

01174
1 tej.



Universidad Nacional Autónoma de México

División de Estudios de Posgrado de la
Facultad de Ingeniería

EVALUACION DE METODOS DE CALCULO
DE PERFILES DE PRESION EN TUBERIAS
VERTICALES CON FLUJO DE GAS
Y CONDENSADO

T E S I S

Que para obtener el Grado de:
MAESTRIA EN INGENIERIA PETROLERA

p r e s e n t a:

JOSE ANGEL GOMEZ CABRERA

01174
1983

MEXICO, D. F.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

1983



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E

	Página
INTRODUCCION	1
LISTA DE TABLAS	1
LISTA DE FIGURAS	2
I. CONCEPTOS FUNDAMENTALES	4
I.1 Flujo de gas y condensado	4
I.2 Definición de variables utilizadas en el flujo de dos fases.	14
I.3 Clasificación de los procedimientos de cálculo.	24
I.4 Patrones de flujo.	27
II. METODOS DE CALCULO	37
II.1 Antonio Acuña R.	37
II.2 Grecia Vázquez C. y Otros.	39
III. DISCUSION Y RESULTADOS	43
III.1 Discusión sobre ventajas y limitaciones	43
III.2 Información de campo	46
III.3 Ajuste de los métodos evaluados...	57
III.4 Análisis estadístico de los resultados	60
IV. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	79
IV.1 Conclusiones	79
IV.2 Recomendaciones	81
NOMENCLATURA	84
BIBLIOGRAFIA	87
APENDICE A	92
APENDICE B	103

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

La determinación de los perfiles de presión en los pozos petroleros es de vital importancia, tanto para optimizar el correcto funcionamiento de las instalaciones de producción y de esa forma incrementar la recuperación y manejo de los hidrocarburos, como para disminuir el número de intervenciones a los pozos.

Para los hidrocarburos llamados de "aceite negro" se han elaborado diversas correlaciones experimentales para predecir el comportamiento PVT de la mezcla, obteniéndose resultados bastante confiables al ser utilizadas por diferentes métodos de cálculo de flujo multifásico para determinar los perfiles de presión.

En el caso de los hidrocarburos conocidos como "aceite volátil" o "gas y condensado" el comportamiento de los fluidos escurriendo a través de la T.P. no ha podido estimarse con las correlaciones elaboradas para "aceite negro".

Dada la complejidad para poder representar verazmente el comportamiento de fase de la mezcla y por no contar con un modelo confiable, se elaboró este estudio con el fin -

de comparar dos modelos matemáticos desarrollados para determinar las caídas de presión en pozos que producen mezclas de gas y condensado.

Los modelos a comparar fueron propuestos uno por Grecia Vázquez y Asoc.^{1a}; el otro por Antonio Acuña R². Al primero se le considera multicomponente (composición constante) ya que utiliza la ecuación de estado de Peng-Robinson para efectuar cálculos flash, considerando la composición original de la mezcla, a las diferentes presiones y temperaturas que se presentan durante el flujo; el segundo emplea datos PVT para obtener la fracción líquida y gaseosa a condiciones de flujo en función de la relación gas-condensado.

Para evaluar los dos modelos propuestos fue necesario recopilar la información completa y confiable de varios pozos del campo Giralda, productores de gas y condensado.

Una manera más estricta de analizar los pozos de gas y condensado³, consistiría en utilizar un modelo composicional, ya que éste considera la composición variable desde el fondo del pozo hasta la superficie, punto a punto con respecto a la distancia en función de la presión, temperatura y colgamiento del líquido a condiciones de flujo, sin embargo hasta la fecha en el IMP y en PEMEX no se cuenta con dicho modelo.

* Referencias al final.

Se efectuó un análisis estadístico de los resultados para poder comparar las caídas de presión calculadas con las caídas de presión medidas, en las cuales se obtuvo el porcentaje de error, porcentaje de error promedio y la desviación estándar.

Se deducen conclusiones y recomendaciones que permiten definir la importancia y confiabilidad de cada modelo, para poder manejarlos de la mejor manera y como consecuencia obtener mejores resultados.

LISTA DE TABLAS

Tabla		Página
1	Clasificación de los hidrocarburos.	6
2	Datos medidos de los pozos del campo Giraldas.	48
3	Resultados del Método de Hagedorn y Brown.	63
4	Resultados del Método de Saxendell y Thomas.	64
5	Resultados del método de Fancher y Brown.	65
6	Resultados del Método de Postman y Carpenter.	66
7	Resultados del Método de Orkiszewski	67
8	Resultados del Método de Duns-Ros	68
9	Resultados del Método de Beggs y Brill.	69
10	Resultados del Método de Antonio - Acuña R.	70
11	Parámetros de Interacción utilizados para el ajuste de la ecuación de Peng-Robinson.	100
12	Determinación de la relación gas condensado, pozo Giraldas 32.	104
13	Relación gas condensado ajustada para los cálculos.	105

LISTA DE FIGURAS

Figura		Página
1	Diagrama de presión-temperatura para - diferentes tipos de hidrocarburos, propo- nuesto por Mac. Donald	7
2	Yacimientos de gas y condensado	9
3	Yacimientos de gas húmedo.	12
4	Yacimientos de aceite y gas disuelto - de alto encogimiento (Volátil).	13
5	Comparación de las ecuaciones (I.17) y (I.18) en la estimación de la viscosidad de la mezcla.	23
6	Patrones de flujo en tuberías vertica- les.	29
7	Mapa de patrones de flujo para tuberías verticales, propuesto por Dun Ros	33
8	Mapa de patrones de flujo para tuberías verticales, propuesto por Aziz	34
9	Mapa de patrones de flujo para tuberías verticales, propuesto por Chierici- y otros.	35
10	Mapa de patrones de flujo para tuberías verticales, propuesto por Gould-Tek- Katz.	36
11-18	Estados mecánicos de los pozos Giraldas	49-56

LISTA DE FIGURAS

Figura		Página.
19	Resultados obtenidos con los métodos evaluados, pozo Giraldas 4.	71
20	Resultados obtenidos con los métodos evaluados, pozo Giraldas 8.	72
21	Resultados obtenidos con los métodos evaluados, pozo Giraldas 32.	73
22	Resultados obtenidos con los métodos evaluados, pozo Giraldas 34	74
23	Resultados obtenidos con los métodos evaluados, pozo Giraldas 36	75
24	Resultados obtenidos con los métodos evaluados, pozo Giraldas 52	76
25	Resultados obtenidos con los métodos evaluados, pozo Giraldas 54	77
26	Resultados obtenidos con los métodos evaluados, pozo Giraldas 119.	78
27	Temperatura crítica vs Peso Molecular	96
28	Presión crítica vs Peso Molecular	97
29	Factor acéntrico vs Peso Molecular	98
30	Comparación de la relación gas condensado obtenida de los datos PVT y la usada en los cálculos.	106

CAPITULO I

CONCEPTOS FUNDAMENTALES

I.1 FLUJO DE GAS Y CONDENSADO

En los descubrimientos de yacimientos petrolíferos más recientes se ha notado que al aumentar la profundidad de las acumulaciones del petróleo, éste se encuentra a -- condiciones de presión y temperatura más elevadas.

Los fluidos provenientes de un yacimiento petrolífero en tales condiciones son el resultado de una serie de cambios termodinámicos que ha sufrido la mezcla original de hidrocarburos, debido a las variaciones en la presión y temperatura en su recorrido desde el yacimiento hasta-- la superficie.

Lo anterior da como resultado que las propiedades de los fluidos en la superficie pueden guardar poca o ninguna semejanza con las propiedades PVT existentes en el yacimiento del cual provienen.

Una gran cantidad de estos fluidos proceden de yacimientos de gas y condensado o de aceite volátil, los cuales son caracterizados por un alto contenido de hidrocarburos ligeros con algunas impurezas como el CO_2 , H_2S y N_2 .

La manera más común⁴ de clasificar los yacimientos es de acuerdo a las características de los fluidos producidos, es decir la relación gas-aceite, densidad relativa, color del líquido y composición de la mezcla.

Mc. Donald⁵ clasifica los diferentes tipos de hidrocarburos en función del porcentaje molar de sus componentes, mismos que se pueden apreciar en la Tabla 1. Además en la Figura 1, caracteriza a los yacimientos de acuerdo a la posición que ocupan en el diagrama de presión-temperatura, en la cual se puede observar que la temperatura del yacimiento juega un papel importante en la determinación del tipo de fluido.

Puede considerarse el punto de vista más técnico aquel en que los diferentes tipos de yacimientos deben clasificarse de acuerdo con la localización de la presión y temperatura iniciales del yacimiento con respecto a la región de -

	METANO % mol	INTERMEDIOS % mol	HEPTANO^o % mol
GAS SECO	90	9	1
GAS Y CONDENSADO	70	22	8
ACEITE VOLATIL	55	30	15
ACEITE NEGRO	30	38	32

Tabla 1.- Clasificación de los hidrocarburos.^o

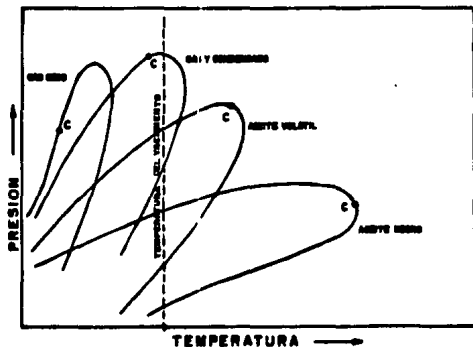


Fig. 1.- Diagrama de presión-temperatura para diferentes tipos de hidrocarburos, propuesto por McDonald.⁵

dos fases (gas-líquido) en los diagramas de fase que relacionan presión y temperatura.

Por lo anterior, para clasificar un líquido producido será necesario hacer las consideraciones pertinentes ya que este tipo de flujo puede provenir de los yacimientos de gas y condensado, gas húmedo y en algunos casos particulares -- en los de aceite volátil. A continuación se describen en forma detallada cada uno de los yacimientos antes mencionados.

1.1.1 YACIMIENTOS DE GAS Y CONDENSADO (PUNTO DE ROCIO)

La Figura 2, corresponde al diagrama de fase de los fluidos de un yacimiento de gas y condensado⁶; caso que se presenta cuando la temperatura y presión iniciales del yacimiento, punto A, cae entre la temperatura crítica (T_c) y la cricondenterma (máxima temperatura a la cual pueden coexistir en equilibrio un líquido y su vapor) de la mezcla de los hidrocarburos. El punto crítico (PC) generalmente se encuentra a la izquierda de la cricondenterma y las líneas de calidad tienden predominantemente hacia la línea del punto de burbuja. Si la presión del yacimiento (P_i) es superior a la presión de rocío (P_r) de la mezcla, los fluidos se encontrarán inicialmente en estado gaseoso. La composición permanecerá constante hasta que debido a la extracción, se alcan-

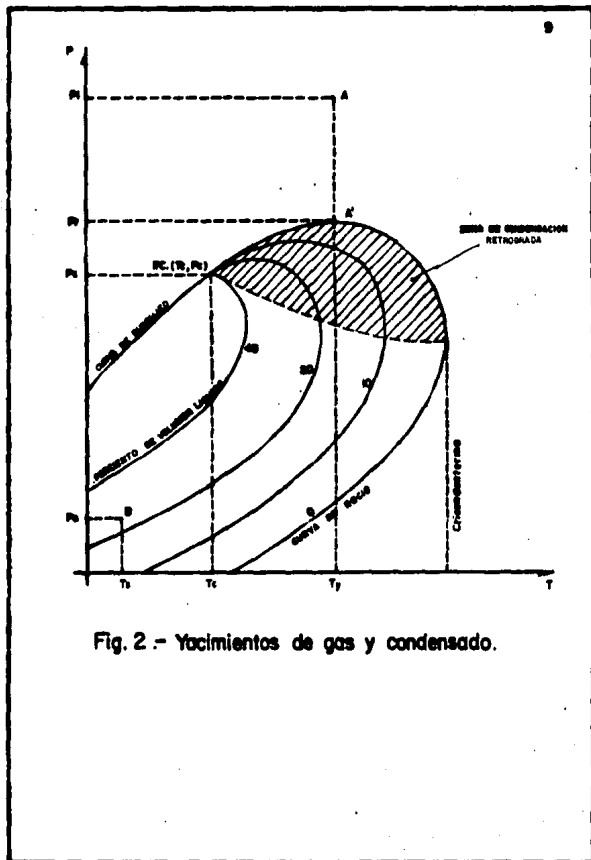


Fig. 2.- Yacimientos de gas y condensado.

ce la presión de rocío (presión a la cual se forma la primera gota de líquido, al pasar de la región de vapor a la región de las dos fases), punto A'. Como el líquido condensado se adhiere al material sólido o paredes de los poros de la roca, permanecerá inmóvil mientras que su saturación sea inferior a la crítica para el líquido; por lo que cambiará la composición del gas producido en la superficie, punto B, disminuyendo su contenido de líquido y aumentando consecuentemente , la relación gas líquido producida.

Cuando en el yacimiento se produce una reducción isotérmica de la presión⁴ y se cruza la curva de presión de rocío, se entra a la región de dos fases, ocurriendo el fenómeno de condensación retrograda de las fracciones pesadas e intermedias, que se depositan como líquido en los poros de la roca; los hidrocarburos así depositados no logran fluir hacia los pozos, ya que raramente se alcanza la saturación crítica de líquido. El efecto dañino⁶ de permitir la condensación retrograda tiene como consecuencia de que lo depositado son las fracciones más pesadas de la mezcla y, por lo consiguiente, no sólo se pierde la fracción líquida de mayor valor en el yacimiento, sino que el fluido que se continúa extrayendo se empobrece en cuanto a su contenido de tales fracciones. Generalmente el líquido recuperable⁴ de los yacimientos de gas y condensado es de coloración ligeramente café o pajizo, con una densidad relativa entre 0.740 y 0.780 y con relaciones gas-aceite que varían de 1500 a 12000 $\frac{\text{m}^3}{\text{m}^3}$.

I.1.2. YACIMIENTOS DE GAS HUMEDO

La Figura 3, presenta el diagrama de fase correspondiente a un yacimiento de gas húmedo; en ella puede observarse que la temperatura y presión iniciales del yacimiento, determinado por el punto A, es mayor que la cricondenterma de la mezcla, por tal razón nunca se tendrán dos fases en el yacimiento; sino únicamente fase gaseosa. La composición de los fluidos permanecerá constante. Aunque los fluidos remanentes en el yacimiento permanecen en fase gaseosa, los fluidos producidos a través de los pozos entrarán a la región de dos fases, debido a la declinación de la presión y temperatura en la tubería de producción, como lo presenta la trayectoria A-B. En la superficie, punto B, se tendrá, por lo tanto, producción de gas y líquido condensado⁴, generando relaciones gas-aceite que varían generalmente entre 10000 y 20000 $\frac{m^3}{m^3}$, el líquido recuperable tiende a ser transparente, con una densidad relativa menor de 0.740

I.1.3. YACIMIENTOS DE ACEITE VOLÁTIL

En la Figura 4, se muestra un diagrama de fase típico de los yacimientos de aceite y gas disuelto de alto encogimiento (volátil)⁶. Se puede observar que la temperatura y presión iniciales del yacimiento, punto A, es menor, pero muy cer

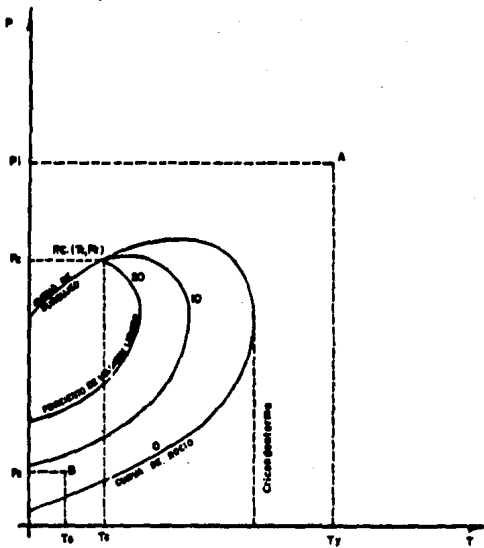


Fig. 3.- Yacimientos de gas húmedo.

