup>; esto causa pérdidas considerables en la capacidad del sistema de producción.

Es necesario diseñar los oleogasoductos del tal manera, que sin reducir la capacidad del sistema de producción se evite o minimice la presencia de baches en dicha tubería, principalmente en la llegada de los fluidos a la batería de separación. Para eliminar el flujo en bache se tienen las siguientes alternativas.:

1) Reducción del diámetro de la tubería.

Reduciendo el diámetro del oleogasoducto a una cierta distancia antes de la batería de separación, se incrementa la velocidad de los fluidos y podría obtenerse un flujo más estable que el de bache.

Este procedimiento puede resultar contraproducente, ya que si el tipo de flujo es estratificado, la parte del líquido puede cubrir completamente la sección transversal de la tubería reducida y la suspensión del flujo de gas por un instante ocasionaría fluctuaciones de presión y la formación de flujo en bache.



Cuando se seleccione este procedimiento debe considerarse para el diseño: 1) pequeñas reducciones de diámetro; 2) que la parte superior de la tubería, en donde se reduce el diámetro, quede libre de líquido - cuando se presente flujo estratificado; y 3) que la longitud de la tubería con diámetro reducido debe determinarse de tal forma que alcance a estabilizarse el flujo.

## 2) Instalación de dos o más riser.

Se puede incrementar la velocidad de los fluidos transportados por el oleogasoducto instalando dos o más tuberías de diámetro menor antes de la batería de separación; en el caso de una plataforma marina se pueden instalar dos o más risers.

Este procedimiento permite efectuar mayores reducciones de diámetro, ya que pueden utilizarse varias tuberías de diámetro suficientemente pequeño para garantizar la eliminación del flujo en bache y mantener la capacidad deseada, además se tienen menos probabilidades de ocasionar flujo en bache en la reducción del diámetro cuando se presente flujo estratificado.

## 3) Inyección de gas en el fondo del riser.

Del gas separado del aceite en la batería de separación, se puede comprimir una cantidad e inyectarlo al oleogasoducto en el fondo del riser. Con esto se logra incrementar la velocidad de los fluidos y formar flujo en espuma. Este procedimiento puede ser de gran utilidad en tuberías con diámetros grandes y severa presencia de flujo en bache, principalmente en los sistemas que ya están en operación, pues el incremento en la caída de presión es pequeño comparado con la ganancia en la capacidad de la tubería al eliminar el flujo en bache.

4) Instalación de instrumentos de mezclado.

Cuando el flujo en bache en el riser es ocasionado por un flujo estratificado en la tubería horizontal, pueden usarse instrumentos que permiten agitar los fluidos de tal manera que se mezclen momentáneamente el aceite y el gas formándose un flujo homogéneo antes de la batería de separación; la caída de presión puede incrementarse considerablemente con dichos instrumentos.

5) Inyección de un espumante.

La inyección de un espumante en el fondo del riser, ayudaría a romper el bache al inducir la formación de flujo en espuma. Este procedimiento al igual que el de inyección de gas puede ser muy útil en tuberías de gran diámetro y bacheo severo para sistemas ya en operación.

La selección de algunos de los procedimientos dependerá de su adaptabilidad a las condiciones de flujo.

e) Programa de cómputo.

El diseño de las líneas de descarga es necesario hacerlo conjuntamente con el de las tuberías de producción de los pozos, ya que si ambas forman parte de un sistema de tuberías, debe diseñarse el sistema en forma integral y no efectuarlo como si se tratara de tuberías aisladas.

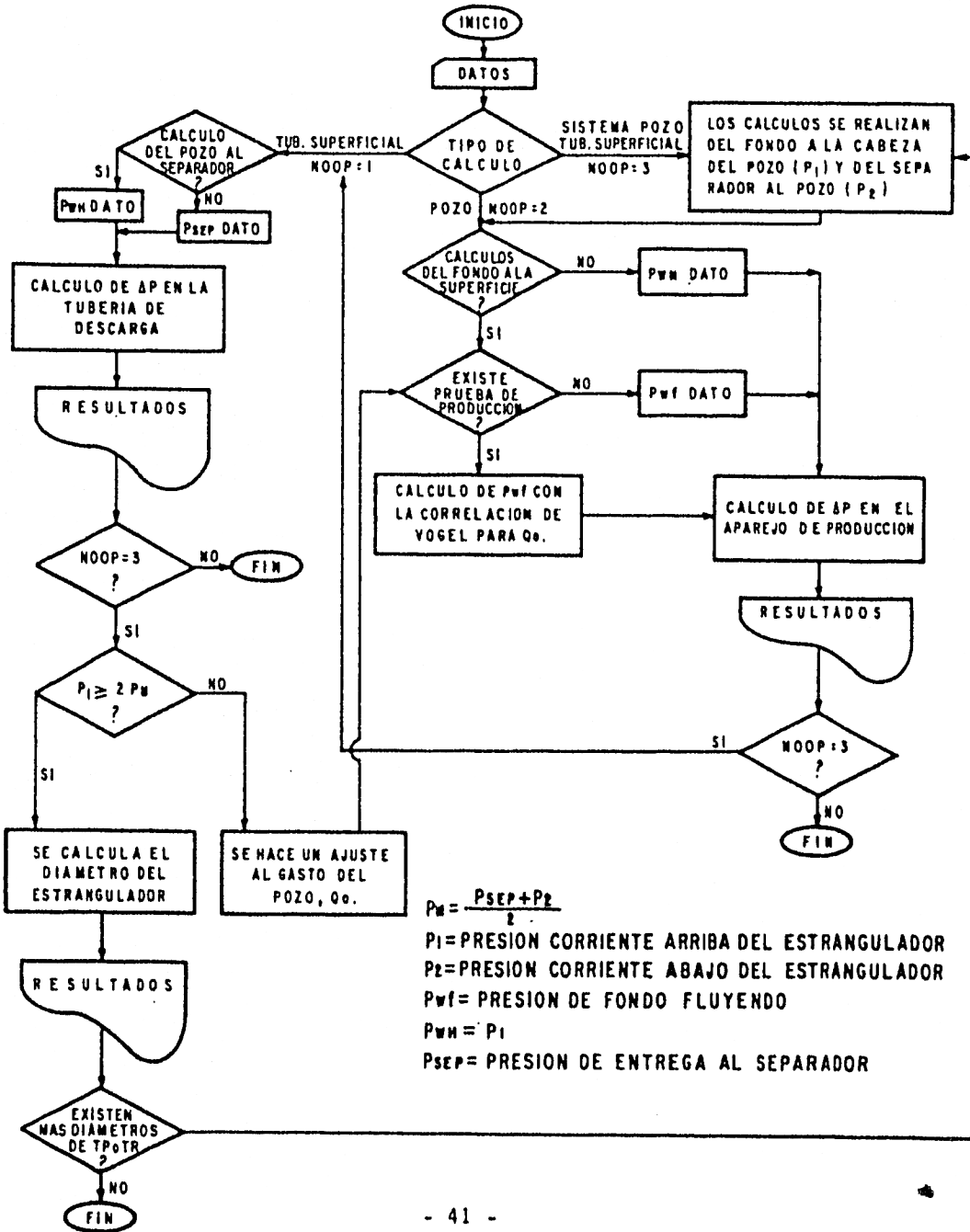
Para llevar a cabo lo anterior se integraron en un solo programa de cómputo<sup>21</sup> los métodos de Eaton, Dukler y Bertuzzi, complementados con el de Beggs-Brill para determinar la caída de presión en tuberías superficiales<sup>22</sup> y los métodos de Orkiszewski, Beggs-Brill, Hagedorn-Brown, Poettmann-Carpenter, Baxendell-Thomas y Fancher-Brown para calcular la caída de presión en aparejos de producción. Referente al cálculo de los estranguladores, se consideró el método de Ashford por ser el más recomendado en la literatura técnica.

