



01174
6
2g

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO
Facultad de Ingeniería

Modelo Matemático para el Analisis de Redes en Tuberías con Flujo Multifasico

José Francisco Martínez Mendoza

T E S I S

PRESENTADA A LA DIVISION DE ESTUDIOS DE
POSGRADO DE LA

FACULTAD DE INGENIERIA

DE LA

Universidad Nacional Autónoma de México

COMO REQUISITO PARA OBTENER
EL GRADO DE

MAESTRO EN INGENIERIA
PETROLERA



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

**"MODELO DE COMPUTO PARA EL ANALISIS DE REDES "
EN TUBERIAS CON FLUJO MULTIFASICO**

ALUMNO : JOSÉ FRANCISCO MARTÍNEZ MENDOZA

DIRECTOR : FRANCISCO SANCHEZ ARREDONDO

A G R A D E C I M I E N T O S

A mi esposa "CLARISSE" y a mis hijos "JOSAFAT" y "VANIA" quienes siempre me han dado todo su amor, apoyo y confianza.

A mis Padres, "VICENTE" y "MARIA CONCEPCION", por la formación y el amor que me han dado.

A mis hermanos "ROCIO", "VICENTE" Y "VICTOR"

Al M. en I. Francisco Sánchez Arredondo por su guía y valiosa crítica durante la revisión de este trabajo.

Mi más profundo agradecimiento a la memoria del Ing Raúl Poblano Ordoñez por su valiosa colaboración durante el desarrollo de esta tesis.

A PETROLEOS MEXICANOS por haberme brindado la oportunidad de estudiar la Maestría.

A mis Profesores y compañeros con los que compartí todo el tiempo de la Maestría

I N D I C E

RESUMEN

I INTRODUCCION

II TEORIA

II.1 Método de Stoner

II.2 Comportamiento de flujo en el yacimiento

II.3 Comportamiento de flujo en Tuberías
verticales

II.4 Comportamiento de flujo en Tuberías
horizontales

II.5 Comportamiento de flujo a través de
estranguladores

III MODELO PROPUESTO

IV PROGRAMA DE COMPUTO

IV.1 Captura de datos

IV.2 Método de Stoner

IV.2 Resultados

V EJEMPLOS DE APLICACION

Pozo : Tecminoacán 488

Pozo : Campo Cárdenas

Campo Luna

VI CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

NOMENCLATURA

REFERENCIAS

ANEXOS

- A : Correlaciones utilizadas para el cálculo
de las propiedades de los fluidos
- B : Derivadas de los Conectores
- C : Pozo: Tecominocán 488
- D : Diagramas de bloques del programa de
cómputo

RESUMEN

Esta tesis presenta una modificación del trabajo propuesto por Stoner⁽¹⁾, el cual permite simular el comportamiento en régimen permanente de un sistema de gas integrado por tuberías, compresores, válvulas y en general todo tipo de elemento que pueda ser representado por una ecuación en función de la presión y el gasto.

La modificación consiste en reemplazar algunas de las ecuaciones de los elementos que integran el sistema de gas por ecuaciones de flujo multifásico, de tal forma que éste método pueda ser aplicado a sistemas de recolección de hidrocarburos, en los cuales puede incluirse el yacimiento, y los estranguladores de un pozo.

Finalmente se presenta la aplicación del procedimiento propuesto en parte de una red superficial ubicada en el campo Luna, perteneciente al Distrito de Comalcalco, así como en un pozo del campo Tecominoacán y en otro del campo Cárdenas, ambos pozos pertenecientes al Distrito Cárdenas, estos Distritos pertenecen a la Región Sur.

(1) Referencias al Final

INTRODUCCION

El estudio del flujo de dos fases aplicado a redes de tuberías ha tenido poco desarrollo en la actualidad a pesar de que los sistemas de recolección de hidrocarburos en la industria petrolera operan comunmente en dos fases. Esto es debido probablemente a que los modelos de flujo multifásico desarrollados hasta hace algunos años están basados en procedimientos empíricos. Actualmente, se han desarrollado modelos los cuales son completamente analíticos y se les ha dado el nombre de modelos mecanísticos.

En 1975 Yocum⁽²⁾ presentó un método para el análisis de sistemas de recolección. Sin embargo, en su trabajo no plantea abiertamente el método y tampoco indica como alcanzar convergencia.

En 1975 Gould y Ramsey⁽³⁾ realizaron un análisis del uso de la ecuación de Panhandle, modificada por un factor de eficiencia, para la determinación de las caídas de presión en flujo de dos fases y sugieren que los métodos desarrollados para el análisis de sistemas de una fase se podrían aplicar para sistemas de dos fases cuando éstos manejan gas primordialmente ($R \geq 10,000 \text{ pie}^3/\text{bl}$).

En 1990 la compañía Simulation Sciences Inc.⁽⁴⁾ desarrolló un programa de cómputo llamado PIPEPHASE el cual

permite simular el flujo de fluidos en el sistema de producción :

- a) Desde el fondo del pozo al tanque de almacenamiento
- b) En Redes incluyendo el yacimiento, combinación de tuberías verticales, tuberías horizontales, estranguladores, separadores, enfriadores, calentadores, compresores, válvulas.

En cuanto a los tipos de fluidos puede manejar aceites negros, gas y condensado, vapor y flujo en una sola fase. Presenta la alternativa de realizar el cálculo de las propiedades de los fluidos mediante un análisis no-composicional o un análisis composicional en cuyo caso se cuenta con varias ecuaciones de estado.

Para cuestiones de cálculo se tienen diferentes correlaciones de flujo multifásico incluso métodos híbridos, de igual modo se cuenta con diversas ecuaciones para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor.

Al parecer éste es un programa muy completo, sin embargo, debido a su reciente aparición en el mercado y a que éste es un programa que se renta no se tiene información técnica en lo referente a los algoritmos que emplea para los cálculos.

En 1990 la compañía Scientific Software-Intercomp⁽⁵⁾ desarrolló un programa de cómputo llamado MNET el cual es un modelo de simulación de redes de tuberías que manejan flujo multifásico en régimen permanente. Este flujo puede ser simulado desde el yacimiento a través de pozos y sistemas de

recolección y distribución de hidrocarburos.