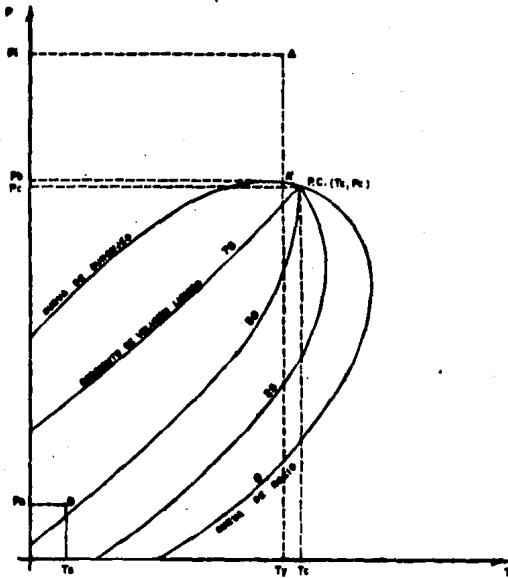


Fig. 4 - Yacimientos de aceite y gas disuelto de alto encogimiento. (volátil).

cana a la temperatura crítica (T_c), que su punto crítico (PC) está cerca de la cricondenbara (máxima presión a la cual pueden coexistir un líquido y su vapor) y que las líneas de calidad están relativamente separadas de la curva de rocío, lo que indica un alto contenido de componentes intermedios. Debido a la cercanía del punto de burbujeo (A') al punto crítico, donde las propiedades intensivas del líquido y el gas tienden a ser iguales, la fase gaseosa es muy rica en componentes intermedios, los que hacen que, ante cambios de pequeña magnitud presenten variaciones importantes en los volúmenes de líquido y gas coexistentes. Generalmente se produce, punto B, un líquido café oscuro, con una densidad relativa entre 0.740 y 0.800 y con una relación gas aceite entre 200 y 1500 m^3/m^3_0 .

1.2 DEFINICION DE VARIABLES UTILIZADAS EN EL FLUJO DE DOS FASES.

Los métodos de cálculo para perfil de presiones en tuberías verticales, se derivan de la ecuación de balance de energía, ya que ésta es la base para las ecuaciones de flujo de fluidos.

La ecuación general para flujo en una fase en régimen permanente, a través de tuberías, se puede expresar de la manera siguiente:

$$\frac{dp}{dL} = \frac{\rho}{g_0} \sin \theta + \frac{f \rho}{2 g_0 D} v^2 + \frac{\rho}{g_0} v \frac{dv}{dL} \dots \quad (I.1)$$

Esta ecuación se acostumbra escribir como:

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_T = \left(\frac{dp}{dL} \right)_{el} + \left(\frac{dp}{dL} \right)_f + \left(\frac{dp}{dL} \right)_{ac} \dots (I.2)$$

donde:

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_T = \text{gradiente de presión total}$$

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_{el} = \frac{\rho}{g_0} \sin \theta = \text{gradiente de presión debido a la energía potencial o elevación.}$$

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_f = \frac{f \rho}{2 g_0 D} v^2 = \text{gradiente de presión debido a fricción.}$$

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_{ac} = \frac{\rho}{g_0} v \frac{dv}{dL} = \text{gradiente de presión por aceleración.}$$

La mayoría de los investigadores de fenómenos de flujo en dos fases han partido de esta ecuación adaptándola para el caso de flujo en dos fases. Para ésto suponen que la mezcla gas-líquido se puede considerar homogénea sobre un intervalo pequeño de tubería. De tal manera la ecuación (I.2) se puede escribir como:

$$\frac{dp}{dL} = \frac{\rho}{\rho_c} f_m \text{ seno} + \frac{f_m \rho_m v_m^2}{2 \rho_c D} + \frac{\rho_m v_m}{\rho_c} \frac{dv_m}{dL} \dots (I-3)$$

La diferencia principal entre los métodos existentes, es la forma de calcular las densidades (ρ_m), velocidades (v_m) y el factor de fricción (f_m); ya que para esto los diferentes autores desarrollaron correlaciones experimentales. A continuación se discuten estos conceptos y otros relacionados al flujo en dos fases.

I.2.1 FACTOR DE FRICCIÓN⁴

Cuando se tiene flujo en una fase, el factor de fricción depende del número de Reynolds; esto es, de las fuerzas viscosas y de inercia. Para el flujo de fluidos en dos fases intervienen además las fuerzas de gravedad e interfaciales. Aunque se ha intentado correlacionar el factor de fricción con grupos adimensionales que comprenden estas fuerzas, no se ha tenido éxito.

El enfoque que más se ha seguido, es determinar el factor de fricción a partir de datos experimentales y tratar de correlacionarlo con alguna forma del número de Reynolds para dos fases. Otra manera muy usual, es definir $f_{tp} = R_n f_n$, en donde f_n es el factor de fricción que se obtendría, si el líquido y el gas fluyen a la misma velocidad como una mezcla homogénea; R_n es un factor de corrección para tomar en cuenta los efectos de fricción entre las fases y f_{tp} es el factor de fricción para el flujo de fluidos en dos fases.

I.2.1 COLGAMIENTO⁷

El colgamiento (H_L) está definido como la relación entre el volumen de líquido existente dentro de una sección de tubería a las condiciones de flujo, entre el volumen de la sección aludida.

$$H_L = \frac{\text{Volumen de líquido en una sección de tubería}}{\text{Volumen de una sección de tubería}} \dots (I.4)$$

Debido a la diferencia de densidades entre el líquido y el gas, cuando fluyen simultáneamente, existirá un resbalamiento entre ambas fases, por lo que el colgamiento variará continuamente a lo largo de una misma tubería.

El colgamiento de líquido es una fracción que varía - desde cero para flujo de gas hasta uno para flujo de líquido. El método más común para medir el colgamiento consiste en bloquear la corriente de flujo entre dos válvulas de cierre rápido y se mide físicamente el líquido atrapado. - Para su determinación, se han desarrollado varias correlaciones empíricas. El remanente del segmento de tubería desde luego ocupado por gas, el cual es referido como la - fracción de gas, es decir:

$$H_g = 1 - H_L \quad \dots \dots \dots (1.5)$$

1.2.3 COLGAMIENTO SIN RESBALAMIENTO⁷

Cuando el gasto de la mezcla es alto, de tal manera - que la velocidad del líquido y el gas son prácticamente iguales, no existe resbalamiento entre las fases y por consiguiente la relación de volumen del líquido a volumen total no - variará a lo largo de la tubería⁸, quedando la fracción líquida sin resbalamiento (λ_L) en función de los gastos del - líquido y gas a la entrada de la tubería.

$$\lambda_L = \frac{q_L}{q_L + q_g} \quad \dots \dots \dots (1.6)$$

donde q_L y q_g son los gastos de líquido y gas a condiciones de flujo.

La fracción de gas sin resbalamiento (λ_g) se define como :

$$\lambda_g = 1 - \lambda_L = \frac{q_g}{q_L + q_g} \dots\dots\dots (I.7)$$

I.3.4 DENSIDAD DE LA MEZCLA⁷

La densidad de la mezcla (ρ_m) que aparece en la ecuación de flujo bifásico se define en varias formas en la literatura técnica. Una de éstas es a partir del colgamiento (H_L) .

$$\rho_m = \rho_L H_L + \rho_G H_G \dots\dots\dots (I.8)$$

en donde ρ_L y ρ_G son las densidades de la fase líquida y gaseosa a condiciones de escurrimiento respectivamente.

Algunos autores calculan la densidad de la mezcla - utilizando el concepto de colgamiento sin resbalamiento (λ), es decir:

$$\rho_m = \rho_L \lambda_L + \rho_G \lambda_G \dots\dots\dots (I.9)$$

Otros investigadores definen la densidad de la mezcla, de la manera siguiente :

$$\rho_m = \frac{\rho_L \lambda_L^2}{H_L} + \frac{\rho_G \lambda_G^2}{H_G} \dots \dots \dots (I.10)$$

I.2.5 VELOCIDAD DE LA MEZCLA ⁷

El colgamiento con resbalamiento lo podemos relacionar con los conceptos de velocidades superficiales de gas y líquido. La velocidad real de cada fase a condiciones de -- escurrimiento están determinadas por :

$$V_L = \frac{q_L}{A_L} = \frac{q_L}{A H_L} \dots \dots \dots (I.11)$$

$$V_G = \frac{q_G}{A_G} = \frac{q_G}{A(1-H_L)} \dots \dots \dots (I.12)$$

A partir de las ecuaciones (I.11) y (I.12) podemos definir a las velocidades superficiales de líquido y gas -- respectivamente como :

$$V_{SL} = \frac{q_L}{A} = V_L H_L \dots \dots \dots (I.13)$$

$$V_{SG} = \frac{q_g}{A} = V_g (1 - H_L) \dots \dots \dots (I.14)$$

Finalmente, la velocidad superficial de la mezcla (V_m), se define como la suma de las ecuaciones (I.13) y (I.14), la cual tenemos como:

$$V_m = V_{SL} + V_{SG} \dots \dots \dots (I.15)$$

I.2.6 VELOCIDAD DE RESBALAMIENTO ⁷

Si consideramos que la velocidad de resbalamiento entre las fases en un intervalo de tubería en donde se realiza el flujo es :

Velocidad de resbalamiento entre las fases:	=	Velocidad del gas	-	Velocidad del líquido
		@ condiciones de escurrimiento	@	condiciones de escurrimiento

y de acuerdo a las ecuaciones (I.11 a I.14) la velocidad de resbalamiento (V_R) es :

$$V_s = V_g - V_L = \frac{V_{sg}}{(1-H_L)} - \frac{V_{sL}}{H_L} \dots \dots (I.16)$$

I.2.6 VISCOSIDAD DE LA MEZCLA

El concepto de viscosidad de una mezcla bifásica es — conveniente manejarlo de una manera tentativa, por la complejidad para su determinación. Para efectuar su estimación se han recurrido a diferentes correlaciones empíricas o analíticas que tienen un mayor grado de confiabilidad

Un método aproximado de viscosidad de la mezcla (μ_m) es tomando una interpolación lineal:⁷

$$\mu_m = \mu_L^{H_L} + \mu_G^{H_G} \dots \dots \dots (I.17)$$

Arrhenius⁸, propuso una ecuación basada en datos empíricos de la forma siguiente:

$$\mu_m = \mu_L^{H_L} \times \mu_G^{H_G} \dots \dots \dots (I.18)$$

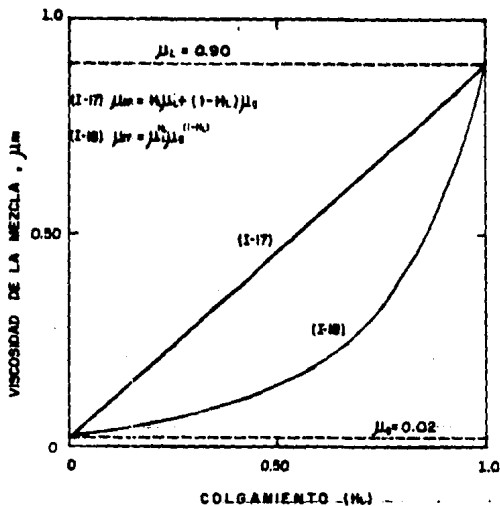


Fig. 5.- Comparación de las ecuaciones (I.17) y (I.18) en la estimación de la viscosidad de la mezcla. ⁸

una comparación⁸, de las ecuaciones (I.17) y (I.18), es mostrada en la Figura 5.

Otros autores al efectuar la estimación de la viscosidad en dos fases emplean la ecuación siguiente:

$$\mu_m = \mu_L \lambda_L + \mu_g \lambda_g \dots \dots (I.19)$$

I.3. CLASIFICACION DE LOS PROCEDIMIENTOS DE CALCULO

El cálculo de caídas de presión y capacidades de transporte de hidrocarburos en tuberías verticales es un problema que no ha podido resolverse completamente. Uno de los aspectos más importantes que intervienen en la posible solución, es el comportamiento de fases en la tubería. Relacionado con esto existen parámetros que son determinantes en los cálculos mencionados, tal es el caso de las fracciones líquidas y gaseosas, así como la relación gas aceite, el factor de volumen del aceite y del gas, la presión de burbujeo, etc.

Para predecir el comportamiento de fase de una mezcla de hidrocarburos en la tubería, existen correlaciones empíricas, datos PVT y ecuaciones de estado. El uso de un u otro

método para describir el comportamiento PVT de un fluido dependerá del grado de exactitud deseado en la predicción. En base a cada uno de estos aspectos, se han elaborado diferentes métodos de cálculo de perfiles de presión en las tuberías.

I.3.1 METODOS QUE UTILIZAN CORRELACIONES PARA EL CALCULO DEL COMPORTAMIENTO PVT.

Para el caso de los hidrocarburos llamados de "aceite negro" se han elaborado una gran cantidad de correlaciones para efectuar la estimación del comportamiento PVT (B_o , R_g , ρ_o , etc), las cuales pueden proporcionar resultados confiables, al ser utilizadas en los métodos de flujo multifásico para calcular los perfiles de presión en tuberías verticales. Las predicciones son más aproximadas a los datos medidos cuando se utilizan para condiciones de flujo similares a las que se usaron en cada correlación experimental desarrollada.

De los métodos de flujo multifásico existentes para el cálculo de la distribución de presiones que utilizan correlaciones experimentales para la estimación del comportamiento PVT, se pueden mencionar los siguientes: Poettmann y Carpenter¹⁹, Fancher y Brown⁷, Baxendell y Thomas¹⁰, Hagedorn y Brown⁸, Dun y Ros¹¹, Orkiszewski¹², Aziz¹³, Beggs y Brill¹⁴, Chierici¹⁵, Gould y Tek¹⁶, etc.

I.3.2 METODOS QUE UTILIZAN DATOS PVT.

Cuando el flujo es de los llamados de "aceite volátil" o "gas y condensado" Las correlaciones experimentales para el cálculo del comportamiento PVT, mencionadas en el inciso I.3.1, no pueden representar la variación del comportamiento de fase de la mezcla.