De esta manera, se cuenta con un programa de cómputo mediante el cual se pueda realizar lo siguiente: 1) Determinar el perfil de presiones en el aparejo de producción, ya sea flujo por tubería de producción, tubería de revestimiento o por espacio anular; 2) Determinar perfiles de presión en tuberías superficiales; y 3) Simular el comportamiento del flujo en forma integral para el aparejo de producción y la tubería de descarga de uno o varios pozos, incluyendo el cálculo del diámetro del estrangulador correspondiente.

Mediante el uso del programa de cómputo mencionado se pueden optimizar los siguientes aspectos: máxima producción y mínima caída de presión para diámetros dados de tuberías y diámetros adecuados para condiciones de flujo estipuladas.

A continuación se presenta a grandes rasgos el procedimiento de cálculo en un diagrama de bloques.

# PROCEDIMIENTO DE CALCULO



### III.- DETERMINACION DE LOS DIAMETROS.

En este capítulo se presentan los resultados del diseño del sistema integral de tuberías para la plataforma Akal I y la plataforma de enlace en Akal C, así como los resultados del sistema actual, considerando en estos últimos que la única restricción entre el cabezal de recolección y el aparejo de producción son dos estranguladores de igual diámetro, con coeficiente de descarga igual a la unidad y que cada uno maneja la mitad del gasto. Además, se considera que cada línea paralela de descarga (2 de 14 pg) transporta el 50% del gasto total de los pozos.

#### a) Información general

En la tabla III.1 se presenta la información proporcionada para los cálculos, tanto general como por pozo y en las Figs. III.1-III.6 los estados mecánicos actuales de los pozos de la plataforma Akal I.

Tabla III.1 DATOS GENERALES Y POR POZO

#### GENERALES

Densidad relativa del aceite, (agua = 1 )	= 0.9294
Densidad relativa del gas, (aire = 1 )	= 0.89
Presión de saturación	= 150 Kg/cm <sup>2</sup>
Temperatura de separación	= 36° C
Temperatura en la boca del pozo	= 55° C
Longitud de los oleogasoductos	= 2 600 m
Presión en el cabezal de recolección	= 25 kg/cm <sup>2</sup> (aprox)
Presión en la plataforma de enlace	= 12.3 Kg/cm <sup>2</sup> (aprox)
Altura de las plataformas	= 60 m (promedio)

P O R P O Z O

Pozo	5	7-A	15	17	19	25
Temp. fondo °C	106	100	111	108	112	106
Presión estática Kg/cm <sup>2</sup>	171	155	183	162	190	172
Gasto de aceite m <sup>3</sup> /día	4 879	4 845	4 786	4 576	4 831	4 731
Presión en la cabeza Kg/cm <sup>2</sup>	29	33	28	30	31	27
Presión de fondo Kg/cm <sup>2</sup>	-	150	-	-	-	-
RGA m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>	76	80	75	77	80	76
Angulo de desv. promedio grados	33	0	41	33	23	14

Respecto a la información anterior se consideró lo siguiente:

- i) La presión estática de los pozos fue obtenida de los resultados proporcionados por un modelo matemático ajustado al comportamiento del yacimiento, - - excepto la del pozo Cantarell 15, que fue calculada en base al gradiente de presión del yacimiento (0.84 Kg/cm<sup>2</sup>/m).
  - ii) Las temperaturas del fondo de los pozos Cantarell 5, 15, 17, 19 y 25 se obtuvieron considerando el gradiente de temperatura del pozo Cantarrell 7A.
  - iii) Para fines de cálculo se supuso un ángulo de desviación promedio en los pozos.
- b) Ajuste de modelos matemáticos.

Con base en los datos de los oleogasoductos y del pozo Cantarell 7-A se procedió a efectuar el ajuste de los modelos para tuberías superficiales de producción de los pozos respectivamente,

- i) Tubería de producción.

Para ajustar el modelo matemático referente a las tuberías de producción, sólo se tenía información del pozo Cantarell 7-A (gasto, RGA y presiones en la boca y en el fondo); con la cual se procedió a determinar el método de cálculo que proporcionara resultados más parecidos a estos datos.

Se encontró que el método Orkiszewski, con las correlaciones;

de Standing<sup>23</sup> para cálculo del factor volumen (Bo) y la relación gas disuelto aceite (Rs), y Beggs-Robinson<sup>24</sup> para el cálculo de la viscosidad del aceite saturado, proporcionaron resultados más cercanos a los datos. Sin embargo, se consideró necesario realizar el ajuste, por lo cual se procedió a modificar la rugosidad absoluta de la tubería hasta alcanzar dichos datos. Esto último se hizo por considerar a la rugosidad un concepto que no se conoce en forma precisa, además, cambia de acuerdo al tipo de fluidos y al tiempo.