MNET puede manejar aceites negros, volátiles y de gas y condensado; el cálculo de las propiedades de los fluidos lo lleva a cabo mediante el uso de correlaciones para el caso de los aceites negros y para el caso de los aceites volátiles y de gas y condensado tiene la alternativa de elegir entre diferentes ecuaciones de estado para determinar las propiedades en base a la composición.

MNET cuenta para el cálculo de las caídas de presión con diferentes correlaciones de flujo multifásico incluyendo dentro de éstas, correlaciones de tipo mecánico.

Este programa tiene aproximadamente tres años que se dió a conocer comercialmente por lo que no se cuenta con información referente a su desarrollo teórico.

En México se han desarrollado diferentes programas de cómputo para poder realizar simulaciones del flujo de los fluidos en tuberías con flujo multifásico. Los programas con los que se cuenta permiten simular el flujo de los fluidos en las tuberías que se desee, sean estas tuberías verticales o tuberías horizontales, o bien realizar simulaciones desde el yacimiento hasta las condiciones de separación, esta simulación se lleva a cabo de manera integral. Dentro de los que realizan análisis integral se cuenta con programas que tienen la posibilidad de incluir uno o varios pozos en los cálculos, sin embargo el procedimiento que siguen es por tubo y requieren de mucha memoria y tiempo de cálculo. Existen

otros programas cuyo procedimiento de cálculo se basa en la teoría de Análisis Nodal, tomando como nodo solución cualquier punto del sistema.

El análisis nodal permite determinar los diámetros óptimos de las tuberías para producir el máximo gasto; y el efecto del cambio de la T.P., de la línea de descarga, o del estrangulador sobre el gasto.

Los programas que se han desarrollado en el Instituto Mexicano del Petróleo para realizar análisis integrales se basan en el siguiente procedimiento:

- a) Se toma como punto de partida el gasto máximo que se espera obtener del pozo
- b) A partir del gasto dado se calcula la presión de fondo fluuyente
- c) Con la presión de fondo fluuyente se calcula la presión de flujo en la boca del pozo, haciendo uso de alguna correlación de flujo multifásico para tuberías verticales. El valor obtenido representa la presión antes del estrangulador. Si con el gasto que se estableció en el inciso (a) el pozo no fluye se debe reducir el gasto e ir al inciso (b).
- d) Aplicando una correlación para flujo multifásico en tuberías horizontales, y empezando los cálculos con la presión en el separador, se obtiene la presión en la boca del pozo corriente

abajo del estrangulador, necesaria para transportar la producción a través de la línea de descarga.

- e) Se compara la presión obtenida en el inciso (c) con la obtenida en el inciso (d) con el fin de determinar si se cumple la condición de flujo crítico a través del estrangulador, para ésto se toma el valor que proporcione el autor de la correlación que se vaya a utilizar.
- f) Si se tiene flujo crítico se calcula el diámetro del estrangulador con la ecuación seleccionada, en caso de que la condición de flujo crítico no se cumpla y la presión del inciso (c) sea mayor a la del inciso (d) se tiene flujo subcrítico y deberá calcularse el diámetro del estrangulador con una ecuación para este tipo de flujo, sin embargo, si la presión del inciso (c) resulta ser menor a la del inciso (d) entonces debe reducirse el gasto y regresar al inciso (b).
- g) Una vez que se ha obtenido, para un gasto dado, el diámetro del estrangulador y la presión de flujo en la boca y en el fondo del pozo, se imprimen esos resultados. El paso siguiente para obtener una curva del comportamiento del sistema se debe reducir el gasto y efectuar nuevamente los cálculos. El proceso termina cuando el gasto es reducido a un límite fijado.

Entre los programas que más se utilizan en México para realizar simulaciones se tienen los siguientes :

PROGRAMA PARA EL DISEÑO DE TUBERIAS DE PRODUCCION Y LINEAS DE DESCARGA⁽⁶⁾ este programa fué realizado por Acuña R.A. y permite analizar de manera integral el flujo de los fluidos desde el yacimiento hasta las baterías de separación incluyendo a los estranguladores. Este programa utiliza la correlación de Vogel para el cálculo de la presión de fondo fluyendo, el método de Orkiszewski para el cálculo de las caídas de presión en la tubería vertical, el método de Eaton B.A. para el cálculo de las caídas de presión en tuberías horizontales y la ecuación de Ashford F.E. para la determinación del diámetro del estrangulador

FLUPROD⁽⁷⁾ permite analizar de manera integral el flujo de los fluidos desde el yacimiento hasta las baterías de separación. Algunas de las diferencias de este programa con el realizado por Acuña R. A. son : la selección automática de los métodos de cálculo de caídas de presión que más se ajustan a datos medidos, la programación de correlaciones para el cálculo de las propiedades PVT en función del perfil de temperatura determinadas en forma exponencial; así como la incorporación del análisis del efecto de los disparos sobre la productividad de los pozos que incluye el daño a la formación.

FLUMUL⁽⁸⁾ permite determinar las caídas de presión en tuberías. Cuenta con diferentes correlaciones de flujo multifásico tanto para tuberías verticales como para tuberías horizontales, para el cálculo de las propiedades de los fluidos se utilizan correlaciones para aceites negros únicamente.

FLUAOC⁽⁹⁾ permite analizar el comportamiento de flujo de aceite volátil o gas y condensado en instalaciones de producción desde el fondo del pozo hasta la llegada de los fluidos a las baterías de separación, considerando estranguladores y potencial del yacimiento. Este programa hace uso de la ecuación de estado de Peng-Robinson para calcular la fracción molar del líquido y del vapor de la mezcla con la cual se calculan las propiedades de los fluidos. En los cálculos se considera que la mezcla de hidrocarburos es de composición constante. Debido a que el procedimiento que utiliza el programa se basa en la composición de la mezcla de hidrocarburos se puede utilizar también para los aceites negros, siempre y cuando se cuente con la composición de la mezcla.