Por tal motivo, revisando la literatura técnica de que se dispone en el Instituto Mexicano del Petróleo, se encontró un modelo matemático que utiliza datos PVT de los fluidos, para predecir el comportamiento de fase, dicho modelo fue desarrollado por Antonio Acuña R.² para calcular las caídas de presión en pozos de gas y condensado a partir de la fracción líquida dentro de la tubería vertical, determinando la cantidad de condensado en función de la presión y temperatura.

I.3.3 METODOS QUE UTILIZAN ECUACIONES DE ESTADO

Con referencia al tipo de hidrocarburos mencionados en el inciso I.3.2., si la composición de la mezcla es conocida puede determinarse el comportamiento de fase y volumétrico mediante cálculos de equilibrio de fase utilizando una ecuación de estado. Grecia Vázquez y otros¹, usaron la

ecuación de estado de Peng-Robinson³⁰, para obtener las fracciones líquidas y gaseosas que se van formando al disminuir la presión en la tubería. El método aludido fue acoplado a las correlaciones experimentales más confiables presentadas en la literatura técnica^{8,9,10,11,12,14,19}, para la determinación del perfil de presiones en tuberías verticales con flujo multifásico.

Por el procedimiento de cálculo establecido en el modelo mencionado, éste puede clasificarse como multicomponente (composición constante) ya que utiliza la ecuación de estado de Peng-Robinson para efectuar cálculos flash, considerando la composición original de la mezcla, a las diferentes presiones y temperaturas que se presentan durante el flujo. Permitiendo con esto estudiar sistemas que transportan aceites volátiles o de gas y condensado, lo cual no puede llevarse a cabo con las correlaciones desarrolladas para el comportamiento de los hidrocarburos conocidos como "aceite negro".

Existen otros modelos que reciben el nombre de composicionales. En estos se considera que la composición total del fluido varía punto por punto con la distancia, es decir, la fracción mole de cada componente es una función de la presión, temperatura y resbalamiento entre las fases con respecto a la distancia. Dentro de este tipo se encuentra el modelo composicional propuesto por Thomas L. Gould³.

I.4 PATRONES DE FLUJO

Una de las principales razones que influyen en las --

desviaciones que sufren los cálculos de gradientes - de presión es la coexistencia de diferentes Patrones de Flujo a lo largo de una tubería. De manera general los Patrones de Flujo¹⁷ que adquiere una mezcla en dos fases - están mostrados en la Figura 6.

Estos Patrones de Flujo¹⁸, si partimos del fondo hacia la boca del pozo, se presentarían de la siguiente manera :

<u>Fase continua</u>	<u>Patron de Flujo</u>
Líquido	Burbuja
Alterna	Bache
Gas	Niebla

Debemos hacer notar que, entre los Patrones de Flujo bache y niebla, podemos establecer una zona de Transición en la cual la fase continua que prevalece en el flujo cambia de líquida a gaseosa denominándose a este Patrón de Flujo como transición.

De acuerdo a las propiedades físicas in-situ del gas y del líquido, de los volúmenes fluyendo, de la geometría del conducto por donde se realiza el flujo y de las condiciones de presión y temperatura, se puede determinar aproximadamente el patrón de flujo que ocurre en un intervalo determinado de tubería¹⁹.

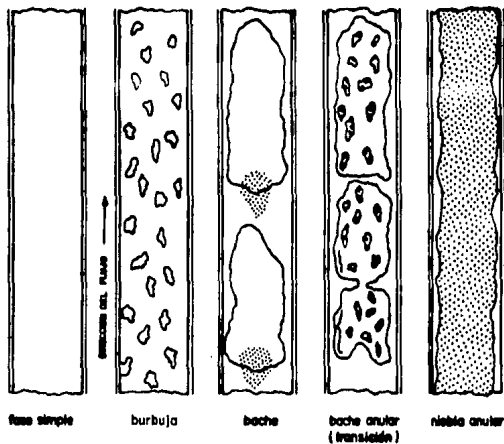


Fig. 6 - Patrones de flujo en tuberías verticales.

Los métodos basados en el concepto de Patrones de flujo han desarrollado un mapa de patrones, en los que se representan los diferentes arreglos que adopta una mezcla de fluidos cuando fluye a lo largo de una tubería., para tal caso se muestran algunos de ellos, en las Figuras de la 7 a la 10, donde se pueden apreciar las principales características de cada una de las correlaciones.

Los nombres y descripciones de los patrones de flujo -- dados por Orkiszewski¹² serán usados en este trabajo con el fin de explicar la manera en la cual los fluidos se distribuyen en la tubería vertical.

I.4.1 FLUJO DE BURBUJA

Cuando se presenta flujo de burbuja, la tubería está casi totalmente llena con líquido y la fase gaseosa libre -- esté presente en pequeñas burbujas. El gas se presenta en -- forma de burbujas casualmente distribuidas, cuyos diámetros varían y éstos a su vez influyen en la velocidad con que se mueven las burbujas. El líquido en su ascenso por la tubería se mueve a una velocidad uniforme, con excepción de la fase gaseosa cuya densidad tiene un pequeño efecto en el gradiente de presión. En la Figura 6, se puede apreciar el comportamiento de éste tipo de flujo.

I.4.2 FLUJO DE BACHE

Cuando tenemos flujo tipo bache en la tubería, la fase gaseosa es considerable, como se puede observar en la Figura 6, siendo aún la fase líquida la continua. Las burbujas coalescen formándose baches de gas cuyo tamaño es aproximadamente el mismo que el de la tubería por donde fluye. Los baches conteniendo gas alternan con baches conteniendo líquido, siendo la velocidad del bache de gas mayor que la del líquido. La velocidad del líquido no es constante en este régimen de flujo, lo que afecta de manera continua a los términos de densidad de la mezcla y de fricción; sin embargo el bache de líquido se mueve en la misma dirección de la mezcla. Existe una película de líquido alrededor de la burbuja de gas, que se mueve en la dirección del flujo a menor velocidad que el bache de líquido. Se ha observado que si se disminuye la velocidad, es posible que la película se mueva contrariamente a la dirección de la mezcla. En este régimen de flujo ambas fases líquida y gaseosa, tienen efectos significativos en el gradiente de presión total.

I.4.3 FLUJO DE TRANSICION (BACHE ANULAR)

Este tipo de flujo se presenta en el cambio de una fase líquida a una fase continua de gas. El bache de líquido entre las burbujas de gas prácticamente desaparece -

y una cantidad considerable de líquido queda atrapado en la fase gaseosa. Aunque los efectos del líquido son notables, los efectos de la fase gaseosa son predominantes.

I.4.4 FLUJO DE NIEBLA ANULAR

En este tipo de régimen, la fase de gas es continua y el volumen de líquido es atrapado y acarreado por la corriente de gas en forma de niebla, no existiendo resbalamiento entre las fases, lo que implica que no hay diferencia de velocidades entre las fases. La fase gaseosa, determina principalmente la caída de presión. Las paredes de la tubería se encuentran en contacto con una película de líquido, pero sus efectos son secundarios. La manera como se presenta éste tipo de flujo en la tubería vertical, se puede observar en la Figura 6.

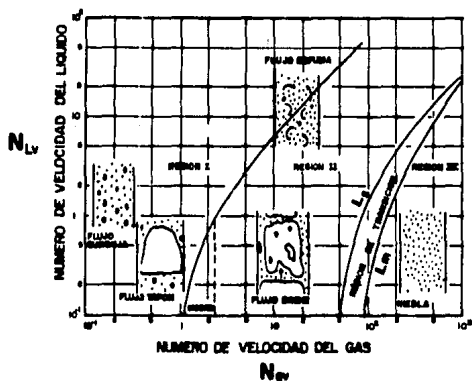


Fig. 7.- Mapa de patrones de flujo para tuberías verticales, propuesto por Duns y Ros."

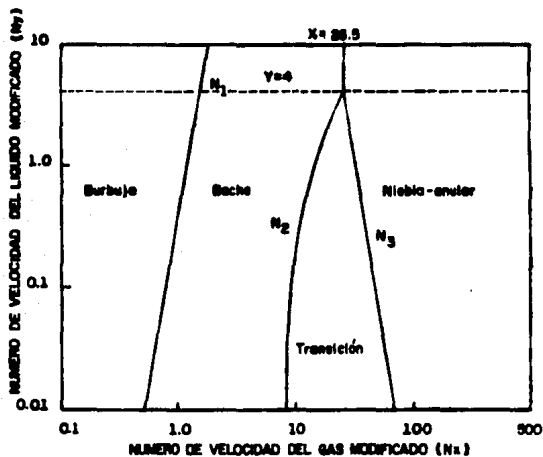


Fig. 8.- Mapa de patrones de flujo en tuberías verticales, propuesto por Aziz.¹³

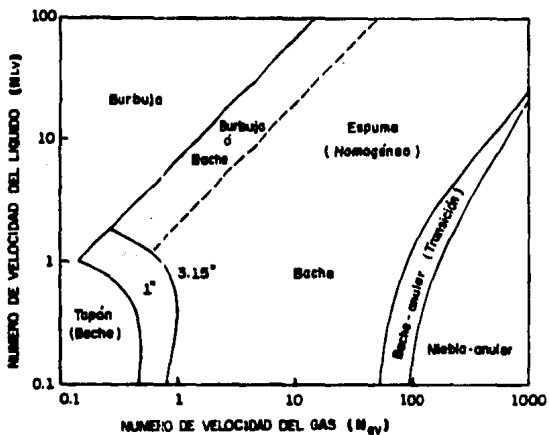


Fig. 9 - Mapa de patrones de flujo en tuberías verticales, propuesto por Chierici y otros.¹⁵

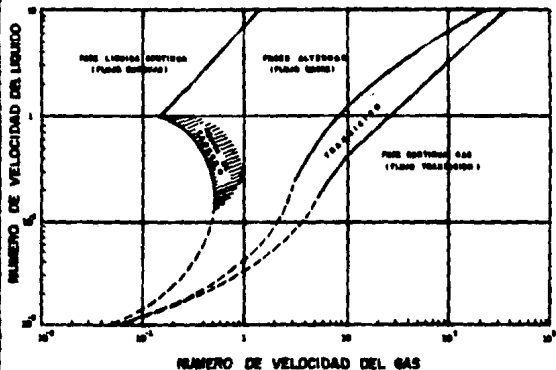


Fig. 10.- Mapa de patrones de flujo para tuberías verticales, propuesto por Gould-Tek-Katz.¹⁶

CAPITULO II

MÉTODOS DE CÁLCULO

II.1 ANTONIO ACUÑA ROSADO²

Para el cálculo de la distribución de presiones en tuberías verticales en pozos de gas y condensado, Acuña² elaboró un modelo matemático para flujo multifásico, utilizando el procedimiento de Hagedorn y Brown, ya que este último está basado en estudios experimentales que cubren un rango muy amplio de relaciones gas-aceite. Además Acuña en su trabajo considera también las fronteras, esto es flujo sólo de gas o sólo de líquido. Por otra parte el método aludido incluye la determinación de la fracción de líquido, a las condiciones prevalcientes dentro de la tubería de producción, para el cálculo de las caídas de presión.

Los gradientes de presión, en el modelo propuesto, requieren la fracción líquida dentro de la tubería vertical. Acuña incluye en el procedimiento la determinación de la cantidad de condensado en función de la presión y temperatura.

Esta relación se puede obtener de un análisis PVT de los fluidos del yacimiento, a partir del volumen relativo y de la fracción de condensado; es decir :

$$R_c = 100 \frac{V_r}{P_c} \dots\dots\dots(II.1)$$

siendo:

$$P_c = 100 f_c$$

donde: f_c es la relación entre el volumen de condensado a las condiciones de escurrimiento al volumen correspondiente a las condiciones de rocío.

y V_r la relación la relación entre el volumen total de gas y condensado a las condiciones de flujo y el volumen correspondiente a las condiciones de rocío; esto es, en función de los volúmenes de gas y de condensado se tiene la expresión: $V_r = (V_g + V_c) @ p, T / V @ P_r, T$

El valor obtenido con la ecuación(II.1) para R_c , llevado a condiciones estandar, tiene el mismo significado que el término $(R-R_g)$ que aparece en las ecuaciones de flujo multifásico para calcular la masa fluyendo y se determina con la expresión siguiente :

$$RGC = \frac{R_c}{Z} \frac{p}{T} \frac{T_a}{P_a} \dots\dots\dots (II.2)$$

En la ecuación anterior se supone que el condensado se comporta como un fluido incompresible.

Arriba de la presión de rocío sólo existirá gas. Sin embargo, puesto que en el procedimiento adoptado por Acuña siempre se requiere la relación gas-condensado, como una simplificación, supuso que un valor grande para R_c del orden de $10000 \text{ m}^3/\text{m}^3$, daría resultados semejantes a los que se tendrían si el flujo fuese exclusivamente de gas.

La relación gas condensado puede aproximarse graficando y ajustando la curva de R_c vs p , comparando las caídas de presión calculadas con las caídas de presión medidas. Una vez efectuado el ajuste de la curva, su aplicación se puede generalizar en áreas específicas.

Con la aplicación de este modelo se pueden obtener las presiones en función de la profundidad y los gastos esperados de condensado. Además es aplicable para estimar la presión de fondo o el perfil de presiones dentro de la tubería vertical, a partir de datos de producción.

II.2. GRECIA VAZQUEZ C. Y OTROS¹

Estos autores desarrollaron un modelo matemático multi-componente que permite analizar el comportamiento del flujo de aceite volátil o de gas y condensado en instalaciones de -

producción desde el fondo del pozo hasta la llegada de los fluidos a las baterías de separación.

Para lograr este objetivo, sustituyeron las correlaciones experimentales para estimar el cálculo PVT por la ecuación de estado de Peng-Robinson, mediante la cual se calcula la fracción molar del líquido y del vapor de la mezcla, parámetros necesarios para obtener la densidad de ambas fases, el volumen molar, el factor de volumen del aceite y del gas, la relación de solubilidad y el factor de compresibilidad.

Esta ecuación de estado, fue acoplada a los métodos de cálculo más confiables para la estimación del perfil de presiones en tuberías con flujo multifásico^{8,9,10,11,12,14,19}.

Gracia Vázquez y Otros¹, recomiendan que para obtener resultados confiables en la aplicación de este modelo es conveniente tomar en cuenta dos aspectos: 1) Ajuste de la ecuación de estado de Peng-Robinson y 2) Selección del método adecuado para el cálculo del perfil de presiones. Para el primer punto se requiere un análisis composicional de la mezcla de los hidrocarburos. En el segundo punto, la selección se efectúa tomando en cuenta las características de los hidrocarburos en que cada correlación ha mostrado mayor confiabilidad, en base a datos medidos.

Los autores¹, presentan una relación que puede servir de guía en la selección del método, dicha relación se ha obtenido básicamente como experiencia en el manejo de las correlaciones.

- Flujo predominantemente gaseoso
Hagedorn-Brown y Fancher-Brown
(no es recomendable el de Orkiszewski)
- Aceites negros con viscosidades mayores de 15 c.p.
Orkiszewski, Beggs-Brill, Poettmann-Carpenter y
Baxendell-Thomas
- Altas relaciones agua-aceite (mayor de 20% contenido de agua)
Hagedorn y Brown

Aunque esta selección proporciona cierto grado de confiabilidad, es ampliamente más recomendable usar datos medidos.