Posteriormente, utilizando el método mencionado, se determinaron los índices de productividad, las presiones de fondo fluyendo y las rugosidades para los otros pozos, considerando como datos medidos las presiones estáticas y en la boca del pozo, las relaciones gas-aceite y los gastos de aceite correspondientes. En la tabla III.2 se muestran los resultados obtenidos.

Tabla III.2 PARAMETROS AJUSTADOS.

Pozo	5	7-A	15	17	19	25
Rugosidad, pie	0.00015	0.000035	0.00026	0.00045	0.00037	0.00065
Índice de prod. m <sup>3</sup> /día/Kg/cm <sup>2</sup>	920	969	955	992	965	931
Presión de fondo Kg/cm <sup>2</sup>	165.5	150	178.4	157.5	185.4	166.5

ii) Oleogasoductos

De la misma forma que para tuberías de producción, se procedió a comparar los datos medidos con los valores calculados con distintos métodos. Seleccionándose el de Bertuzzi-Beggs por haber proporcionado los valores más cercanos. Finalmente se determinaron exactamente dichos datos considerando el diámetro interior de la tubería como parámetro de ajuste.

iii) Potencial del pozo.

La capacidad productiva del yacimiento en cada uno de los pozos se estimó mediante la correlación de Vogel<sup>25</sup>, considerando la presión de burbujeo indicada en los datos (Tabla III.1) y el índice de productividad de-

terminado (Tabla III.2).

c) Diámetros de las tuberías de producción y descarga.

Con el fin de ilustrar el funcionamiento del programa de - - cómputo mencionado anteriormente, se procedió a hacer un diseño de aparejos - de producción para los pozos de la plataforma Akal I y su línea superficial - que está conectada con la plataforma de enlace en Akal C. Para llevar a ca- bo ésto, se supuso que se deseaba una producción de aceite de  $5\ 000\ m^3/día$  - por pozo y sólo una línea de descarga. A continuación se presentan los diáme- tros interiores considerados:

Aparejo de producción; 4.560, 5.012, 6.049 y 6.456 pg.

Línea de descarga; 15.376, 19.376, 23.376, 27.376 y 31.376 pg.

En lo referente a la presión, se supuso como presión de llega- da a la plataforma de enlace  $15\ Kg/cm^2\ man.$  ( $16.033\ Kg/cm^2\ abs.$ )

Todas las tuberías de producción se consideraron con una rugo- sidad de 0.00015 pie.

Los demás datos se tomaron de las tablas III.1 y III.2.

En la Tabla III.3 se muestra la mejor combinación de aparejos de producción-Línea de descarga para el gasto deseado. En la Fig. III.7 se - presenta la variación de la caída de presión ( $\Delta P$ ), tanto en la línea superfi- cial como por pozo, con respecto al diámetro ( $d$ ), y en la Fig. III.8 se presenta la variación de la caída de presión ( $\Delta P$ ) con respecto al gasto de aceite ( $q_o$ ) para las diferentes líneas de descarga consideradas.

d) Diámetros de los estranguladores.

Los diámetros de los estranguladores se calcularon con la co- rrelación de Ashford, la cual considera comportamiento en flujo crítico a tra- vés del estrangulador, además se hizo la suposición de que no existía otra - restricción aparte del estrangulador. Los diámetros calculados se presentan



en la Tabla III. 3.

e) Cálculo del "riser".

Para las condiciones de flujo requeridas en el diseño, se observa que se tiene flujo en bache en el "riser". Para evitar este tipo de flujo se recomienda inyectar un espumante por ser el procedimiento que mejor se adapta a las condiciones de flujo para este caso en particular.

f) Análisis del sistema actual.

En la Tabla III.4 se muestran los resultados obtenidos para el sistema actual. Se observa que todos los pozos están operando en flujo subcrítico y que los diámetros de los estranguladores (2 por pozo con la mitad del gasto cada uno) calculados, son de diámetros mucho menores al que se tiene actualmente, esto se debe a que todas las pérdidas ocasionadas por componentes superficiales (tes, codos, etc.) se le asignaron a los estranguladores, además de considerar un coeficiente de descarga igual a uno.