FLUCOM⁽¹⁰⁾ permite calcular las caídas de presión en tuberías verticales que transportan aceite volátil o gas y condensado, considerando la existencia de flujo multifásico con cambio de composición de la mezcla de hidrocarburos en cada segmento de la tubería en el que se realicen los cálculos. Este programa hace uso de la ecuación de estado de

Peng-Robinson para calcular la fracción molar del líquido y del vapor de la mezcla con la cual se calculan las propiedades de los fluidos, también presenta la opción de poder utilizar alguna de las siguientes correlaciones para el cálculo de las caídas de presión : Orkiszewski, Hagerdon y Brown, Poettmann y Carpenter, Baxendell y Thomas, Fancher y Brown, Duns y Ros.

Tanto FLUCOM como FLUAOG pueden utilizarse para aceites negros si se cuenta con la composición de la mezcla de hidrocarburos.

MULFAS⁽¹¹⁾ permite calcular las caídas de presión en tuberías verticales permitiendo la selección automática o manual de los métodos de cálculo de caídas de presión que más se ajusten a datos medidos, la programación de correlaciones para el cálculo de las propiedades PVT en función del perfil de temperatura determinada en forma exponencial o lineal, la determinación de las caídas de presión para uno o varios gastos, la presentación de tablas que muestran el diámetro interior y el peso de las tuberías que se vayan a introducir.

Durante el momento de la ejecución Mulfas presenta una pantalla en donde se puede observar como van variando los patrones de flujo así como la presión, la temperatura y algunas de las propiedades de los fluidos tales como la viscosidad del aceite, el factor de volumen del aceite, y la relación de solubilidad del gas.

El modelo propuesto en este trabajo es una extensión al procedimiento que publicó Stoner en 1970 para analizar sistemas que manejan gas, (éste a su vez fué una extensión de trabajos presentados sobre el análisis de sistemas de distribución de agua y está basado en un sistema de ecuaciones que simulan el flujo de gas en redes de tuberías), y tiene como finalidad aplicar la teoría de redes de una sola fase al flujo multifásico y al mismo tiempo proporcionar una herramienta práctica y que no consuma mucho tiempo de cómputo, características de las cuales carecen los programas que realizan análisis integrales en México.

El modelo es capaz de realizar simulaciones integrales, - utilizando ecuaciones del yacimiento, correlaciones de flujo multifásico para tuberías horizontales y tuberías verticales, ecuaciones de estranguladores -, o bien puede analizar los nodos y conectores que se desee; de esta manera pueden realizarse simulaciones en sistemas sencillos o en redes con muchos nodos.

Las correlaciones de flujo multifásico que utiliza el modelo son la de Poettmann y Carpenter, y Baxendell y Thomas para el caso de las tuberías verticales y las de Bertuzzi, Eaton y Martinelli, para tuberías horizontales. Estas correlaciones fueron elegidas debido a que son fáciles de utilizar y por sus características son las que se pueden adaptar más fácilmente al método de Stoner debido a que prácticamente con sólo una ecuación se puede determinar el gasto. De comprobarse que la teoría de redes de una fase es aplicable al flujo multifásico se puede en trabajos

posteriores a esta tesis implementar otros tipos de correlaciones.

Debe quedar claro que no obstante que el modelo propuesto en este trabajo maneja el concepto de nodos no se basa en un análisis nodal, sino que se basa en un sistema de ecuaciones que simulan el flujo multifásico en redes de tuberías.

El procedimiento fué programado en Turbo Pascal V en una computadora personal PRINTAFORM, con un procesador 8086 y una velocidad de procesamiento de 10 Mhz, compatible con IBM.

TEORIA

En este capítulo se presenta una breve exposición de las ecuaciones que se emplearon para el desarrollo del modelo que se presenta en esta tesis, así como las razones por las cuales fueron seleccionadas.

COMPORTAMIENTO DEL FLUJO AL POZO

La capacidad que tiene un yacimiento para aportar fluidos depende de las características de la formación y de los fluidos producidos, así como también si el pozo productor se encuentra dañado o no. Diversos investigadores han realizado estudios acerca del cálculo de la capacidad del yacimiento para aportar fluido, sin embargo, el estudio realizado por VOGEL⁽¹²⁾ es uno de los más aceptados por su sencillez y buenos resultados.

Vogel obtuvo una curva adimensional para determinar la capacidad del yacimiento en base al análisis de diferentes curvas de comportamiento de flujo obtenidas para pozos productores de varios yacimientos ficticios. Estos pozos se encontraban en yacimientos donde la presión era menor a la de saturación y cuyo mecanismo de empuje era por gas disuelto. Esta curva se presenta en la figura (2.1) y puede ser representada matemáticamente por la siguiente ecuación :

$$q_o / q_{\max} = 1 - 0.2(P_{wf}/P_{ws}) - 0.8(P_{wf}/P_{ws})^2 \quad \dots\dots (2.1)$$

Para determinar la capacidad de flujo del yacimiento es necesario contar con la prueba de producción de un pozo, para poder evaluar primero q_{\max} y posteriormente poder calcular el flujo de aceite (q_o).

$$q_o = q_{\max} (1 - 0.2(P_{wf}/P_{ws}) - 0.8(P_{wf}/P_{ws})^2) \quad \dots\dots (2.2)$$