Referente a la ecuación de Peng-Robinson, al efectuar el ajuste quedará representado el comportamiento de fase de la mezcla tomando como referencia datos medidos, ya sea la presión de burbujeo si es de aceite volátil o la presión de rocío si es gas y condensado. Para lograr dicha calibración primeramente es necesario establecer el número adecuado de componentes hipotéticos que representen a los más pesados de la mezcla. Si la composición corresponde a un yacimiento de gas y condensado, el número recomendado¹, es de cinco hipotéticos a partir del Undecanos, subdividido hasta el Eicosanos y más pesados.

Para obtener los valores de la presión y temperatura crítica y factores acéntricos para cada componente hipotético se gieren¹ tres métodos. Los métodos mencionados son los siguientes:

1. Método gráfico y la ecuación de Edmister.¹
2. Método de Kesler y Lee, aplicando ecuaciones que están en función de la densidad relativa y temperatura de ebullición (obtenida de Metz y Firoozabadi).²²
3. Método gráfico desarrollado por Lira V.R. y Malo T.J.²³

En caso de que los valores calculados anteriormente, no puedan representar exactamente la presión de burbujeo para -- aceite volátil o la presión de rocío en gas y condensado, mediante la ecuación de estado, será necesario seleccionar los parámetros de interacción de otras fuentes de información proporcionadas en la literatura.^{25,26,27,28,29}

Al encontrar con suficiente aproximación las presiones de referencia (burbujeo o rocío), se considera que el fluido en estudio se encuentra debidamente caracterizado y ajustado en sus propiedades y el modelo de simulación calibrado.

Una vez ajustada la ecuación de estado, se procede a determinar los perfiles de presión con los métodos de flujo -- multifásico^{8,9,10,11,12,14,19} que contiene el modelo; comparando los resultados con datos de producción medidos.

En los apéndices A y B se explican con mayor detalle los ajustes y aplicaciones de los dos métodos evaluados, en pozos del campo Giraldes, productores de gas y condensado.

CAPITULO III

DISCUSION Y RESULTADOS

Se discuten las ventajas y desventajas de los dos métodos evaluados, en relación a los resultados obtenidos y los datos medidos de las caídas de presión.

III.1 DISCUSION SOBRE VENTAJAS Y LIMITACIONES.

III.1.1 VENTAJAS DEL METODO DE GRECIA VAZQUEZ C. Y OTROS

1. De acuerdo a sus características de desarrollo puede ser usado con ciertas limitaciones en cualquier tipo de fluido, ya sea de aceite negro, aceite volátil o de gas y condensado.

2. Sustituye las correlaciones empíricas por una ecuación de estado para efectuar el cálculo de $(Bo, Rs, f_o, \dots \text{etc})$ permitiendo de esta forma manejar una herramienta de cálculo para obtener resultados más confiables del comportamiento de fase en los pozos de aceite volátil o de gas y condensado.

3. Para llevar a cabo el ajuste de la ecuación de estado de Peng-Robinson, se puede efectuar sobre los valores de un análisis composicional que sea representativo de la mezcla de los hidrocarburos de un área específica, extrapolándose los resultados del ajuste a los demás gases considerados en una región limitada.

III.1.2 LIMITACIONES DEL METODO DE GRECIA E. VAZQUEZ Y OTROS.

1. Para usar este modelo se requiere un análisis composicional, subdividido de preferencia hasta el Eicosano y más pesados, ya que es difícil de contar con esta información.

2. Para poder tener resultados confiables de caídas de presión se requiere primeramente tener ajustada la ecuación de estado de Peng-Robinson, lo cual en algunas ocasiones es difícil de lograr para gases y condensado.

3. En presiones altas, mayores de 4500 lbs/pg^2 , el método de solución que la ecuación de Peng-Robinson presenta dificultades de convergencia y confiabilidad.

4. Se considera constante la composición de la mezcla en el recorrido desde el fondo del pozo hasta la superficie.

III.1.3 VENTAJAS DEL METODO DE ANTONIO ACUÑA R.

1. La ventaja más poderosa de éste modelo radica en la obtención de la fracción de líquido y gas a condiciones de flujo a partir de datos PVT, es decir la información -- que se requiere para su uso es fácil de conseguir en el -- campo. La curva de pVT se puede ajustar para obtener mejores resultados con datos de producción.

2. Ajustada la curva de R_c vs p se obtienen resultados confiables comparados a los medidos.

III.1.4 LIMITACIONES DEL METODO DE ANTONIO ACUÑA R.

1. El ajuste de la curva de R_c vs p, requiere de--- un trabajo minucioso sobre datos medidos, provocando excesivo tiempo de cómputo para lograr su calibración.

2. Todos los cálculos se realizan a temperatura -- constante; es decir, se necesita una temperatura media --

de flujo, ya que a esas condiciones estan elaborados los análisis PVT.

3. La curva representativa de los datos de producción (ajuste) generalmente es diferente de la obtenida de datos medidos en laboratorio.

4. Para poder lograr el ajuste de la curva de Q_c vs p deberán tenerse datos medidos confiables, ya que de lo contrario los resultados obtenidos seran erróneos.

III.2. INFORMACION DE CAMPO

El campo Giraldas²⁰ está localizado al oeste del Estado de Tabasco, aproximadamente a 20 km al Sur de la Cd. de Huimanguillo, Tab.

Estas estructuras fueron descubiertas por los levantamientos sísmológicos efectuados en el área Comar en 1971. dichas estructuras se encuentran ubicadas dentro de la Cuenca Mesozoica Chiapas-Tabasco.

El pozo Giraldas 2 se perforó en la culminación de un anticlinal esbozado por sismología, habiendo penetrado la formación de interés a 4430 mbr, su profundidad total fue de 4505 mbr. En agosto de 1977, se terminó como productor de gas y condensado en sedimentos de -

edad Mesozoica, en el intervalo 4430-4505, con una producción inicial de $210 \text{ m}^3/\text{día}$ de líquido, $196345 \text{ m}^3/\text{día}$ de gas, RGA de $935 \text{ m}^3/\text{m}^3$ y presión en tubería de producción -- de 327 Kg/cm^2 .

Estas estructuras se encuentran actualmente en desarrollo, con un espaciamiento de 1000 m entre pozos. La columna productora del área corresponde al período cretácico de la era mesozoica.

Para llevar a cabo la evaluación de los dos métodos -- discutidos en este trabajo se utilizaron datos medidos de 13 pozos del campo Giraldas, mismos que se enlistan en la Tabla 2.

En esta tabla se puede observar que 8 de los pozos -- fluyen por la tubería de producción y los 5 restantes lo hacen por la tubería de producción y el espacio anular, de éstos últimos no se tuvo la información completa y para fines estadísticos se excluyeron.

En las Figuras 11 a la 18 se muestran los aparejos -- de tuberías de los pozos Giraldas.

Las propiedades de los fluidos que se utilizaron para aplicar el método de Antonio Acuña R. Fueron las siguientes:

Densidad relativa del condensado (Agua=1) $\rho_{cs} = 0.7955$

Tabla 2.- DATOS MEDIDOS DE LOS POZOS DEL CAMPO GIRALDAS.

POZO	FECHA			PRVF. TOTAL m	DIAMETRO IR pulg.	GASTO DE GAS m ³ /año	GASTO CONDENSADO m ³ /año	PRESION EN		TEMPERATURAS		UBS/NV.
	D	M	A					BOCA kg/cm ²	FONDO kg/cm ²	BOCA °C	FONDO °C	
2	28	12	81	4 430	2.994	2 386 844	1 334	63.1	122.0	56.0	122.0	TP y EA *
4	09	08	81	4 760	2.994	2 11 950	367	255.6	469.2	61.1	122.0	
6	07	07	81	4 535	2.994	2 01 920	356	71.7	162.2	116.0	127.0	TP y EA
8	09	01	82	4 661	2.994	4 00 000	500	169.9	379.3	61.2	122.0	
14	18	12	81	4 703	2.994	633 936	743	64.9	129.9	67.0	121.0	TP y EA
22	22	12	81	4 426	2.994	1 321 760	1 320	142.0	374.7	63.0	124.0	
34	21	01	82	4 562	2.994	2 10 610	160	124.0	272.6	67.0	140.0	
36	13	10	81	4 806	2.994	262 800	400	129.9	429.2	47.0	122.0	
52	04	11	81	4 628	2.994	2 19 816	262	259.9	457.1	67.0	122.0	
64	12	09	81	4 573	2.994	340 200	378	221.1	473.2	61.1	127.0	
72	10	11	81	4 703	2.994	277 864	376	71.4	159.9	47.0	120.0	TP y EA
119	28	08	81	4 703	2.994	25 000	100	69.0	201.6	66.0	122.0	
129	21	08	79	4 930	2.994	507 471	551	63.0	166.6	57.0	124.0	TP y EA

* FLUYE POR : TP - TUBERIA DE PRODUCCION.
EA - ESPACIO ANULAR.

POZO GIRALDAS No. 4

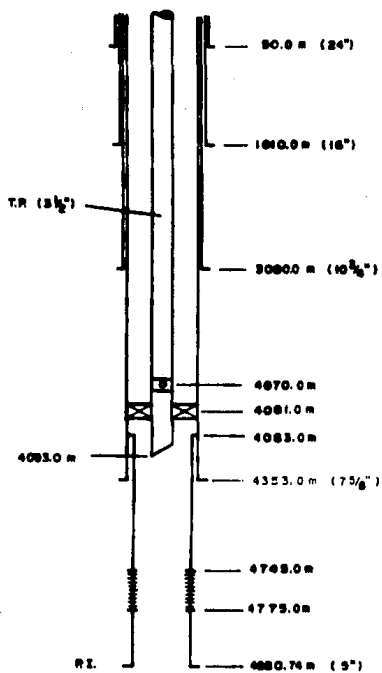


Fig. 11.- ESTADO MECANICO

POZO GIRALDAS No. 8

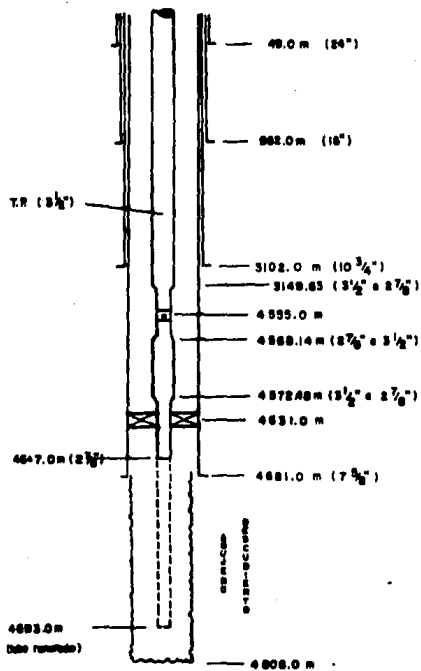


Fig. 12- ESTADO MECANICO

POZO GIRALDAS No. 32

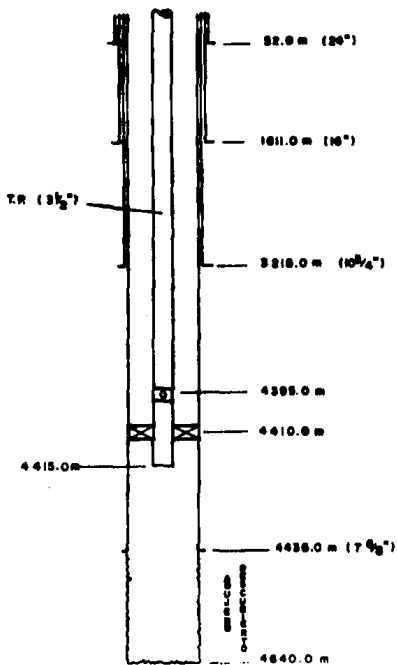


Fig. 13- ESTADO MECANICO

POZO GIRALDAS No. 34

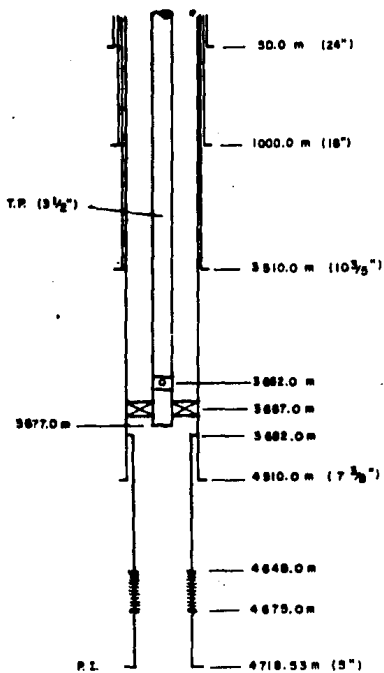


Fig. 1A- ESTADO MECANICO

POZO GIRALDAS No. 36

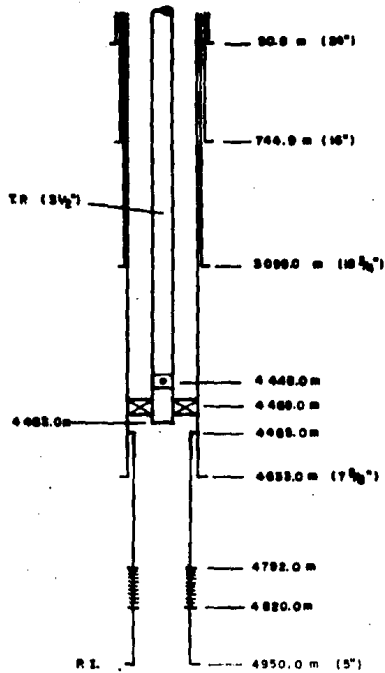


Fig. 15- ESTADO MECANICO

POZO GIRALDAS No. 52

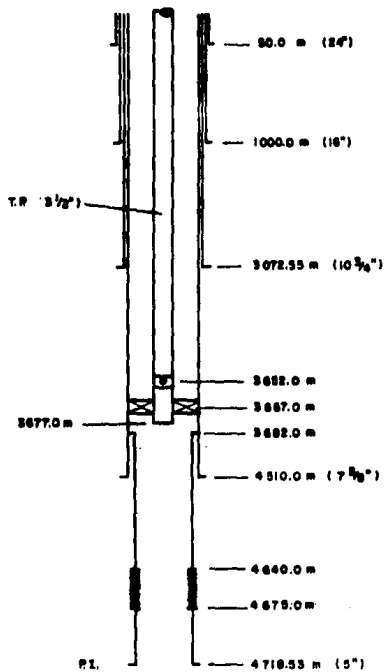


Fig. 16- ESTADO MECANICO

POZO GIRALDAS No. 54

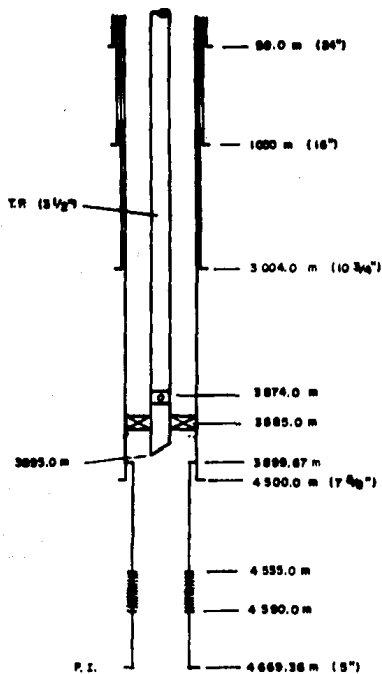


Fig. 17.- ESTADO MECANICO

POZO GIRALDAS No. 119

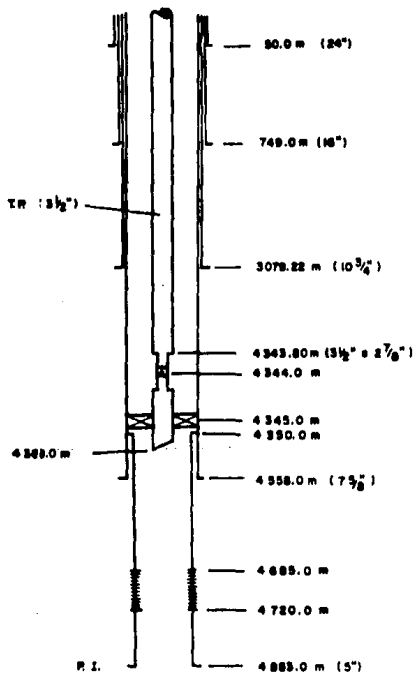


Fig. 18- ESTADO MECANICO

Viscosidad del condensado @ cs	= 4.0	cp.
Tensión Superficial del - condensado @ cs	=26.4	dinas/cm
Densidad relativa del gas @ cs.	= 0.686	
Viscosidad del gas @ cs.	= 0.013800	cp.