FIG. III.1.- ESTADO MECANICO DEL POZO CANTARELL 5

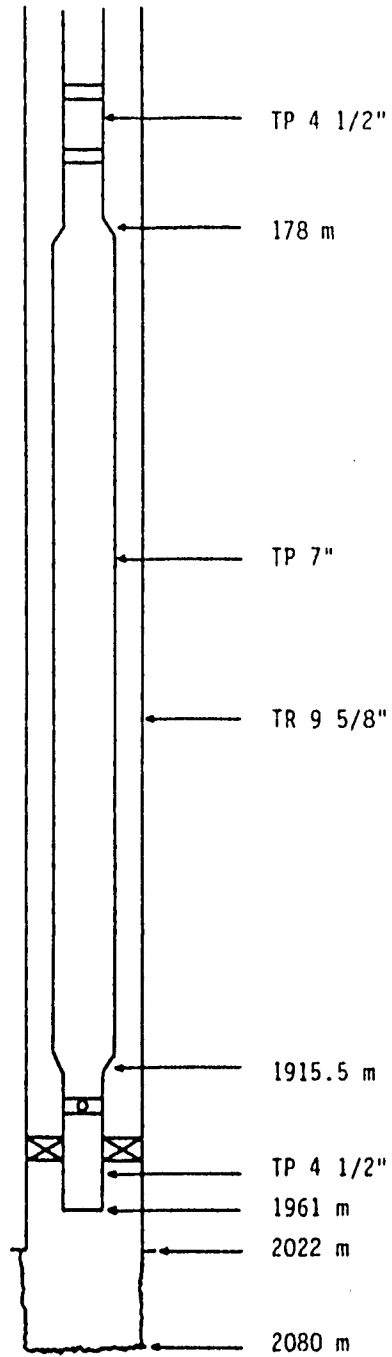


FIG. III.2 ESTADO MECANICO DEL POZO CANTARELL 7-A

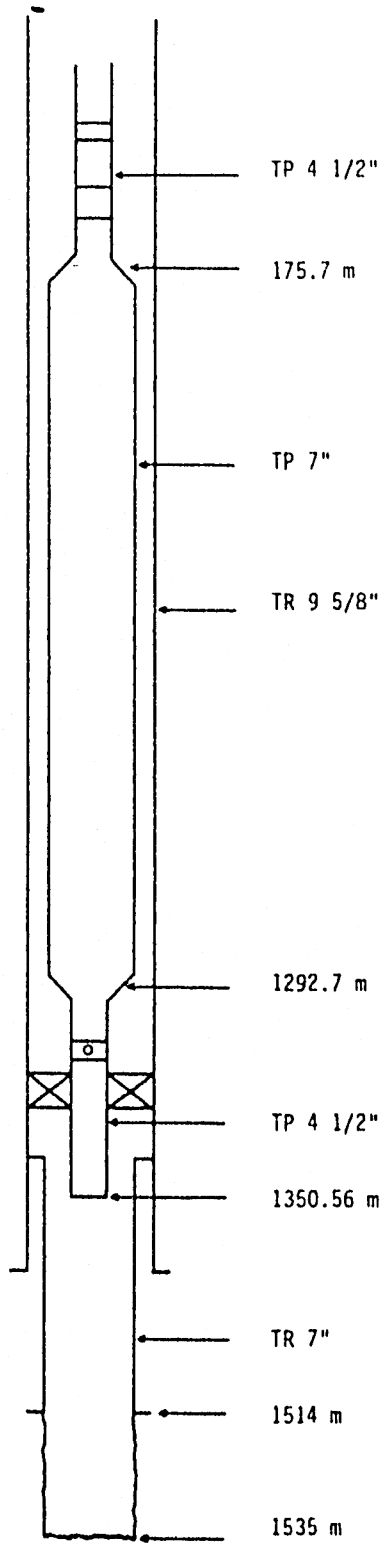


FIG. 111.3 ESTADO MECANICO DEL POZO CANTARELL 15