VOGEL

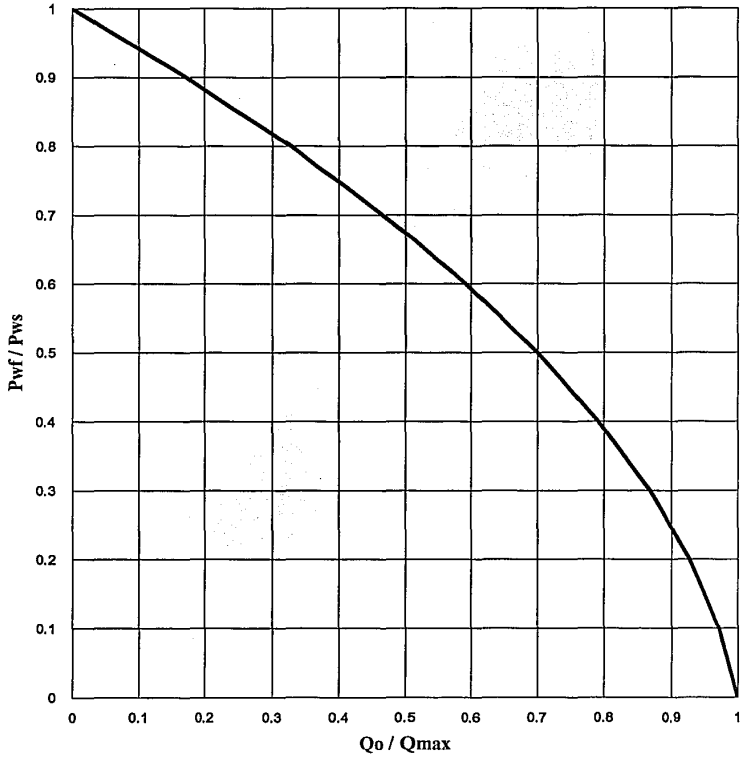


FIGURA 2.1

**COMPORTAMIENTO DE AFLUENCIA AL POZO DE UN
YACIMIENTO CON EMPUJE POR GAS DISUELTO**

La ecuación de Vogel es válida sólo para cuando el yacimiento es saturado. Si el yacimiento es bajosaturado se utiliza una expresión muy simple para el cálculo de la capacidad de flujo, ésta es :

$$q_o = J (P_{ws} - P_{wf}) \quad \dots\dots\dots (2.3)$$

A continuación se presenta una ecuación general para el cálculo de capacidad de aceite, la cual es muy útil debido a que abarca la posibilidad del yacimiento bajosaturado y saturado. Esta ecuación se puede utilizar siempre que P_{ws} sea mayor a la P_b , en caso contrario debe usarse la ecuación de Vogel.

El procedimiento para utilizar esta ecuación es el siguiente :

- Contar con una prueba de producción
- Si la prueba de producción se realizó arriba de P_b , J se calcula de la siguiente manera :

$$J = \frac{q_o}{(P_r - P_{wf})}$$

- Si la prueba de producción se realizó abajo de P_b , J se calcula de la siguiente manera :

$$J = \frac{q_o}{P_{ws} - P_b + P_b/1.8 \left[1 - 0.2(P_{wf}/P_b) - 0.8(P_{wf}/P_b)^2 \right]}$$

- Si la P_{wf} a la que se va a calcular el gasto de aceite es mayor a P_b entonces el gasto se calculará con la ecuación (2-3), en caso contrario el gasto de aceite se calculará de la siguiente manera :

$$q_b = J(P_{ws} - P_{wf})$$

$$q_{max} = q_b + \frac{JP_b}{1.8}$$

$$q_o = q_b + q_{max} - q_b \left[1 - 0.2(P_{wf}/P_b) - 0.8(P_{wf}/P_b)^2 \right]$$

..... (2.4)

COMPORTAMIENTO DE FLUJO EN TUBERIAS VERTICALES

Es muy importante poder conocer como se comportan los fluidos dentro de la tubería vertical debido a que la mayor parte de la presión disponible para llevar los fluidos del yacimiento hasta los separadores se consume en dicha tubería, es por esta razón que desde hace ya muchos años ha sido tema de estudio por diversos investigadores la determinación de las pérdidas de presión en tuberías verticales.

Muchas han sido las correlaciones que se han desarrollado y como es lógico cada nueva correlación intenta cubrir y mejorar lo que las anteriores han realizado por esta razón las correlaciones existentes para la determinación de las pérdidas de presión en tuberías verticales se han clasificado en tres tipos bien definidos:

TIPO 1.- No se considera resbalamiento entre las fases. Las pérdidas por fricción y los efectos del colgamiento se expresan por medio de un factor de fricción correlacionado empíricamente. No se consideran patrones de flujo.

TIPO 2.- Se toma en cuenta el resbalamiento entre las fases. El factor de fricción se correlaciona con las propiedades combinadas del gas y líquido. No se distinguen regímenes de flujo.

TIPO 3.- Se considera resbalamiento entre las fases. El factor de fricción se correlaciona con las propiedades del fluido en la fase continua. Se distinguen diferentes patrones de flujo.

POETTMMANN Y CARPENTER⁽¹³⁾ fueron unos de los primeros investigadores que incursionaron en el desarrollo de procedimientos empíricos para la determinación de las caídas de presión en tuberías. Ellos desarrollaron una ecuación a partir de un balance de energía entre dos puntos de la tubería de producción; esta ecuación proporciona resultados que no son tan buenos como los de algunos investigadores posteriores pero se ha comprobado que en algunos casos da muy buenos resultados y además es fácil de utilizar debido a que prácticamente con sólo una ecuación se puede determinar la caída de presión o el gasto, ésto es debido a que no se consideró durante su desarrollo el resbalamiento entre las fases ni los patrones de flujo, por esta razón fué elegida para aplicarse al método de Stoner, - este método utiliza una sólo ecuación para la determinación del gasto a través de diferentes elementos de flujo -.

La correlación de Poettmann y Carpenter (Fig. 2.2) pertenece a las correlaciones del tipo 1 y en caso de que al adaptarse en el método de Stoner proporcione resultados satisfactorios, que no difieran en más de un 5 % con respecto a los cálculos tradicionales, se considerará aceptable por lo que en trabajos posteriores a esta tesis se puede intentar adaptar las correlaciones tipo 2 y tipo 3; las cuales involucran más de una ecuación.

La ecuación de Poettmann y Carpenter es :

$$\frac{\Delta P}{\Delta H} = \frac{1}{144} \left[\rho_{ns} + \frac{f_{tp} (q_o M)^2}{2.979 \times 10^5 \rho_{ns} d^5} \right] \dots\dots\dots (2.5)$$