III.3. AJUSTE DE LOS METODOS EVALUADOS

Los modelos propuestos se utilizarán para predecir las caídas de presión en los pozos de gas y condensado del campo Giralda. El ajuste se llevó a cabo, siguiendo las características propias de cada modelo, con la información del pozo Giralda 32.

En el método de Grecia Vazquez y Otros¹, se requiere como primer paso ajustar la ecuación de Peng-Robinson, tomando como referencia la presión de rocío obtenida del análisis composicional.

Dado que el análisis composicional²¹ del pozo Giralda 32 se encontraba subdividido hasta el Bicosano y más pesados se establecieron los cinco componentes hipotéticos que recomiendan los autores¹ a partir del C_{11}^+ para gas y condensado.

Las propiedades críticas y factores acéntricos de los componentes hipotéticos se obtuvieron empleando los métodos propuestos por Kesler y Lee²² y el gráfico de IBP.²³

Con los valores obtenidos de los componentes hipotéticos se alimentó el programa y se efectuaron diferentes ensayos considerando los 5 juegos de parámetros de interacción que tiene implícito el modelo; para el juego de parámetros de L. Yarborough²⁷ la ecuación de estado de Peng-Robinson presentó convergencia dentro del rango disponible de iteraciones que contiene el programa. El cálculo flash a la presión de rocío y temperatura correspondiente presentó una fracción líquida del 12 %. Este valor dio margen para continuar con el ajuste; ya que a condiciones ideales la fracción líquida sería de 0 %.

Para aproximarnos más a las condiciones reales -- fue necesario combinar los parámetros de interacción de L. Yarborough con otros parámetros publicados por diferentes investigadores^{25,26,27,28,29} para los más pesados de la mezcla con el resto de los componentes. Los valores que lograron el propósito quedaron comprendidos dentro de un rango de -0.35 hasta 0.54; en la Tabla 11 se pueden apreciar los parámetros de interacción que lograron el ajuste de la ecuación de estado de Peng-Robinson.

Se efectuó un cálculo "flash" a la presión de rocío-

de 6605 lb/pg² y se notó una reducción de la fracción líquida a 1.9936%. Como la diferencia es mínima se -- consideró aceptable el ajuste de la ecuación de estado.

En el Apéndice A, se explica con más detalle el - ajuste efectuado a la ecuación de estado de Peng-Robinson.

En el Método de Antonio Acuña R²., se logró efectuar el ajuste, comparando los resultados obtenidos de su aplicación con datos medidos de presiones y gastos en el pozo.

Como primera aproximación se usó la relación gas-condensado calculada del análisis PVT del pozo Giralda - 32. En este primer intento no se obtuvieron resultados satisfactorios.

Siguiendo las recomendaciones del autor se graficaron los puntos de R_c vs p y se fueron modificando de acuerdo a la comparación de los resultados calculados y medidos.

En la Figura 30 se puede observar la curva original de la relación gas-condensado y la curva final con la cual quedo ajustado el modelo.

En el apéndice B se puede apreciar con más detalle

el ajuste de este modelo.

III.3 ANALISIS ESTADISTICO DE LOS RESULTADOS

Se elaboró un análisis estadístico de los resultados obtenidos para comparar las caídas de presión calculadas con las observadas de 8 pozos del campo Giraldas, con el fin de tener una medida más cuantitativa del grado de exactitud de cada modelo al ser aplicado a este campo.

El análisis estadístico comprende las siguientes medidas²⁴: porcentaje de error por cada prueba, porcentaje de error promedio y desviación estándar.

$$\text{Error calculado} = \frac{\left(\frac{\text{Caída de presión calculada} - \text{Caída de presión medida}}{\text{Caída de presión medida}} \right) \times 100$$

Un error calculado positivo indica que la caída de presión calculada es mayor que la caída de presión medida. Si es negativo nos indica que el valor calculado es menor al medido.

$$\text{Error promedio} = \sum_{i=1}^N \frac{(\text{Error calculado})_i}{N}$$

$$\text{Desviación Estandar} = \sqrt{\frac{N \sum_{i=1}^N (\text{Error cal-})^2 - \left(\sum_{i=1}^N \text{Error cal-} \right)^2}{N^2}}$$

donde: N= Número de pozos

En caso de tener valores positivos y negativos en el error promedio, es conveniente considerar únicamente la desviación estandar, ya que representará mejor la dispersión de los valores calculados con respecto a la medida de los datos medidos.

A continuación se muestra el resultado de la evaluación, presentando el error medio y la desviación estandar:

CORRELACION	ERROR MEDIO	DESVIACION ESTANDAR
Grecia Vázquez y Asoc. 1	29.5085	19.0589
Grecia Vázquez y Asoc. 2	24.4776	28.6695
Grecia Vázquez y Asoc. 3	33.0267	27.4631
Grecia Vázquez y Asoc. 4	28.4752	29.1248
Antonio Acuña R.	-30.2811	23.4995

- 1 Hagedorn y Brown
- 2 Fancher y Brown
- 3 Baxendell y Thomas
- 4 Poettmann y Carpenter

Las Tablas de la 3 a la 9 nos representan los resulta-

dos estadísticos de los métodos de cálculo que se encuentran implícitos en el modelo de Grecia Vázquez y Asoc.¹ para 8 pozos del campo Giralda.

La Tabla 10, resume los análisis estadísticos efectuados a los mismos pozos aplicando el método de Antonio Acuña R.

Analizando los resultados es evidente que los valores -- para el pozo Giralda 32, son los que más se aproximan a los datos medidos, ya que la información PVT de este pozo se usó para efectuar el ajuste de los dos modelos, por ser la más completa y confiable.

En el modelo de Grecia Vázquez y Otros, se obtuvieron los mejores resultados utilizando el método de Fancher y Brown.⁹ - Aunque también se aproximaron los valores obtenidos por Hagedorn y Brown.⁸

Para el total de pozos, los resultados más satisfactorios se obtuvieron con el modelo de Grecia Vázquez y Otros.

En el modelo de Antonio Acuña R., se notó que las caídas de presión calculadas para el total de pozos resultaron menores a las medidas. No así, para el pozo Giralda 32, que su caída de presión calculada resultó mayor que la medida, presentando un error del 19.86 %.

En las Figuras 11 a la 18 se presentan gráficas de los resultados obtenidos de los dos métodos evaluados.

TABLA 3.- RESULTADOS DEL METODO DE HAGEDORN Y BROWN

POZO	PROF. (PIE)	PRF. BOCA PMH (LB/PS)	PRE. FONDO PMF (LB/PS)	LIGUJO DL (BL/D)	AGUA S	R S L (PIE/BL)	ANGULO	IND. PRON. J BL/D/LB/PS)	DIAM D (PI)
GIRA4	15617.60	3016.12	7606.93	499.90	.00	5021.37	.0	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO=	33.1379					
GIRA8	15350.40	2029.78	6338.60	636.85	.00	5021.37	.0	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO=	34.6075					
GIRA32	14554.80	2101.60	6467.51	2222.46	.00	5021.37	.0	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO=	35.0233					
GIRA34	15294.30	1760.80	6690.67	337.83	.00	5021.37	.0	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO=	30.6618					
GIRA36	15768.49	1029.78	8467.28	439.73	.00	5021.37	.0	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO=	-17.6036					
GIRA52	15281.20	3690.50	7232.05	352.77	.00	5021.37	.0	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO=	20.4793					
GIRA54	14994.20	3091.62	7057.26	840.94	.00	5021.37	.0	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO=	34.1793					
GIRA119	15428.00	1249.60	5688.32	132.61	.00	5021.37	.0	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO=	51.1805					

EL ERROR MEDIO= 29.5665

LA DESVIACION STANDARD= 10.0500

TABLA 4.- RESULTADOS DEL METODO DE BAKENELL Y THOMAS

POZO	PROF. (PIE)	PRE. BOCA PM (LBS/PIE)	PRE. FONDO PM (LBS/PIE)	LIGRID DL (CL/O)	AGUA S	B S L (PIE/PIE)	ANGULO	IND. PRON. J M /O/LR/PAB (PS)	DIAM D (PIE)
G1RA4	15617.60	3614.12	7497.96	530.77	.00	5021.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADOS		29.3266					
G1RA6	15358.40	2439.78	6167.19	637.15	.00	5021.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADOS		28.4431					
G1RA32	14554.50	2101.60	6507.74	5226.96	.00	5021.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADOS		36.8733					
G1RA34	15294.38	1760.80	4860.80	337.68	.00	5021.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADOS		46.6757					
G1RA36	15768.49	1429.78	5380.46	437.25	.00	5021.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADOS		-19.8702					
G1RA52	15281.26	3690.58	7200.54	353.62	.00	5021.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADOS		25.8592					
G1RA54	14994.20	3491.82	7543.91	546.94	.00	5021.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADOS		30.0032					
G1R119	15428.96	1246.60	4289.98	135.78	.00	5021.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADOS		87.2024					
		EL ERROR MEDIO:		33.0567	LA DESVIACION STANDARD:		27.4631		

TABLA 5.- RESULTADOS DEL METODO DE FANCHER Y BROWN

POZO	PROF. (PIE)	PRF. BOCA PMH (LB/PSZ)	PRE. FONDO PWF (LB/PSZ)	LITAJID OL (BL/O)	AGUA S	R O L (PIES/PL)	ANCHO	IND. PRON. J PL/D/LR/Pa2)	DIAM O (PI)
GIRAN	15617.60	3A14.12	7406.95	530.77	.00	5021.37	en	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	26.1316					
GIRAB	15350.48	2A39.78	5969.74	637.62	.00	5021.37	en	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	21.2533					
GIRAB2	14554.50	2101.60	5211.02	2232.69	.00	5021.37	en	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	-3.4005					
GIRAB4	15294.38	1760.60	4774.66	344.28	.00	5021.37	en	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	42.6463					
GIRAB6	15768.49	1029.78	5283.59	438.46	.00	5021.37	en	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	-22.1206					
GIRAB2	15281.26	3690.58	7135.29	353.06	.00	5021.37	en	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	23.6148					
GIRAB4	14994.20	3091.62	7458.40	548.30	.00	5021.37	en	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	26.5487					
GIRAB6	15428.90	1249.60	4180.65	135.78	.00	5021.37	en	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	61.7128					

EL ERROR MEDIO= 24.4776

LA DESVIACION STANDARD= 28.6695

TABLA 6.- RESULTADOS DEL METODO DE POEYTMANN Y CARPENTER

POZO	PROF. (PIE)	PRE. BOCA PMH (LB/PG2)	PRE. FONDO PMF (LB/PG2)	LIQUID OL (BL/D)	AGUA S	R S L (PIES/ML)	ANCHO	IND. J RL/D/LR/PG2)	DIAM D (P6)
GIRA4	15617.60	3614.12	7492.98	555.39	.00	5821.37	00	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	29.1417					
GIRA6	15358.40	2639.78	6114.07	637.14	.00	5821.37	00	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	26.5088					
GIRA32	14554.50	2101.60	5415.26	2228.53	.00	5821.37	00	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	2.9340					
GIRA34	15294.38	1760.80	4860.00	342.83	.00	5821.37	00	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	46.6757					
GIRA36	15768.49	1424.74	4379.90	477.24	.00	5821.37	00	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	-19.8424					
GIRA52	15281.26	3690.58	7206.54	353.63	.00	5821.37	00	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	25.5392					
GIRA54	14994.20	3491.62	7534.04	544.94	.00	5821.37	00	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	29.6403					
GIRA119	15428.90	1249.60	4269.40	135.71	.00	5821.37	00	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	87.2024					

EL ERROR MEDIO: 28.4742

LA DESVIACION STANDARD: 29.1248

TABLA 7.- RESULTADOS DEL METODO DE ONKISZEWSKI

POZO	PROF. (PIE)	PRF. DOCA PMH (LB/PG2)	PRE. FONDO PMF (LB/PG2)	LIQUID DL (BL/D)	AGUA S	R S L (PIES/PL)	ANAL. S	IND. PRON. J ML/D/LR/PG2)	DIAM D (PB)
GIRA4	15617.60	3614.12	7617.29	1907.41	.00	5821.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADO: 33.5187							
GIRA8	15358.40	2439.78	6142.08	636.67	.00	5821.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADO: 27.8290							
GIRA32	14554.50	2101.60	5958.44	2226.05	.00	5821.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADO: 19.8098							
GIRA34	15294.38	1760.80	5449.55	339.88	.00	5821.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADO: 74.5776							
GIRA36	15768.40	1424.78	5355.22	630.84	.00	4891.47	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADO: -20.4655							
GIRA52	15281.26	3690.58	7775.02	353.72	.00	5821.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADO: 45.8605							
GIRA54	14994.20	3491.62	7675.83	542.86	.00	5821.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADO: 34.8499							
GIRA119	15428.90	1249.60	5670.34	135.56	.00	5821.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADO: 174.0492							
		EL ERROR MEDIO: 48.7157				LA DESVIACION STANDARD: 53.4781			

TABLA 8.- RESULTADOS DEL METODO DE GUN Y ROE

POZO	PROF. (PIE)	PRE. BOCA PMH (LB/PSZ)	PRE. FONDO PMF (LB/PSZ)	LIGID OL (BL/D)	AGUA S	R O L (PIES/PL)	ANGULO	IND. PRON. J PL/D/LM/PAS)	DIAM D (P6)
G1HA4	15617.60	3414.12	8337.50	833.41	.00	5821.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADO= 65.8289							
G1HA5	15338.40	2439.78	6791.96	633.55	.00	5821.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADO= 51.1629							
G1RA32	14554.50	2101.60	5707.84	2212.62	.00	5821.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADO= 12.8155							
G1HA34	15294.30	1760.80	6214.78	341.13	.00	5821.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADO= 110.7436							
G1RA36	15768.40	1629.75	6583.76	425.63	.00	5821.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADO= 8.0297							
G1RA52	15281.26	3490.50	8581.22	348.34	.00	5821.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADO= 74.6590							
G1RA54	14994.20	3491.62	8472.78	549.50	.00	5821.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADO= 64.8282							
G1R119	15428.90	1249.60	5992.91	134.97	.00	5821.37	.0	.000	2.99
		ERROR CALCULADO= 194.0460							
		EL ERROR MEDIO= 72.5760		LA DESVIACION STANDARD= 58.4618					

TABLA 9.- RESULTADOS DEL METODO DE BEGS Y BRILL

POZO	PROF. (PIE)	PRE. BOCA PMH (LB/PSZ)	PRE. FONDO PMF (LB/PSZ)	LIQUID QL (BL/D)	AGUA S	R S L (PIES/ML)	ANCHO	IND. PROP. J ML/D/LR/PSZ)	DIAM D (PI)
GIRA6	15617.68	3114.12	8648.55	588.69	.00	5021.37	.n	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	69.7197					
GIRA8	15358.48	2639.78	6998.76	633.17	.00	5021.37	.n	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	58.8317					
GIRA32	14554.80	2181.60	7445.51	2284.07	.00	5021.37	.n	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	66.8042					
GIRA34	15294.30	1760.80	6646.48	335.09	.00	5021.37	.n	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	131.2205					
GIRA36	15768.49	1929.78	6424.43	423.54	.00	5021.37	.n	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	4.3603					
GIRA52	15231.26	3690.58	9826.07	348.83	.00	5021.37	.n	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	98.5367					
GIRA54	14994.20	3491.62	8640.54	534.47	.00	5021.37	.n	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	78.1604					
GIR119	15428.90	1249.60	7147.28	134.87	.00	5021.37	.n	.000	2.99
		ERROR	CALCULADO:	265.8871					
		EL ERROR MEDIO:	94.5051	LA DESVIACION STANDARD:	72.5313				

TABLA 10.- RESULTADOS DEL METODO DE ANTONIO ACUÑA R.