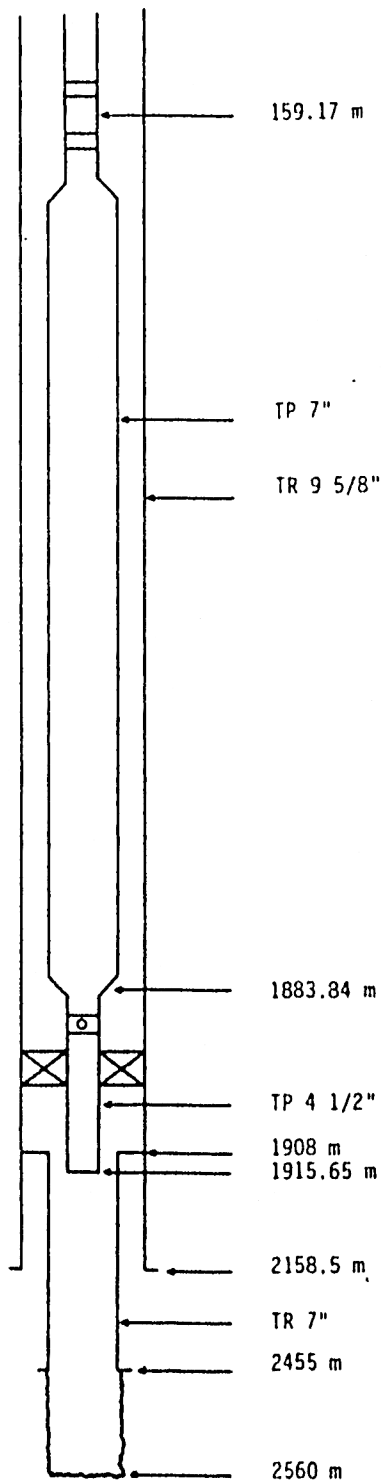


FIG. III.4 ESTADO MECANICO DEL POZO CANTARELL 17

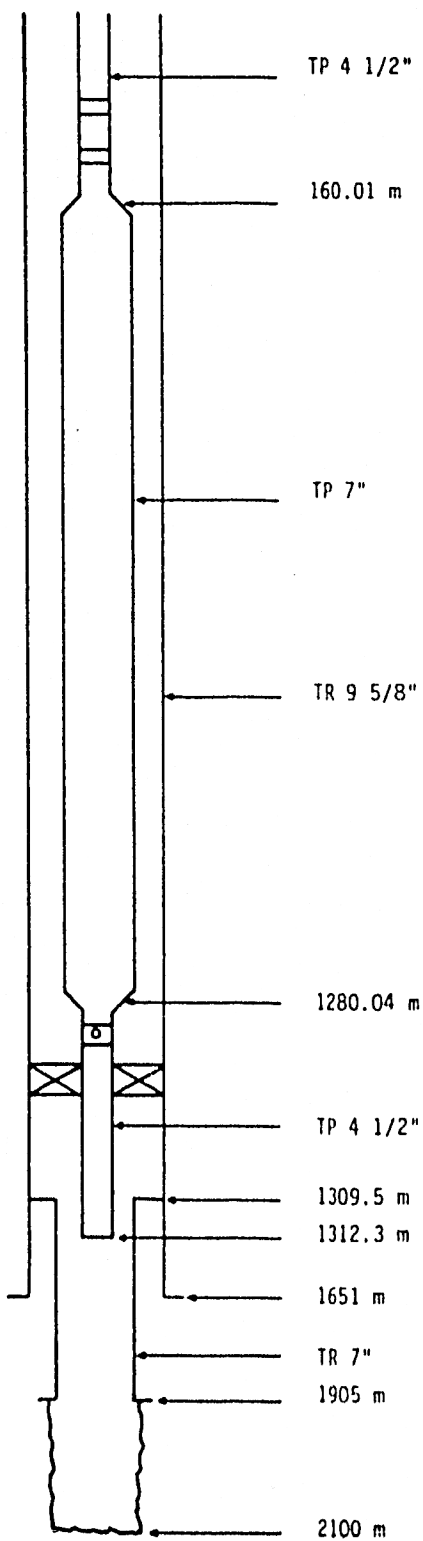


FIG. III.5 ESTADO MECÁNICO DEL POZO CANTARELL 19

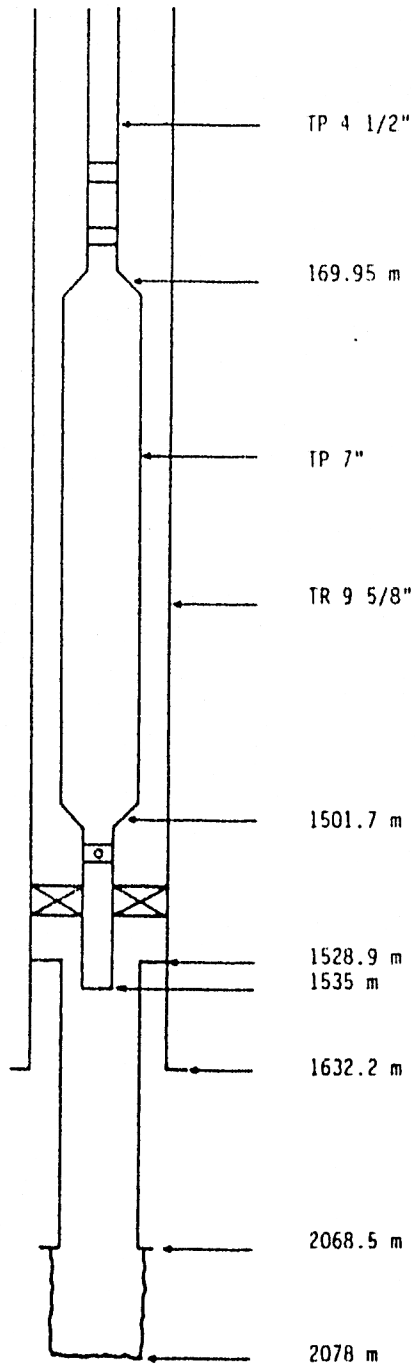
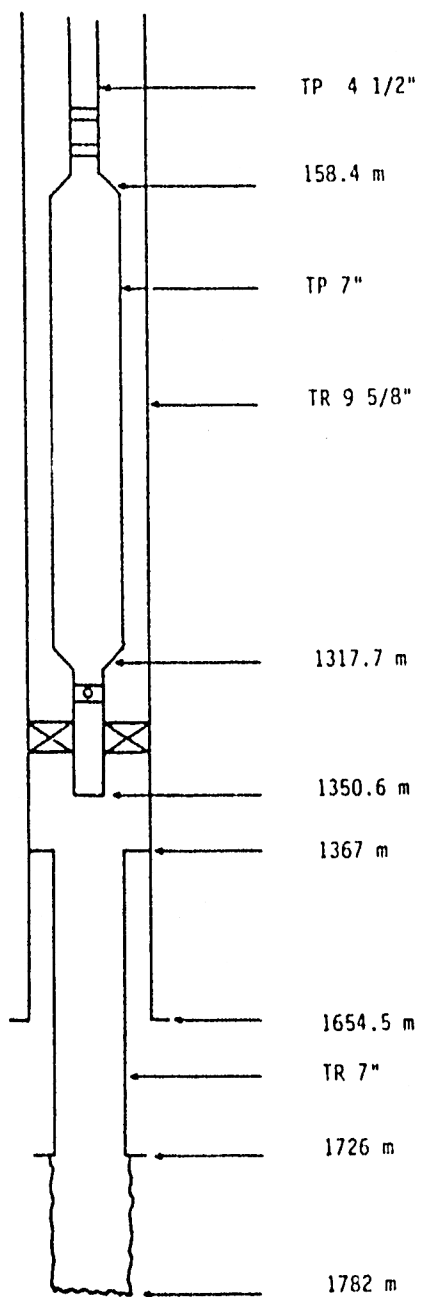