POETTMANN Y CARPENTER

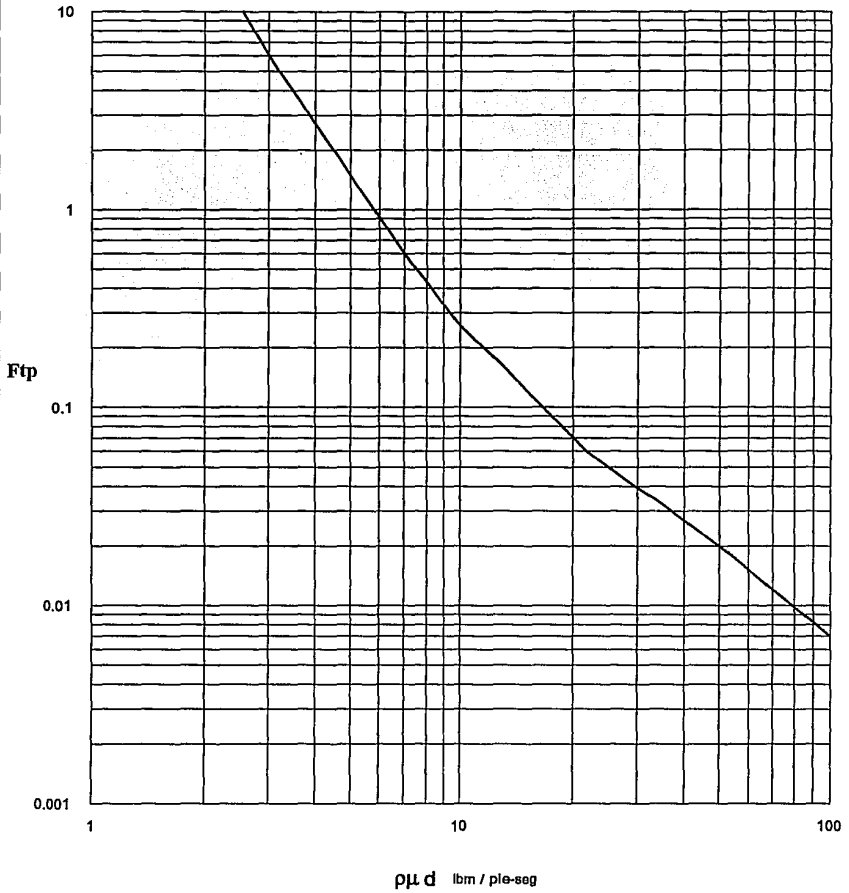


FIGURA 2.2

CORRELACION PARA EL FACTOR DE FRICCION

expresada en términos de la capacidad de flujo queda :

$$q_o = \left[\frac{144(\Delta P/\Delta H) - \rho_{ns} 2.979 \times 10^5 \rho_{ns} d^5}{M^2 f t_p} \right]^{0.5} \dots\dots\dots (2.6)$$

BAXENDELL Y THOMAS⁽¹⁴⁾, extendieron el trabajo de Poettmann y Carpenter para ser aplicable a pozos con altos gastos y flujo por el espacio anular. La diferencia con la ecuación (2.5) es la forma en la que se obtiene el factor de fricción f_{tp} . (Fig. 2.3)

BAXENDELL Y THOMAS

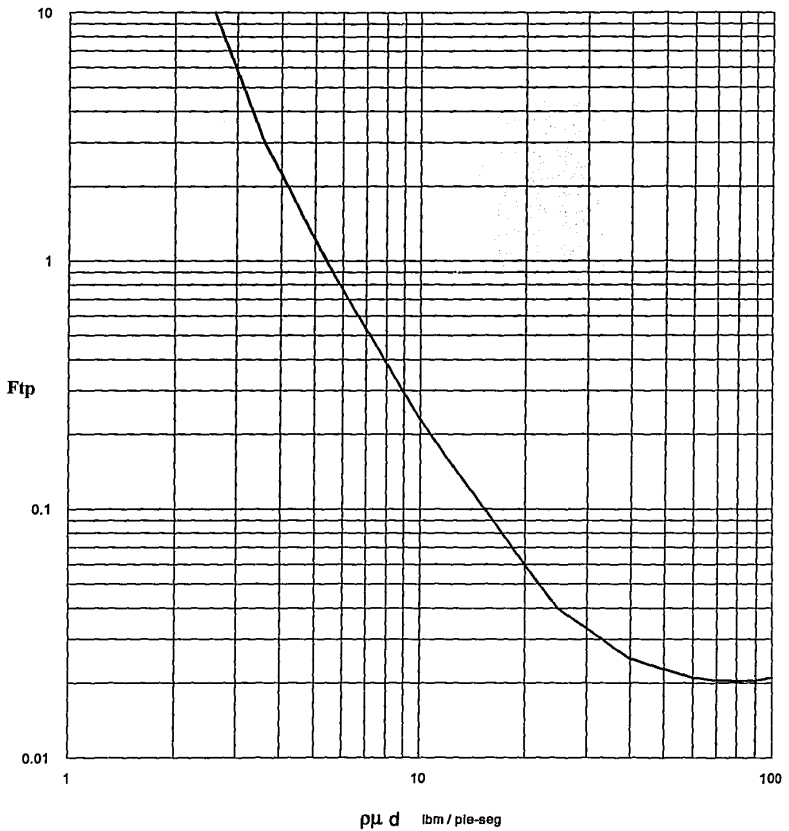


FIGURA 2.3

CORRELACION PARA EL FACTOR DE FRICCION

COMPORTAMIENTO DE FLUJO EN ESTRANGULADORES

Cuando se tiene colocado un estrangulador en un pozo, solamente pueden existir dos tipos de flujo : Flujo crítico o Flujo subcrítico. Cuando se tiene flujo crítico, el gasto que pasa a través del estrangulador alcanza un valor máximo con respecto a la presión que existe antes del estrangulador (corriente arriba). Los fluidos que fluyen por el estrangulador durante este flujo alcanzan la velocidad del sonido esto implica que las perturbaciones que existan después del estrangulador (corriente abajo), no se propagaran corriente arriba. Por lo tanto un decremento en la presión corriente abajo no hará que el gasto se incremente.

Si la presión corriente abajo es gradualmente incrementada, el gasto o la presión corriente arriba no variarán hasta que el límite del flujo crítico-subcrítico sea alcanzado, si este límite es rebasado por la presión corriente abajo, tanto el gasto como la presión corriente arriba se verán afectadas y la velocidad de los fluidos que pasen por el estrangulador ya no será la del sonido. El gasto dependerá entonces de la presión diferencial (Presión corriente arriba - Presión corriente abajo) y los cambios en la presión corriente abajo, afectarán la presión corriente arriba. Este comportamiento es característico del flujo subcrítico.

Numerosos investigadores han estudiado y desarrollado correlaciones acerca del flujo crítico, sin embargo, pocas correlaciones hay como la de ASHFORD-PIERCE⁽¹⁵⁾ que definan el

límite del flujo crítico-subcrítico y sobre todo que permitan calcular el comportamiento tanto en flujo crítico como en flujo subcrítico.