POZO	PROF. TOTAL (M)	PNH MEDIDAS. KG/CM2	PNF KG/CM2	PRES CALC KG/CM2	ERROR1 (%)	GASTO DE GAS		CONDENSADO MEDIDO M3/DIA	D (Pg.)
						MM	M3/DIA		
GIRALDAS4	4760.0	266.6	469.2	412.2	-28.41	.3	19500+00	367.0	2.994
GIRALDAS8	4681.0	185.9	379.3	321.3	-30.01	.4	00000+00	500.0	2.994
GIRALDAS32	4436.0	148.0	374.7	419.7	19.86	.1	381760+01	1360.0	2.994
GIRALDAS34	4662.0	124.0	272.8	225.3	-31.91	.2	104100+00	1315.1	2.994
GIRALDAS36	4806.0	135.9	439.2	257.8	-59.81	.2	262000+00	657.0	2.994
GIRALDAS52	4657.5	259.9	457.1	389.9	-34.08	.2	198180+00	262.0	2.994
GIRALDAS54	4572.5	281.1	473.0	422.1	-26.52	.3	402000+00	378.0	2.994
GIRALDA119	4702.5	88.0	201.6	143.2	-51.37	.6	500001-01	100.0	2.994

LA MEDIA = -30.211

LA DESVIACION STANDARD =

23.4995

(PARA EL ERROR 1).

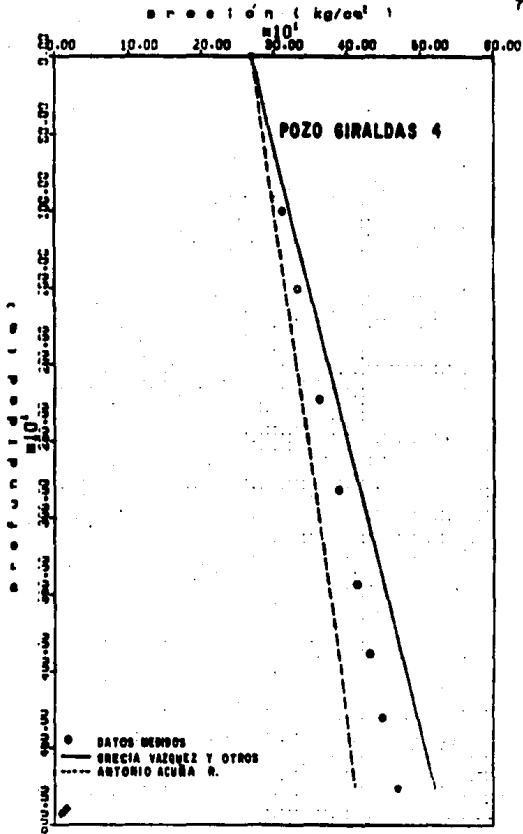


FIG 19 .-RESULTADOS OBTENIDOS CON LAS CORRELACIONES EVALUADAS

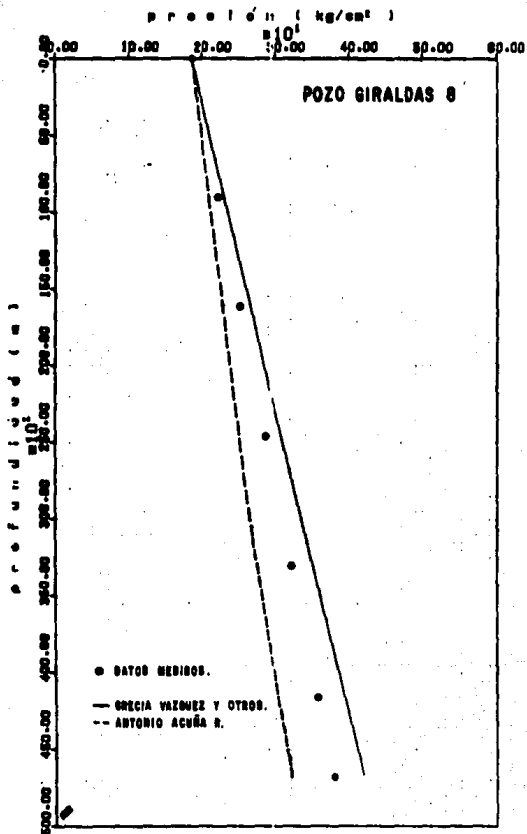


FIG 20 .-RESULTADOS OBTENIDOS CON LAS
CORRELACIONES EVALUADAS

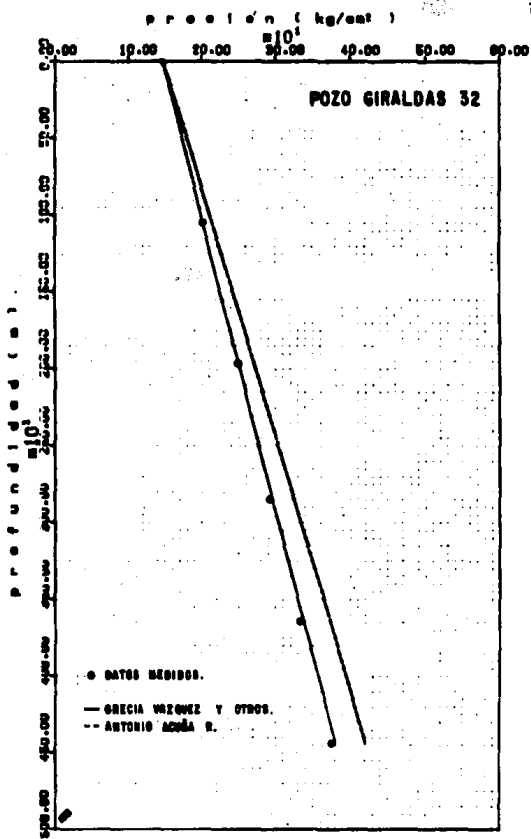


FIG 21 .-RESULTADOS OBTENIDOS CON LAS CORRELACIONES EVALUADAS

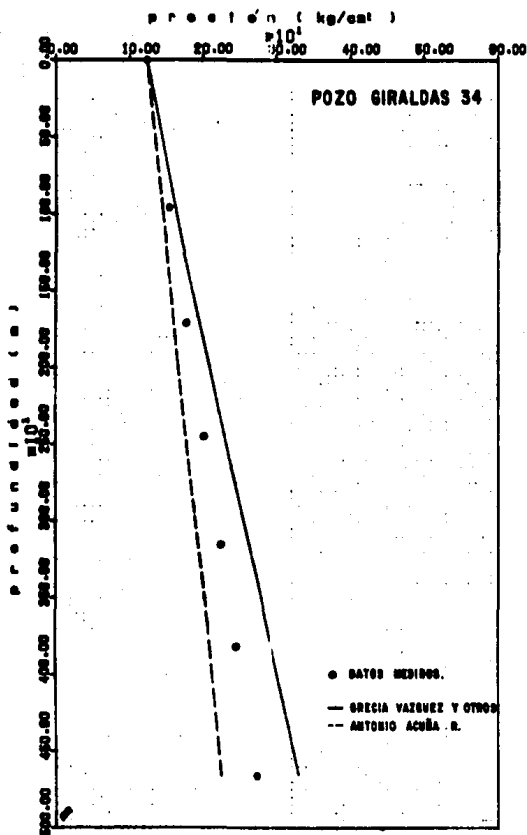


FIG 22 .-RESULTADOS OBTENIDOS CON LAS CORRELACIONES EVALUADAS

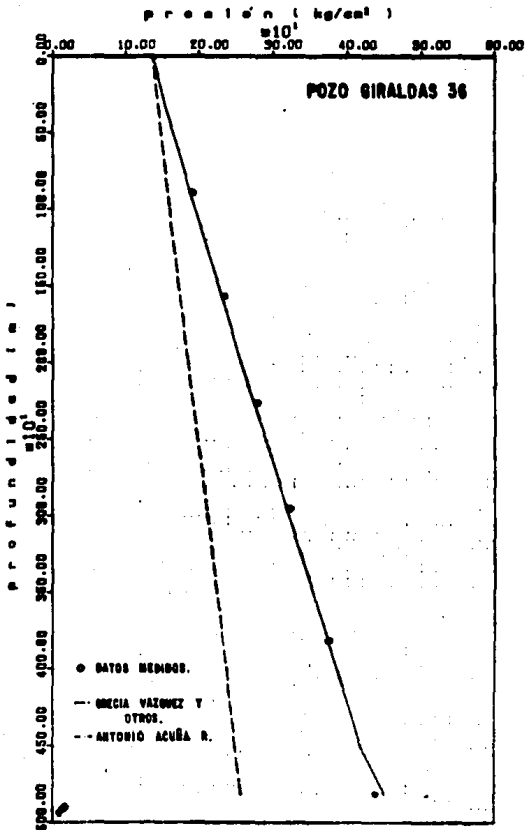


FIG 23 .--RESULTADOS OBTENIDOS CON LAS CORRELACIONES EVALUADAS

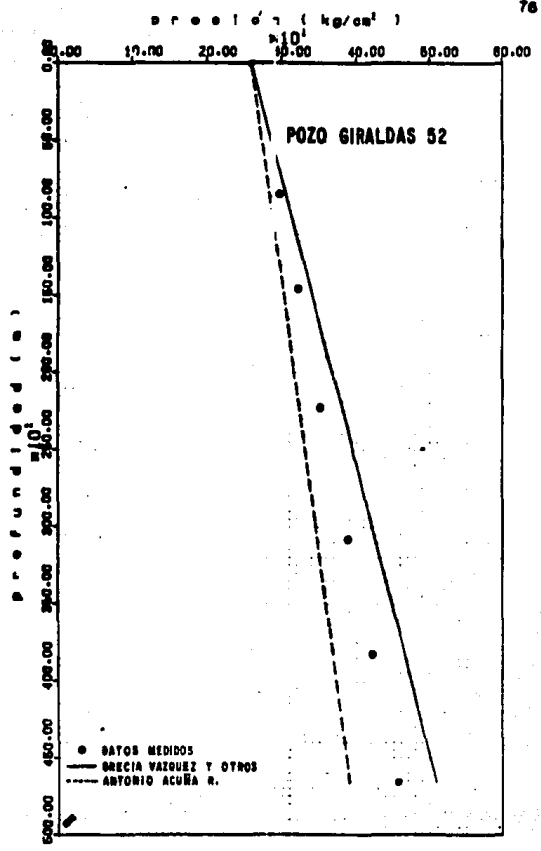


FIG 24.-RESULTADOS OBTENIDOS CON LAS CORRELACIONES EVALUADAS

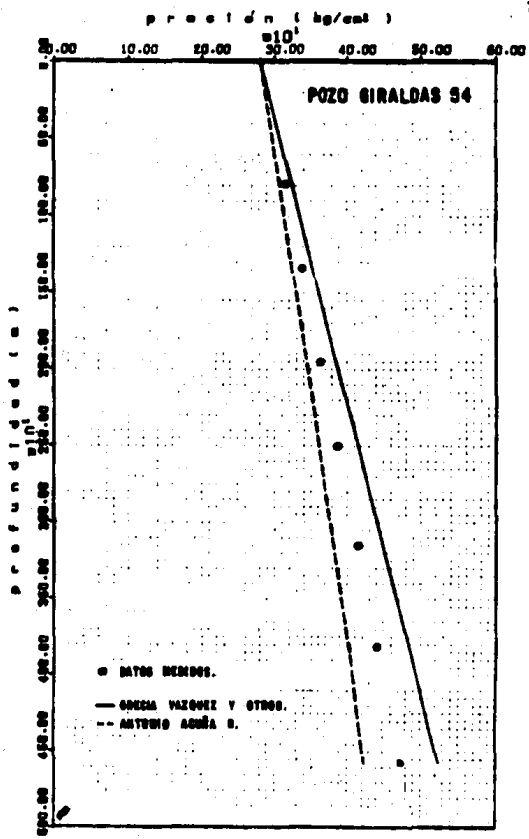


FIG 25.--RESULTADOS OBTENIDOS CON LAS CORRELACIONES EVALUADAS

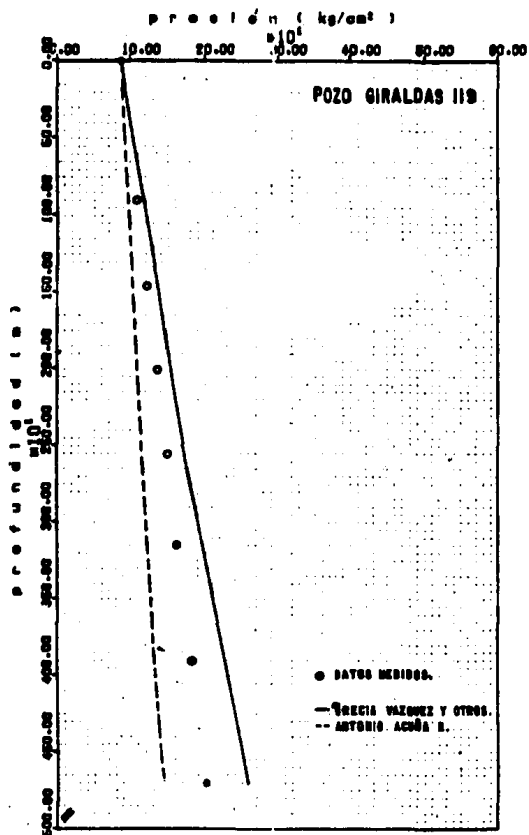


FIG 26.- RESULTADOS OBTENIDOS CON LAS CORRELACIONES EVALUADAS

**ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

CAPITULO IV

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Como resultado de este estudio, se obtuvieron las siguientes conclusiones y recomendaciones :

IV. 1 CONCLUSIONES

1) Es difícil poder predecir en un momento dado cual - de los dos modelos evaluados es mejor, ya que la información que se requiere para usar uno u otro es diferente; de aquí - que los resultados obtenidos sean diferentes.