FIG. III.6 ESTADO MECANICO DEL POZO CANTARELL 25



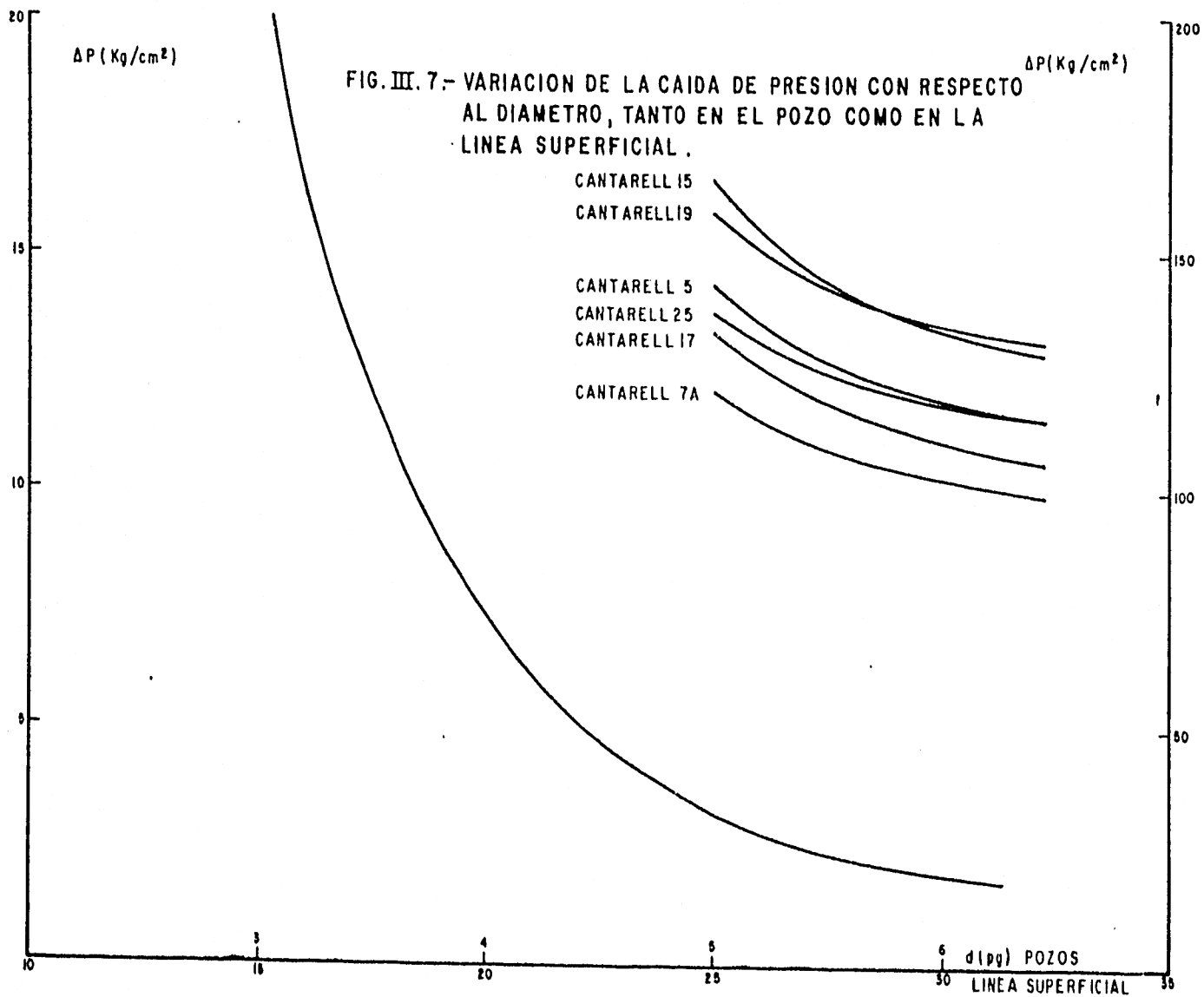




FIG. III. 8.- VARIACION DE LA CAIDA DE PRESION CON RESPECTO AL VOLUMEN DE ACEITE TRANSPORTADA EN TUBERIAS SUPERFICIALES DE DIFERENTES DIAMETROS.

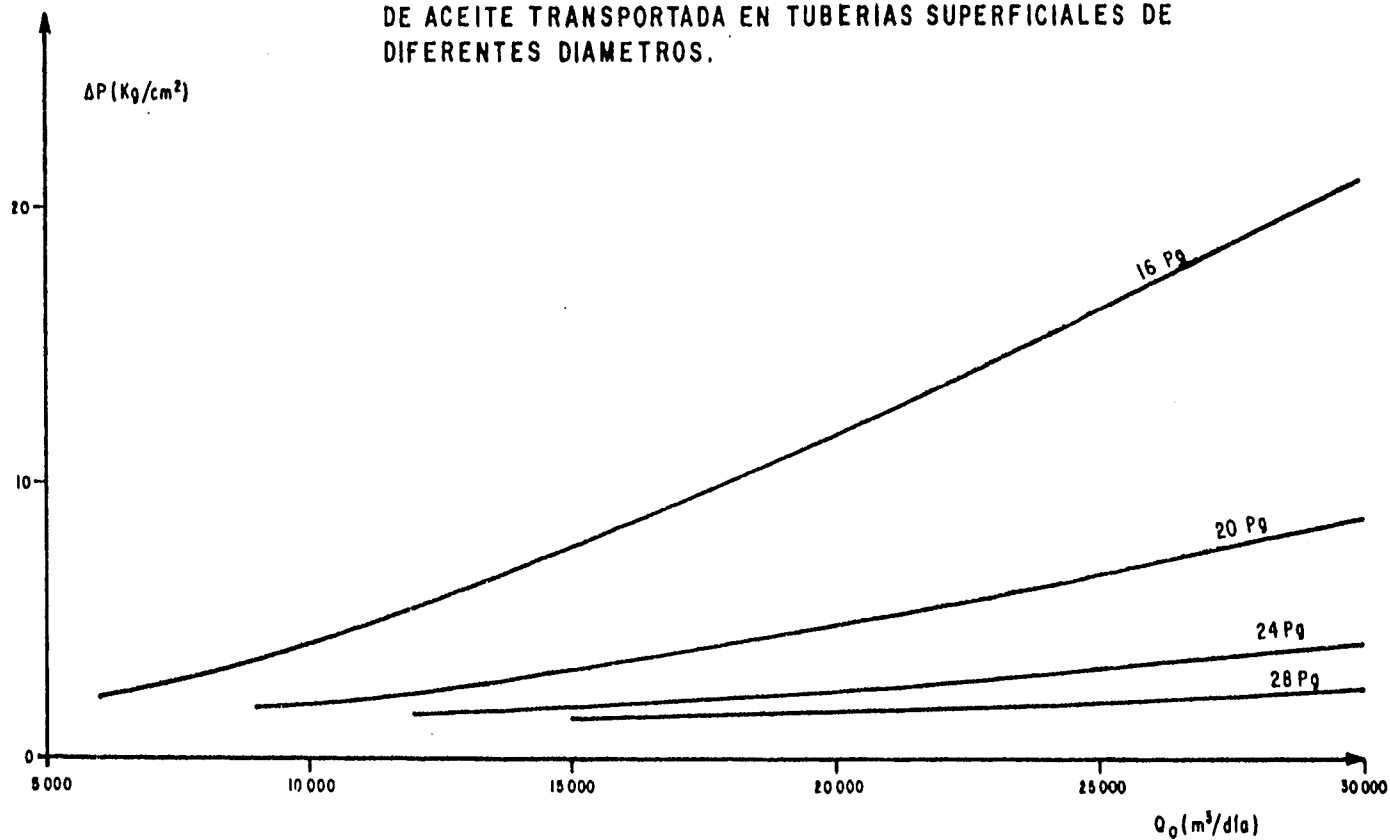


TABLA III.3.- COMBINACION DE DIAMETROS DE TUBERIAS DE PRODUCCION Y DE DESCARGA PROPUESTA PARA LAS CONDICIONES DE FLUJO REQUERIDAS.