La ecuación desarrollada por Asfhord Y Pierce (ec 2-7) para el cálculo del gasto de aceite contempla un término conocido como coeficiente de descarga, que no es más que un coeficiente de ajuste que se introdujo para ajustar los datos medidos en campo con los obtenidos por su ecuación, de tal modo que este coeficiente varía para cada estrangulador que se utilice.

La ecuación (2-8) se emplea para calcular la relación de presión crítica X_c y es por ensayo y error.

Si el valor de X (ec. 2-7.6) es mayor que X_c el flujo es subcrítico.

Si el valor de X (ec. 2-7.6) es menor o igual que X_c el flujo es crítico y X tomará el valor de X_c en la ecuación (2-7.7).

$$q_o = 1.9706 C_d d^2 \quad \dots\dots (2-7)$$

$$\alpha = (B_o + WOR)^{-1/2} \quad \dots (2-7.1)$$

$$A1 = \frac{62.4 \gamma_{ro} + 0.01353 \gamma_g R + 67 WOR}{62.4 \gamma_{ro} + 0.01353 \gamma_g R_s + 67 WOR} \quad \dots (2-7.2)$$

$$A2 = 0.00504 (T_1 + 460) Z_1 (R - R_s) \quad \dots (2-7.3)$$

$$K = \frac{C_p}{C_v} \quad \dots (2-7.4)$$

$$A_3 = \frac{K}{K-1} \quad \dots (2-7.5)$$

$$X = \frac{P_2}{P_1} \quad \dots (2-7.6)$$

$$\beta = \frac{\left[\frac{(A_2/A_3)(1-X^{A_3})}{A_1} + P_1(1-X) \right]^{0.5}}{1 + (A_2/P_1)X^{-1/K}} \quad \dots (2-7.7)$$

$$X_c = \frac{\frac{R(p,t)}{n} \frac{R(p,t)n}{n-1} (1-X_c^{(n-1)/n}) + (1-X_c)}{0.5 \left[1 + R(p,t)X_c^{-1/n} \right]^2 X_c^{(n+1)/n}} \quad \dots (2-8)$$

$$R(p,t) = \frac{P_{cs} T_1 Z_1}{P_1 T_{cs}} (R-R_0) \frac{1}{5.615} \quad \dots (2-8.1)$$

COMPORTAMIENTO DE FLUJO EN TUBERIAS HORIZONTALES

A pesar de que las pérdidas de presión en una tubería horizontal no son tan severas como en la tubería vertical, debido al gradiente de elevación, una gran cantidad de investigadores han trabajado al respecto.

Para la determinación de las pérdidas de presión en tuberías horizontales sólo se consideran las pérdidas que son ocasionadas por la fricción y por la aceleración. En el cálculo de las pérdidas de presión por fricción se empleó la correlación de BERTUZZI⁽¹⁶⁾, y para el cálculo de las pérdidas por aceleración se utilizó la correlación de EATON⁽¹⁷⁾ para la cual el cálculo del colgamiento se hizo a través de la correlación de MARTINELLI⁽¹⁸⁾. Estas correlaciones no consideraron durante su desarrollo la determinación de los patrones de flujo.

Las correlaciones anteriores proporcionan buenos resultados, en muchos casos logran buenos ajustes, son fáciles de utilizar y al conjuntarlas prácticamente con una sola ecuación se puede determinar la caída de presión total o el gasto, y al igual que en tuberías verticales, por esta razón fueron elegidas para aplicarse al método de Stoner⁽¹⁾, - este método utiliza una sola ecuación para la determinación del gasto a través de diferentes elementos de flujo -.

La caída de presión total esta dada por la siguiente ecuación :

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{174.158 \text{ ft}_p \cdot W_m^2}{\rho_{ns} d^5 (1-E_k)} \dots (2-9)$$

expresada en términos de la capacidad de flujo queda :

$$q_0 = \frac{(\Delta P/\Delta L) \rho_m d^5 (1-E_k)}{174.158 \text{ ft}_p \text{ M}^2} \dots (2-10)$$

$$M = 350.5 \gamma_{ro} + 0.0764 R \gamma_g + 350.5 \gamma_w \text{ WOR} \dots (2-10.1)$$

M E T O D O D E S T O N E R

En 1969 M.A. Stoner⁽¹⁾ desarrolló un método con el cual pueden diseñarse sistemas de recolección o distribución de gas, haciendo uso de ecuaciones que simulan el flujo en estos sistemas.

La teoría que se presenta a continuación es el procedimiento que siguió el autor para desarrollar su modelo, la diferencia es que las ecuaciones que se citen corresponden a flujo multifásico y no a una sola fase como lo hizo él.

Considérese un sistema de producción de aceite y gas como el mostrado en la figura (2.4), en el cual el régimen de flujo es permanente. Cualquier sistema de este tipo puede ser descrito mediante el uso de nodos y conectores figura (2.5). Los nodos representan puntos donde uno o más conectores terminan, o en donde el flujo entra o sale del sistema. Los conectores son el conjunto de todos los elementos que pueden ser incluidos en un sistema y a través de los cuales hay un intercambio de masa de un nodo a otro.

Los elementos que se usarán en este modelo son : yacimientos, tuberías verticales, tuberías horizontales y estranguladores.

En un sistema como el de la figura (2.4) la ecuación de continuidad debe de cumplirse en cada uno de los nodos. Esta ecuación establece que el flujo neto de los gastos que maneja un nodo a través de sus conectores más el gasto que entra o sale del sistema en este nodo debe ser igual a cero, matemáticamente esta ecuación se expresa :

$$F_i = \sum_{j/(i,j) \in C} q_{ij} + Q_i \dots\dots\dots (2.11)$$

$i \in N$

Cada tipo de conector existente en el sistema puede ser representado por una ecuación que asocie el gasto (q_{ij}) en función de las presiones en los nodos ij . (Ecs. 2.3, 2.4, 2.6, 2.7, 2.10). Estas ecuaciones representan el modelo matemático para cada tipo de conector.