2) Los resultados obtenidos del análisis estadístico - ilustrados en las Tablas de la 3 a la 10, pueden servir ---

como una guía para seleccionar el método más adecuado.

3) En el análisis estadístico, las caídas de presión calculadas que más se aproximaron a las caídas de presión medidas fueron para el pozo giraldas 32, ya que la información que se usó para efectuar el ajuste en los dos modelos fue de este pozo. Los mejores resultados de los dos métodos para este pozo fueron los siguientes :

Método Grecia Vázquez y Otros Error = 2.93 %

Método Antonio Acuña R. Error = 19.87 %

4) La relación gas líquida obtenida para el pozo giraldas 32, usando la ecuación de estado de Peng-Robinson fue de 5821 pie³/bl, y la relación gas líquido producido es de 5703.82 pie³/bl; asimismo la relación gas-líquido promedio de los ocho pozos es de 5071.59 pie³/bl.

5) En el modelo de Grecia Vázquez y Otros los mejores resultados se obtuvieron cuando se utilizaron los métodos de Fancher y Brown⁹ y el de Hagedorn y Brown. En Hagedorn y Brown, se ven razonables por ser para gases, se siente extraño en Fancher y Brown.

6) Los datos calculados de caídas de presión en el total de pozos aplicando el método de Antonio Acuña R. son menores a las caídas de presión medidas.

7) En ninguno de los modelos evaluados se realizó ajuste para minimizar diferencias entre presiones medidas y calculadas.

Para aplicaciones prácticas, los resultados obtenidos pueden ajustarse exactamente a los datos medidos mediante el gasto, la rugosidad y el diámetro interior de la tubería.

8) Se observó que considerar el ajuste de un pozo extrapolado a otros puede llevar a predicciones erróneas.

IV.2. RECOMENDACIONES

1) Para poder obtener resultados confiables aplicando uno u otro modelo es indispensable contar con información de campo lo más abundante y precisa posible, con el fin de aproximarnos más a los datos observados, de preferencia por cada pozo.

2) Si existen datos medidos, comparar estos con los resultados que proporciona cada uno de los métodos. Seleccionar el método cuyos resultados se aproximen más -

a los datos medidos y ajustarlo para que reproduzca verazmente a éstos últimos.

3) Para lograr el ajuste de la ecuación de estado de Peng-Robinson más rápidamente, es conveniente suponer cinco componentes hipotéticos a partir del undecano y más pesados.

4) Cuando se aplique el método de Grecia Vázquez y -- Otros, es conveniente usar las siete correlaciones para el cálculo de las caídas de presión que tiene implícito el modelo, con el fin de poder elegir el más idóneo en comparación a los datos medidos.

5) Dado los valores relativamente bajos de la desviación estandar, se recomienda usar el método de Fancher y -- Brown o el de Hagedorn y Brown, ambos utilizando la ecuación de estado de Peng-Robinson, para determinar caídas de presión en pozos de gas y condensado del Campo Giralda.

6) Si la información es escasa por las características propias de un pozo puede recurrirse como primera instancia al Método de Antonio Acuña R., por medio del cual podremos obtener resultados confiables, siempre y cuando logremos el ajuste de la curva de R_c vs p , comparando las caídas de presión medidas con las calculadas. En caso contrario descartar el método, pues pueden llegar a predicciones erróneas

7) De acuerdo a los resultados obtenidos, se recomienda disponer por cada pozo de un análisis composicional para poder ajustar (Peng-Robinson) y la curva de $(R_c \text{ vs } p)$ más fácilmente, y de esa forma obtener los resultados más cercanos a los medidos, aplicando cualquiera de los dos modelos. Lo anterior se debe a que se requiere contar con un modelo confiable para predecir el comportamiento de flujo en las tuberías del pozo y poder de esta forma optimizar su producción e incrementar el tiempo de vida fluyente.

NOMENCLATURA

A	Area
A_g	Area de la sección transversal de la tubería de producción ocupada por gas
A_L	Area de la sección transversal de la tubería de producción ocupada por líquido.
B_o	Factor de volumen del aceite.
D	Diámetro de la tubería de producción
f	Factor de fricción.
f_c	Fracción de condensado.
g	Aceleración de la gravedad.
G_c	Factor de conversión de la 2a. Ley de Newton
H_L	Colgamiento del Líquido.
IBP	Investigación Básica de Proceso.
IMP	Instituto Mexicano del Petróleo.
L	Longitud de la tubería de producción.
N_{gv}	Número de la velocidad del gas.
N_{Lv}	Número de la velocidad del líquido.
PC	Por ciento de condensado
p	Presión.
p_a	Presión atmosférica.
p_b	Presión a condiciones base
p_c	Presión crítica.
p_R	Presión de rocío
PM	Peso molecular
PVT	Análisis presión, volumen, temperatura de los fluidos de un yacimiento.
q	Gasto.

q_c	Gasto de condensado.
R	Relación de gas-aceite producido.
R_c	Relación gas-condensado @ p y T.
RGC	Relación gas-condensado condiciones base
R_s	Relación gas disuelto aceite
T	Temperatura.
T_a	Temperatura base
T_c	Temperatura crítica.
V	Velocidad
V_r	Volumen relativo
V_c	Volumen de condensado
V_L	Velocidad del líquido
V_s	Velocidad superficial
V_{sg}	Velocidad superficial del gas
W	Factor acéntrico.
Z	Factor de desviación del gas
$\frac{dp}{dL}$	Gradiente de presión

Letras Griegas.

ρ_{ro}	Densidad relativa del aceite
ρ_{rg}	Densidad relativa del gas
ρ_m	Densidad de la mezcla
θ	Angulo de inclinación con respecto a la horizontal.
λ_L	Fracción de líquido sin resbalamiento
μ_m	Viscosidad de la mezcla
μ_c	Viscosidad del condensado
μ_g	Viscosidad del gas.

Subindices

- g -- Gas
- L -- Líquido
- m -- Mezcla
- o -- Aceite
- r -- Relativa.
- s -- Separadores

B I B L I O G R A F I A .

- 1.- Vázquez C. Grecia E., Martínez G. José Luis., --
Sánchez A. Francisco.: " Diseño de Sistemas Inte-
grales de Producción para manejar Aceite volátil
o Gas y Condensado ", Proyecto D-3204 División -
de Producción IMP. Mayo 1982.
- 2.- Acuña R. Antonio.: " Modelo Para la Estimación -
de Presiones de Fondo en Pozos de Gas y Condensa-
do ", Revista de Instituto Mexicano del Petróleo.
(Julio 1973) 19-29.
- 3.- Gould, Thomas L.: " Compositional Two-Phase in -
Pipelines ", SPE 5685, Presented at SPE Annual -
Fall Meeting, Dallas, Texas, Sept. 28-Oct.1, --
1975.
- 4.- Acuña R. Antonio., Garcicochea P. Francisco., Li-
món H. Tomas.: "Flujo Multifásico en Tuberías".
Publicación No. 80 BM/287. División de Producci-
ón. Subdirección de Explotación, IMP. (1980).
- 5.- Mc. Donald, R.C.: "Reservoir Simulation with in-
terphase Mass Transfer ". University of Texas. -
Report No. UT-71-2 (1971).

- 6.- Méndez L.T., Teyssier, S.J.: "Caracterización - de fluidos de yacimientos Petroleros ". Revista del Instituto Mexicano del Petróleo. Vol.XI No.4 Octubre 1979.
- 7.- Beggs, H.D. and Brill, J. P.: " Tho-Phase Flow in Pipes ". The University of Tulsa. 1979.
- 8.- Hagedorn, A.R. y Brown, K.E.: "Experimental Study of Pressure Gradients Occurring During Continuous Two-Phase Flow in Small-Diameter Vertical Conduits", J.Pet. Tech. (April, 1965) 475-484.
- 9.- Fancker, G.H. y Brown K.E.: "Prediction of Pressure Gradients for Multiphase Flow in Tubing", Soc. Pet. Eng. J. (March, 1963) 59-69.
- 10.- Baxendell, P.B. y Thomas, R.: "The Calculation - of Pressure Gradients in High-Rate Flowing Well", J. Pet. Tech. (Oct. 1961) 1023-1028.
- 11.- Duns H. y Ros N.C.J.: " Vertical Flow of Gas and Liquid Mixtures in Wells ", Proc. 6th World Petroleum Congress, 1963.

- 12.- Orkiszewski, J.: " Predicting Two-Phase Pressure Drops in Vertical Pipes ", Journal of -- Pet. Tech., Junio de 1967.
- 13.- Aziz K., Govier G.W. y Fogarasi M.: "Pressure Drop in Wells Producing Oil and Gas ", J. of Canadian Pet. Tech., Julio-septiembre 1972.
- 14.- Beggs, H.D. y Brill J.P., "An Experimental -- Study of Two-Phase Flow in Inclines Pipes ", -- Journal of Pet. Tech., Mayo 1973.
- 15.- Ghierici, G.L., Ciucci, G.M. y Sclocchi, G.: -- "Two-Phase Flow in oil Wells, Prediction of Pressure Drop " SPE 4316, Second Annual European - Meeting, abril 2-3, 1973.
- 16.- Gould T.L., Tek M.R. y Katz D.L.: " Two-Phase - Flow Through Vertical, Inclined or Curved Pipe", Journal of Pet. Tech., agosto 1974.
- 17.- Patton L. Douglas and Abbot, W.A.: "Well Completions and Workovers-Part, 12 (The Well Outflow System: Tubing Performance) ", Petroleum Engineer International (March 1981) 96-106

- 18.- González Rivera, M.A.: " Análisis Teórico-Práctico del Método de Gould-Tek-Katz ", Tesis de maestría Ingeniería Petrolera, DEPEI-UNAM (1978).
- 19.- 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 Installation" Drill. and Prod. Pra., API 1952.
- 20.- Hernández, S. Ciro.: "Estudio de Evaluación de las Formaciones Productoras del Area Huimanguillo". Campo Giraldas-Iris. (Primer Reporte). División de Evaluación de Formaciones Subdirección de Tecnología de Explotación. IMP. (1980).
- 21.- Core Laboratories, Inc., Petroleum Reservoir Engineering, - Dallas, Texas. Reservoir Fluid Study for Petróleos Mexicanos. Giraldas 32 Well.
- 22.- Kesler, Michael G. and Lee, Byung IK.: "Improve Prediction of Enthalpy of Fractions". Hydrocarbon Processing (March 1976).
- 23.- Lira V.R. y Malo T.J.: "Método Gráfico de Caracterización de fracciones Pesadas del Petróleo", Subdirección de Investigaciones Básica de Procesos. IMP. Julio-Nov. 1979.
- 24.- Lawson, J. David., and Brill. James P.: " A Critical - Evaluation of Methods Used to Predict Pressure Losses -- For Multiphase Flow in Vertical Oil Well Tubing ". Journal of Petroleum Technology. (August, 1974) 903-914.

- 25.- Oellrich, L., Plocker, U., Prausnitz, J.M. and Knapp, H.: "Equation of State Methods for Computing Phase Equilibria and Enthalpies", International Chemical Engineering (January 1981) 21, No.1,1.
- 26.- Bergman, D.F., Tek.M.R. and Katz, D.L.: "Retrograde -- Condensation in Natural Gas Pipelines", American Gas Association, Arlington, Virginia (1975).
- 27.- Chao, Kwang Chu and Robinson, Robert L.: "Equation of State in Engineering and Research, American Chemical Society, Washington, D.C. (1979).
- 28.- Zudkevitch, D. and Joffe, J.: "Correlation and Prediction of Vapor-Liquid Equilibria with the Redlich Kwong-Equation of State", Aiche Journal (January 1970)16, No.1, 118.
- 29.- Firoozabadi, Abbas., Heki, Yusuf and Katz, Donald L.: "Reservoir Depletion Calculations for Gas Condensates -- Using Extended Analyses in the Peng- Robinson Equation of State". The Canadian Journal of Chemical Engineering (October 1978) 56, 610.
- 30.- Peng, Ding-Yu and Robinson, Donald B.: "A New Two-Constant Equation of State", Ind. Eng. Chem. Fundam.(1976) 15, No. 1, 59.

APENDICE A

La aplicación del modelo propuesto por Grecia Varquez y Otros, se llevó a cabo con información del pozo Giraldas-32, cuya mezcla de hidrocarburos puede considerarse como gas y condensado. Dicha información se obtuvo de un análisis composicional efectuado por la compañía "Core Lab"²¹ y de los datos generales de producción. A continuación se presenta la información utilizada del análisis composicional.