CAPACIDAD PARA LOS SIGUIENTES DIAMETROS Y PRESIONES				
POZO	DIAMETRO TP (PG)	PRES. EN LA BOCA (KG/CM <sup>2</sup> )	DIAMETRO DEL ESTRANGULADOR (PG/64)	GASTO TOTAL (M <sup>3</sup> /D)
CAN 5	6.05	46.18	124.84791	5000.00
CAN 7A	6.05	47.39	124.78359	5000.00
CAN 15	6.05	44.51	126.98628	5000.00
CAN 17	6.05	47.76	124.14533	5000.00
CAN 19	6.05	49.96	121.44129	5000.00
CAN 25	6.05	48.76	122.18540	5000.00
<p>EN ESTOS POZOS EL ESTRANGULADOR NO EVITA CONTRAPRESIONES EN EL POZO POR CAMBIOS DE PRESION EN LA LINEA SUPERFICIAL.</p>				
DIAMETRO DE LA LINEA DE DESCARGA (PG) =				19.38
PRES. CALCULADA CORRIENTE ABAJO DEL ESTRANGULADOR (KG/CM <sup>2</sup> ) =				24.63
GASTO TOTAL EN LA LINEA (M <sup>3</sup> /D) =				30000.00
RELACION GAS ACEITE TOTAL (M <sup>3</sup> /M <sup>3</sup> ) =				77.33

TABLA III.4.- DIAMETROS DE ESTRANGULADORES PARA EL SISTEMA DE TUBERIAS DE LA PLATAFORMA AKAL I,  
OPERANDO A LAS CONDICIONES DE FLUJO REPORTADAS EN LA INFORMACION (VI/14/81).

CAPACIDAD PARA LOS SIGUIENTES DIAMETROS Y PRESIONES				
POZO	DIAMETRO TP (PG)	PRES. EN LA BOCA (KG/CM <sup>2</sup> )	# DIAMETRO DEL LS-TRANGULADOR (PG/64)	GASTO TOTAL (M <sup>3</sup> /D)
** CAN 5	8.53	29.71	131.12575	4879.00
** CAN 7A	6.18	33.77	110.70752	4845.00
** CAN 13	6.18	25.11	137.86171	4786.00
** CAN 17	6.18	31.53	120.28945	4576.00
** CAN 19	8.53	31.33	117.76239	4831.00
** CAN 23	6.18	27.07	152.44444	4731.00
** EN ESTOS POZOS EL ESTRANGULADOR NO EVITA CONTRAPRESIONES EN EL POZO POR CAMBIOS DE PRESION EN LA LINEA SUPERFICIAL.				
* DIAMETRO DE LA LINEA DE DESCARGA (PG)=				13.61
PRES. CALCULADA CORRIENTE ABAJO DEL ESTRANGULADOR (KG/CM <sup>2</sup> )=				25.00
+ GASTO TOTAL EN LA LINEA (M <sup>3</sup> /D)=				28648.00
RELACION GAS ACEITE TOTAL (M <sup>3</sup> /M <sup>3</sup> )=				77.34

\* Se consideraron dos líneas de descarga con diámetro igual.

+ El gasto que maneja cada línea es el 50% del reportado aquí.

# Se consideraron dos estranguladores por pozo con diámetro igual.

#### IV.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

1.- El programa de cómputo desarrollado para efectuar este trabajo, es de gran utilidad en el diseño de sistemas de producción desde el yacimiento hasta el separador de gas-a ceite así como para evaluar capacidades de transporte de las tuberías de producción y de descarga de los pozos incluyendo el cálculo del diámetro del estrangulador. La confiabilidad de los resultados que proporciona este programa depende de la cantidad y calidad de la información disponible.

2.- En la Tabla III.3 se presenta la mejor combinación de diámetros de aparejos de producción de los pozos y la línea de descarga para las condiciones de flujo requeridas. Esto es debido a que ya no se tienen ganancias substanciales en la presión al aumentar el diámetro (Fig. III.7) tanto en las tuberías de producción como en la línea de descarga. Además, en la Fig. III.8 se puede observar que la variación de la presión de la línea de 19.376 pg con respecto al gasto no es considerable y las ventajas que se obtendrían con una línea de diámetro mayor serían prácticamente insignificantes. Debido a esto se optó por usar estos diámetros.

3.- Se considera que para este caso la mejor alternativa para evitar el flujo en bache en el "riser" es inyectar espumante en el fondo de éste, ya que los otros procedimientos presentaron las siguientes características: la inyección de gas requiere un volumen aproximadamente 10 veces mayor al producido; y el de un diámetro mayor o varios diámetros menores, requiere como mínimo una presión de llegada a la plataforma de enlace aproximadamente  $35 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$ , lo cual no es recomendable porque se reduciría la producción.

4.- Las ventajas que se tienen en el sistema de tuberías propuesto en este trabajo comparándolo con el que actualmente está en operación se presentan a continuación: mayor presión de los fluidos en los pozos corriente arriba del estrangulador; mayor producción de fluidos por cada pozo (ver tablas III.3 y III.4); menor caída de presión con sólo una línea de descarga; mayor presión de llegada en la plataforma de enlace y; flujo crítico a través del estrangulador.

5.- La diferencia más notable entre los aparatos de producción propuestos en este trabajo (6 5/8") y los actuales se presenta en las reducciones de diámetro que se tienen en éstos (de 7" a 4 1/2"), las cuales provocan caídas de presión muy altas y reducen considerablemente la producción de fluidos de los pozos.

6.- Se recomienda continuar con el estudio del flujo multifásico en sistemas integrales de tuberías, para incluir al programa de cómputo correlaciones para calcular diámetros de estranguladores cuando el flujo sea subcrítico, así como un modelo matemático que permita evaluar las caídas de presión a través de accesorios superficiales como: codos, válvulas, tes, etc..

V.- NOMENCLATURA.

Símbolo	Significado	Unidades
$A_p$	Area de la tubería	pie <sup>2</sup>
B	Factor de volumen	-
d	Diámetro interior de la tubería	pies
f	Factor de fricción	-
g	Aceleración de la gravedad	lbm pie/seg <sup>2</sup>
$g_c$	Factor de conversión en la 2da. Ley de Newton	$\frac{\text{lbm-seg}^2}{\text{lbm-pie}}$
h	Elevación con respecto al plano de referencia	pie
$H_L$	Colgamiento del líquido	-
L	Longitud de la tubería	pie
M	Masa total de la mezcla C.S.	lbm/brl C.S.
$N_d$	Número de diámetro de la tubería	-
$N_{Fr}$	Número de Froude	-
$N_{gv}$	Número de la velocidad del gas	-
$N_L$	Número de la viscosidad del líquido	-
$N_{LV}$	Número de la velocidad del líquido	-
$N_{Re}$	Número de Reynolds	-
P	Presión	psia
$P_b$	Presión base	psia
$P_{cs}$	Presión a condiciones estándar	psia
$q_g$	Gasto de gas C.S.	pie <sup>3</sup> /día
$q_o$	Gasto de aceite C.S.	brl/día
$q'_o$	Gasto de aceite C.F.	brl/día
R y $R_p$	Relación gas-aceite producida C.S.	pies <sup>3</sup> /brl