Si la expresión (2.11) es aplicada a todos los nodos del sistema y se sustituye la ecuación de flujo de cada

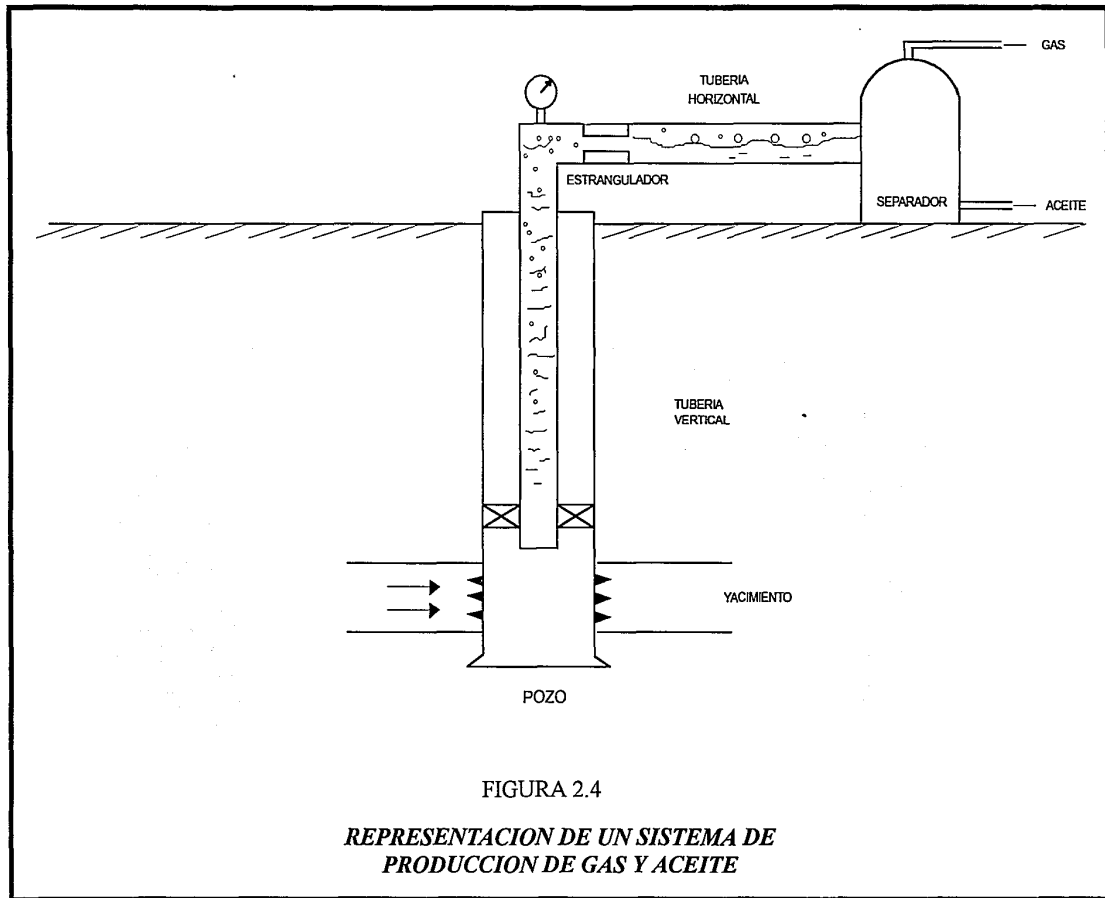


FIGURA 2.4

**REPRESENTACION DE UN SISTEMA DE
PRODUCCION DE GAS Y ACEITE**

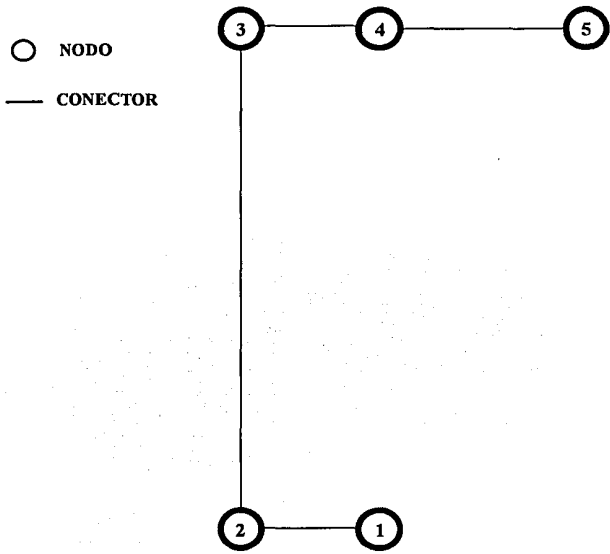


FIGURA 2.5

**REPRESENTACION DEL SISTEMA DE PRODUCCION
DE GAS Y ACEITE A TRAVES DE NODOS Y
CONECTORES**

elemento conectado a los nodos, el gasto q_{ij} es eliminado obteniéndose así un conjunto de ecuaciones simultaneas no lineales las cuales constituyen el modelo en régimen permanente para los sistemas como el mostrado en la figura (2.4).

Cuando los valores de todas las variables en el sistema de ecuaciones son tales que todas las F_i son reducidas o cercanas a cero se dice que el sistema está balanceado y por lo tanto los gastos externos (Q_i) también lo estarán, es decir :

$$\sum_{i=1}^N Q_i = 0 \quad \dots\dots\dots (2.12)$$

Un sistema que en general consista de N nodos tendrá un total de 2N variables. Por cada nodo habra una presión y un gasto variables, es por esta razón que es necesario determinar que variables serán la incógnitas debido a que se debe tener un sistema de N ecuaciones con N incógnitas para que se pueda resolver. La elección de las incógnitas no es difícil sólo hay que cuidar que las ecuaciones que conforman al sistema con las variables seleccionadas sea linealmente independiente.

Debido a que la sumatoria de los gastos externos es cero, sólo se pueden asignar gastos a N-1 nodos dejando un gasto al menos como incógnita.

Es también necesario que al menos la presión de algún nodo sea especificada con la finalidad de que sirva como referencia para el sistema.

SOLUCION AL SISTEMA DE ECUACIONES NO LINEALES

Al sustituir las ecuaciones de cada conector en la expresión (2.11) se obtiene un sistema de ecuaciones no lineales. Actualmente uno de los mejores métodos para resolver este tipo de sistemas es el de NEWTON RAPHSON⁽¹⁹⁾.