Componente	Composición
-	% Mol.
H ₂ S	0.14
CO ₂	2.74
N ₂	1.64
CH ₄	69.38
C ₂ H ₆	7.52
C ₃ H ₈	3.74
iC ₄ H ₁₀	0.86
nC ₄ H ₁₀	1.65
iC ₅ H ₁₂	0.75
nC ₅ H ₁₂	0.83
C ₆ H ₁₄	1.00
C ₇ H ₁₆	1.24
C ₈ H ₁₈	1.33
C ₉ H ₂₀	1.32

Componente	Composición
$C_{10}H_{22}$	0.96
Hipotético 1	1.29
Hipotético 2	0.88
Hipotético 3	0.68
Hipotético 4	0.59
Hipotético 5	1.46

Una parte del ajuste de la ecuación de Peng-Robinson consiste en el establecimiento del número adecuado de componentes hipotéticos que representen a los más pesados de la composición de una mezcla de hidrocarburos. Como primer intento se hizo una caracterización de cinco hipotéticos, cuatro de los cuales fueron representados desde el Undecano hasta el Tetradecano y el último quedó agrupado por el Pentadecano hasta el Eicosano y más pesados. Los valores de las propiedades críticas y el factor acéntrico con sus correspondientes pesos moleculares fueron obtenidos aplicando los métodos de Kesler y Lee y el gráfico de IBP. Se introdujeron estos valores al modelo, probándose para los cinco juegos de parámetros de interacción que tiene implícito el programa, para los cuales no presentó convergencia dentro del rango de iteraciones disponible. Se hizo un

94

segundo intento agrupandolo en parejas a partir del Undecano hasta el Eicosano y más pesados, quedando nuevamente cinco hipotéticos. Las propiedades críticas en éstos se calcularon de la misma manera del primer intento; a continuación se muestran los valores obtenidos:

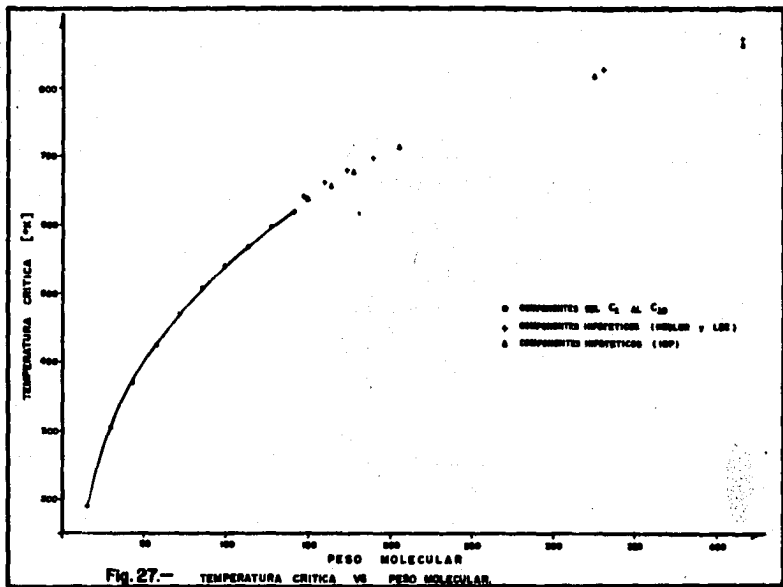
PROPIEDADES CRÍTICAS HIPOTÉTICAS DE HEPTÉTICO	Pc cm.	Tc °K	Vc	W	PM	ρ lb./in. ³
UNDECANO	23.64	655	1.0	0.5941	156	49.68
TRIDETE	23.71	693	1.0	0.7028	185	51.06
PENTANE	21.99	726	1.0	0.8107	214	52.13
HEPTAOC	20.76	749	1.0	0.9033	239	52.90
NONAEI	18.74	870	1.0	1.5400	415	56.27

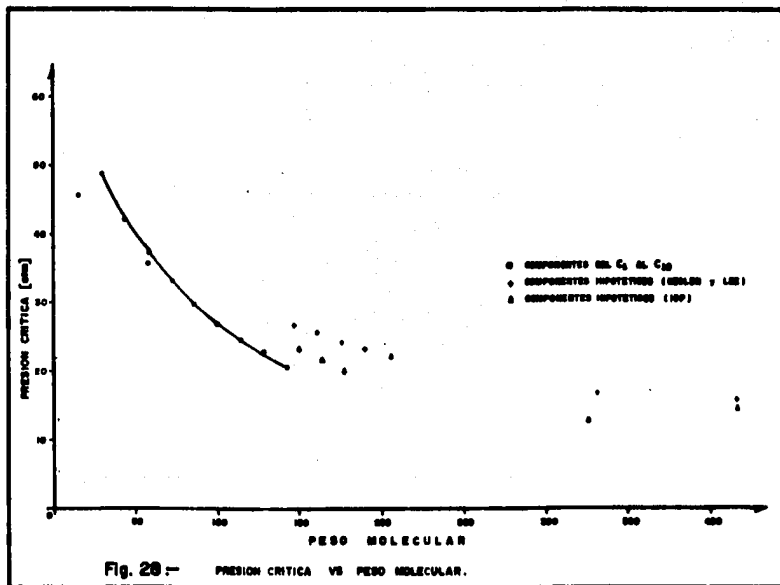
Introduciendo nuevamente estos valores al modelo y siguiendo el mismo procedimiento del primer intento, presentó convergencia para todos los juegos, siendo más representativo para el juego de parámetros de interacción propuesto por L. Yarborough.²⁷

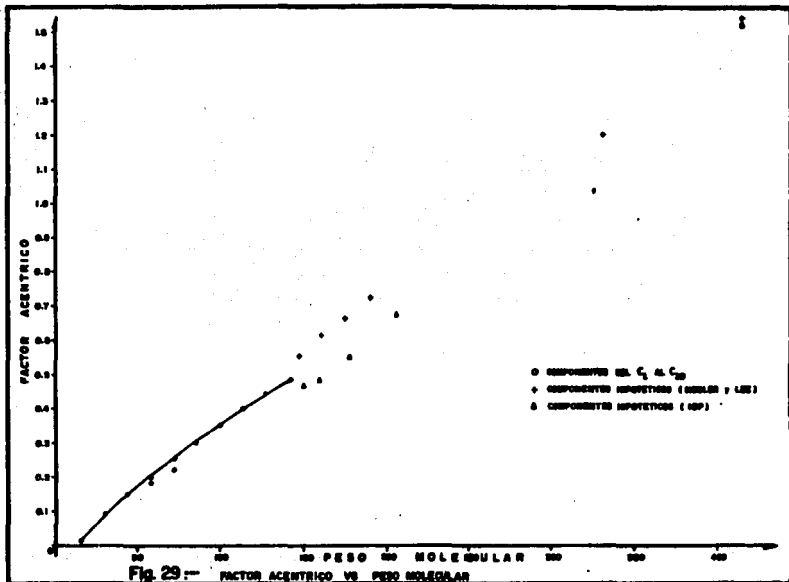
Los valores obtenidos en el segundo intento fueron representativos de las dos fases en el cálculo flash efectuado a diferentes presiones y temperatura constante, con el único inconveniente de que la fracción líquida a la presión de rocío era del orden del 12%. Por esta razón se pensó en efectuar el ajuste de Peng-Robinson siguiendo otro criterio .

Esta otra manera de efectuar el ajuste consiste en graficar las propiedades críticas (P_c , T_c , w) contra el peso molecular de los componentes desde C_1 hasta el C_{10} complementando con los hipotéticos calculados con los métodos antes descritos. Estos puntos son graficados en un sistema de coordenadas rectangulares en el cual se puede observar la tendencia que presentan los componentes hipotéticos con respecto a los componentes del C_1 al C_{10} .

En las Figuras 27, 28 y 29, construidas para efectuar el ajuste observamos lo siguiente:







Tc vs PM - Los puntos representativos de los componentes hipotéticos presentan una tendencia similar a los puntos del C_1 al C_{10} .

Pc vs PM - Los puntos representativos de los componentes hipotéticos quedan en la parte superior de la tendencia de los componentes del C_1 al C_{10} .

W vs PM - Los puntos representativos de los hipotéticos quedan en los extremos de la tendencia de los componentes del C_1 al C_{10} .

Dado que los valores de Pc vs PM y W vs PM presentaron tendencias diferentes al resto de los componentes, se efectuaron diferentes ensayos modificando la tendencia de los hipotéticos, no lográndose resultados favorables para ninguno de los casos ensayados.

Lo anteriormente expresado dio motivo para que se -- reconsideraran los resultados del segundo intento y se -- tratara de reducir las cantidades de fracción líquida en el cálculo flash, tomando como referencia la presión de ro

TABLA 11.-PARAMETROS DE INTERACCION UTILIZADOS PARA EL AJUSTE DE LA ECUACION DE PENS-ROBINSON

	I=25	CO2	N2	NETH	ETHH	PROP	I=C4	N=C4	I=C5	N=C5	N=C6	N=C7	N=C8	N=C9	NC10	UNDO	TRIE	PEIH	HEPO	HOHI
H2S	.000	.100	.190	.085	.090	.085	.080	.051	.040	.065	.060	.060	.055	.050	.053	.050	.050	.050	.050	.050
CO2	.100	.000	-.055	.070	.109	.137	.130	.136	.125	.075	.125	.120	.115	.110	.137	.110	.110	.110	.110	.110
N2	.190	-.055	.000	.028	.061	.124	.095	.169	.099	.100	.210	.187	.100	.100	.135	.100	.100	.100	.100	.100
NETH	.085	.070	.028	.000	-.003	.005	.019	.023	.023	.019	.030	.013	.027	.015	.015	-.360	-.360	-.360	-.360	.000
ETHH	.090	.109	.061	-.003	.000	.001	.004	.009	.000	.010	.030	.034	.006	.000	.012	.180	-.360	-.360	-.360	.000
PROP	.085	.137	.124	.005	.001	.000	.000	.012	.014	.020	.000	.000	.000	.000	.012	.180	.180	.180	.180	.180
I=C4	.050	.130	.095	.019	.004	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.180	.180	.180	.180	.180
N=C4	.052	.130	.169	.023	.009	.012	.000	.000	.000	.000	.000	.030	.000	.000	.022	.180	.180	.180	.180	.180
I=C5	.060	.125	.095	.023	.000	.014	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.180	.180	.180	.180	.180
N=C5	.065	.075	.100	.019	.019	.026	.000	.000	.000	.000	.000	.020	.000	.000	.000	.180	.180	.180	.180	.180
N=C6	.060	.125	.210	.030	.030	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.180	.180	.180	.180	.180
N=C7	.060	.120	.187	.013	.034	.000	.000	.030	.000	.020	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000
N=C8	.055	.115	.100	.027	.006	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000
N=C9	.050	.110	.100	.015	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000
NC10	.053	.137	.133	.015	.012	.012	.000	.022	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000
UNDO	.050	.110	.100	-.360	.180	.180	-.180	.180	.180	.180	.180	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000
TRIE	.050	.110	.100	-.360	-.360	.180	.180	.180	.180	.180	.180	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000
PEIH	.050	.110	.100	-.360	-.360	.180	.180	.180	.180	.180	.180	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000
HEPO	.050	.110	.100	-.360	-.360	.180	.180	.180	.180	.180	.180	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000
HOHI	.050	.110	.100	.540	.340	.180	.180	.180	.180	.180	.180	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000

-ción y la temperatura del mismo.

Aprovechando que diferentes investigadores^{25,26,27,28,}
29. han publicado parámetros de interacción para los más pesados de una mezcla con el resto de los componentes, mismos que difirieron unos con respecto a otros, tanto en su obtención como en sus resultados; se consideraron valores de éstos dentro de un rango de -0.35 hasta 0.54

Efectuando diferentes ensayos combinando los parámetros de interacción de L. Yarborough²⁷ y los ajustados de los más pesados de la mezcla (hipotéticos), se logro reducir la cantidad de fracción líquida en el cálculo flash efectuado a la presión de rocío. Los parámetros de interacción que lograron el ajuste de Peng-Robinson se ilustra en la tabla 11.

Los valores que se obtuvieron al efectuar el ajuste son los siguientes:

DATOS CALCULADOS

PROPIEDADES	PENG-ROBINSON	CIA. CORE-LAB
f_{ro}	0.858	0.843
R^* (pie ³ /bi)	5 921	4 173
P_R (lb/pulg ²)	6 605 L = 1.9938 V = 98.0084	6 605 L = 0.00 V = 100.00

* EN UNA MEDICION DE CAMPO SE OBTUVO 5703.82 pie³/bi

En esta tabla se puede observar que a la presión de rocío, la cantidad de líquido es mínima (1.9936 %), por lo cual se consideró aceptable el ajuste del comportamiento de fase .

Una vez ajustada la ecuación de Peng-Robinson, se procedió a determinar los perfiles de presión con cada uno de los métodos que contiene el programa y comparar los resultados con los datos de producción medidos.

APENDICE B

La aplicación del modelo matemático propuesto por Antonio Acuña R. se llevó a cabo con información del pozo Miraldas 32, cuya mezcla de hidrocarburos puede considerarse como gas y condensado. Dicha información se obtuvo de un análisis composicional efectuado por la compañía "Core Lab" de los datos generales de producción.

Como primer paso, se determinó la relación de gas-condensado a condiciones de flujo a partir del análisis PVT de los fluidos del yacimiento.

En la Tabla 12 se presenta la determinación de la relación gas-condensado a partir del volumen relativo y de la fracción de condensado en función de la presión.

La relación gas-condensado se obtuvo modificando la curva de PVT a partir de los datos de la Tabla 12, comparando las presiones de fondo calculadas con los valores medidos. De esta manera fue posible ajustar el procedimiento, variando la relación gas-condensado.

La relación gas-condensado ajustada, misma que fue usada para efectuar los cálculos de los gradientes de presión, se puede apreciar en la Tabla 13.

**TABLA 12 — DETERMINACION DE LA RELACION GAS CONDENSADO
POZO GIRALDAS 32**

PRESION kg / cm ²	VOL. RELATIVO Vr	% DE LIQUIDO PL	(W / PL)	R _g
464.69	1.0000	0.0	--	--
460.62	1.0021	0.5	2.0042	200.420
453.39	1.0060	1.4	0.71857	71.857
443.04	1.0153	3.1	0.32797	32.797
428.97	1.0282	6.6	0.15579	15.579
400.84	1.0577	19.3	0.0576	5.760
366.79	1.0690	21.2	0.05024	5.024
378.71	1.0962	23.28	0.04708	4.708
351.62	1.1210	25.30	0.04431	4.431
337.55	1.1510	26.30	0.04370	4.370
303.39	1.2200	27.60	0.04452	4.452
267.23	1.3323	29.30	0.04708	4.708
232.07	1.4760	28.85	0.05173	5.173
210.97	1.5980	28.60	0.05377	5.377
196.91	1.6800	28.45	0.05629	5.629
181.74	2.0050	29.00	0.07163	7.163
147.60	2.1710	27.50	0.07800	7.800
143.01	2.2379	27.65	0.08094	8.094

TABLA 13. RELACION GAS-CONDENSADO USADA PARA LOS CALCULOS

Presión (Kg/cm ²)	Rc (m ³ /m ³)
143.81	53.9
147.68	53.8
161.74	54.0
196.91	54.4
210.97	54.8
232.07	55.5
267.23	57.0
302.39	60.0
337.55	64.1
351.62	69.2
372.71	75.7
386.78	77.2
400.84	88.0
428.97	100.0
443.04	118.0
453.59	132.0
460.62	150.0
464.49	190.0

La comparación de los resultados obtenidos en -
las Tablas 12 y 13, se presentan en la Figura 30.

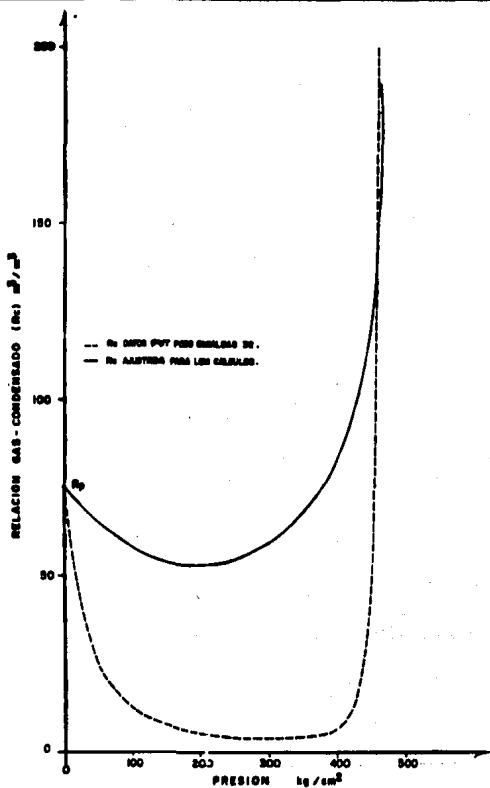


Fig. 30

COMPARACION DE LA RELACION GAS-CONDENSADO OBTENIDA DE LOS DATOS PVT Y LA USADA EN LOS CALCULOS.