$R_s$	Relación gas disuelto-aceite	pies <sup>3</sup> /brl
S	Entropía	-
T	Temperatura	°R
Tcs	Temperatura a condiciones estándar	°R
v	Velocidad	pie/seg
$v_s$	Velocidad superficial	pie/seg
V	Volumen	pie <sup>3</sup>
W	Gasto másico	lbm/día
WOR	Relación agua-aceite	-
Z	Factor de compresibilidad de los gases reales	-
$\Delta P / \Delta h$	Gradiente de presión	psi/pie

#### SUBINDICES

g	Gas
L	Líquido
m	Mezcla
ns	Sin resbalamiento
o	Aceite
s	Con resbalamiento

#### SIMBOLOS GRIEGOS

$\gamma$	Densidad relativa	
$\epsilon$	Rugosidad de la tubería	pies
$\theta$	Angulo de inclinación con la horizontal	grados
$\lambda_L$	Colgamiento del líquido sin resbalamiento	-
$\mu$	Viscosidad	cp
$\mu_s$	Viscosidad de la mezcla con resbalamiento	cp

$\rho$

Densidad

lbm/pie<sup>3</sup>

Tensión superficial

dinas/cm



## VI.

## R E F E R E N C I A S

- 1.- Sánchez Montes de Oca, R. : "Geología del Area Marina de Campeche" Trabajo presentado en el XVII Congreso de la AIPM, Cancún Q.R., Mayo 16, 1979.
- 2.- Méndez López, T. y León García, A. : "Variación de las Propiedades Físicas de los Fluidos con la Profundidad. Sonda de Campeche", División de Yacimientos. Subdirección de Tecnología de Explotación, IMP, Enero, 1980.
- 3.- Drew, T.B. , Koo, E.C. y McAdams, W.H. :Trans. Am. Inst. Chem. Engrs., 28,56 (1930).
- 4.- Nikuradse, J. : Forschungsheft, p. 301, 1933.
- 5.- Colebrook, C.F. : J. Inst. Civil Engrs. (London), 11:133 (1938).
- 6.- Poettmann, F.H. y Carpenter, P.G. : "The Multiphase Flow of Gas, Oil and Water Through Vertical Flow Strings with Application to the Design of Gas-Lift Installations", Drill. and Prod. Prac., API -- (1952).
- 7.- Hagedorn, A.R. y Brown, K.E. : "Experimental Study of Pressure Gradients Ocurring During Continuous Two-Phase Flow in Small-Diameter Vertical Conduits", J. Pet. Tech. (April, 1965) 475 - 484.
- 8.- Orkiszewski, J. : "Predicting Two-Phase Pressure Drops in Vertical Pipes", J. Pet. Tech. (June, 1967) 829 - 838.
- 9.- Griffith, P. y Wallis, G.B. : "Two-Phase Slug Flow", J. Heat - - Transfer: Trans. ASME (Aug. 1961) 307 - 320.

- 10.- Baxendell, P.B. y Thomas, R. : "The Calculation of Pressure - Gradients in High-Rate Flowing Wells", J. Pet. Tech. (Oct. 1961) 1023 - 1028.
- 11.- Fancher, G.H. y Brown, K.E. : "Prediction of Pressure Gradients for Multiphase Flow in Tubing", Soc. Pet. Eng. J. (March, 1963) - 59 - 69.
- 12.- Dukler, A.E., et al: "Gas-Liquid Flow in Pipelines, I Research Results", AGA-API Project NX-28 (May 1969).
- 13.- Eaton, B.A. : "The Prediction of Flow Patterns, Liquid Holdup and Pressure Losses Occurring During Continuous Two-Phase Flow in - - Horizontal Pipelines", Trans. AIME (1967), 815
- 14.- Bertuzzi, A.F., Tek, M.R., Poettmann, F.H. : "Simultaneous Flow of Liquid and Gas Through Horizontal Pipe", Trans. AIME (1956) - Vol. 207. p. 17.
- 15.- Beggs, H.D. y Brill, J.P. : "A Study of Two-Phase Flow in Inclined Pipes", Trans. AIME (1973), 607.
- 16.- Gilbert, W.E. : "Flowing and Gas-Lift Well Performance", API D. and P.P. (1954), 126.
- 17.- Ashford, F.E. : "An Evaluation of Critical Multiphase Flow - - Performance through Well head Chokes", J. Pet. Tech. (Aug. 1974), 843.
- 18.- Omaña, R., et al: "Multiphase Flow Through Chokes", SPE 2682, - presented at 44 th Annual Fall Meeting, Denver, Colo., Sept. 1969
- 19.- Sánchez Arredondo, F. : "Diseño de Oleogasoductos Marinos", Trabajo presentado en el XVI Congreso Anual de la AIPM. ( 1978 ).

- 20.- Yocum, B.T., "Offshore Riser Slug Flow Avoidance: Mathematical Models for Design and Optimization", SPE 4312 Presented at - - - SPE European Meeting, London, April 1973.
- 21.- Martínez Galván, J.L., Sánchez Arredondo, F. y Limón Hernández, T. : "Instructivo del programa de Cómputo para el Cálculo de Caídas de Presión en Tuberías con Flujo Multifásico", División de -- Producción, Subdirección de Tecnología de Explotación, IMP. Agosto, 1980.
- 22.- Sánchez Arredondo, F. : "Instructivo del Programa de Cómputo - para el Cálculo de Caídas de Presión en Tuberías Horizontales e Inclinadas". División de Producción. Subdirección de Tecnología de Explotación, IMP, Enero, 1975.
- 23.- Standing, M.B. : "A General Pressure-Volume-Temperature Correlation •for Mixtures of California Oils and Gases", Drill and Prod. Prac., API (1947), 275.
- 24.- Beggs, H.D. y Robinson, J.R. : "Estimating the viscosity of Crude Oil Systems", J. Pet. Tech. (Sept. 1975) 1140.
- 25.- Vogel, J.V. : "Inflow Performance Relationship for Solution Gas - Drive Wells", J. Pet. Tech., (Jan. 1968) 83-93.