El método de Newton Raphson determina una corrección lineal al valor de las incógnitas de acuerdo a un proceso iterativo. Las incógnitas son denotadas por X y los valores de las incógnitas ya corregidas en la iteración $K+1$ está dado por

$$X_i^{k+1} = X_i^k + \Delta X_i^{k+1} \quad \dots\dots\dots (2.13)$$

$$i = 1, \dots, N$$

donde el término de corrección (ΔX_i) es determinado resolviendo el conjunto de ecuaciones simultaneas lineales dadas por la siguiente expresión :

$$\sum_{i=1}^N \frac{\partial F_j}{\partial X_i} \Delta X_i = -F_j \quad \dots\dots\dots (2.14)$$

$$j = 1, \dots, N$$

las derivadas $\frac{\partial F_j}{\partial X_i}$ se obtienen derivando las ecuaciones de continuidad de cada nodo. (En el Anexo B se encuentran las derivadas de los conectores utilizados). Los valores numéricos de F_j son obtenidos al sustituir los valores de las variables fijadas y los valores actuales de las incógnitas en dichas ecuaciones. Este procedimiento es iterativo y es repetido hasta que los valores de F_j son reducidos a algún límite tolerable.

Este método requiere que se proporcione un valor inicial a las incógnitas.

Para prevenir que el método dilate en converger, Stoner encontró que la ecuación de corrección básica puede ser modificada introduciendo un factor de aceleración α , aplicado al término de corrección X_1 , la ecuación (2.14) queda :

$$X_1^{k+1} = X_1^k + \Delta X_1^{k+1} \alpha_1 \dots\dots\dots (2.15)$$

$i = 1, \dots, N$

Stoner comprobó que el factor de aceleración α puede acelerar considerablemente la convergencia consiguiendo con esto reducir el número de iteraciones.

Para flujo en una sólo fase Stoner propuso utilizar en las dos primeras iteraciones un valor del factor de aceleración (α) de 0.5 y para las demás iteraciones un valor de $\alpha = 1$, estos mismos valores se utilizaran para flujo multifásico, sin embargo, si se llegara a tener problemas de divergencia, se recomienda probar el esquema que realizó Stoner para diferentes valores del factor de aceleración.

MODELO PROPUESTO

El modelo propuesto en este trabajo es una extensión al método de Stoner, introduciendo en lugar del flujo de gas el flujo multifásico.

Las correlaciones desarrolladas para flujo multifásico en tuberías se aplican para resolver una ecuación diferencial, la cual fué desarrollada en base a la ecuación general de energía, por lo que requieren que las condiciones en los extremos de una sección no varien considerablemente. La mayoría de las correlaciones desarrolladas consideran durante los cálculos que las condiciones medias y las propiedades de los fluidos calculadas a estas condiciones sean representativos de toda la sección.

Las tuberías con las que se cuenta en la industria petrolera para transportar los hidrocarburos desde el yacimiento hasta la batería de separación tienen grandes longitudes, por esta razón para el cálculo es necesario dividir las en tramos cortos, con el objetivo de que las condiciones en los extremos de cada tramo no varien considerablemente y poder así resolver la ecuación diferencial. Esto significa que para calcular las caídas de presión en una tubería se requiere de ir analizando tramo a tramo hasta alcanzar la longitud total de la tubería.

Para el desarrollo del modelo se consideró un sistema de producción gas-aceite conformado por los siguientes elementos : yacimiento, tuberías verticales, estranguladores y tuberías horizontales y se realizó una selección de entre las diferentes ecuaciones existentes en la literatura que los representara, en función de la presión y el gasto, y además se pudieran aplicar en forma práctica al método de Stoner. (En el capítulo 2 se presentan las ecuaciones que se seleccionaron así como la descripción del método de Stoner).

SUPOSICIONES :

Para poder desarrollar el modelo fué necesario realizar las siguientes suposiciones :

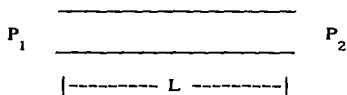
- 1.- El gasto que entra a cada nodo se considera positivo y el que sale negativo.
- 2.- La temperatura se comporta de forma lineal.
- 3.- Sólo se manejarán tuberías horizontales y verticales.
- 4.- Para el caso de las tuberías las propiedades de los fluidos se calcularán a las condiciones medias, es decir, la longitud del tubo o conector se divide entre dos y en este punto se obtendrán las propiedades.
- 5.- Para el caso de las tuberías verticales y horizontales las ecuaciones de flujo multifásico utilizadas determinan la capacidad de flujo de toda la tubería, en un solo cálculo, es decir, consideran la longitud total de la tubería y la presión a la entrada y salida de la misma sin necesidad de hacerlo por incrementos pequeños como se hace de manera tradicional.

TUBERIAS

Como primer paso las ecuaciones correspondientes tanto para tuberías verticales como para tuberías horizontales se expresarán en función del gasto de aceite (q_o) debido a que normalmente se denotan en términos de la caída de presión en la tubería ($\Delta p/\Delta L$).

Δp se consideró como el abatimiento de presión existente en los extremos de la tubería ($P_1 - P_2$)

ΔL se consideró como la longitud total de la tubería, L



Posteriormente, como parte del método de Stoner se derivó la ecuación de q_o con respecto a P_1 , P_2 y q_o considerando a todos los demás términos que aparecen en las ecuaciones como constantes.

TUBERIAS VERTICALES

Las ecuaciones que se utilizaron fueron las desarrolladas por Poettman y Carpenter y Baxendell y Thomas.

TUBERIAS HORIZONTALES

Las correlaciones que se utilizaron fueron las desarrolladas por Bertuzzi⁽¹⁰⁾, Eaton⁽¹¹⁾ y Martinelli⁽¹²⁾. La correlación de Bertuzzi se empleó para calcular las pérdidas por fricción, la de Eaton se empleó para calcular las pérdidas por aceleración y la correlación de Martinelli para determinar el colgamiento.

ESTRANGULADORES

La ecuación que se utilizó para determinar el gasto de aceite a través de los estranguladores fué la desarrollada por Ashford-Pierce⁽⁹⁾. Esta ecuación se derivó con respecto a la presión corriente arriba (P_1) y a la presión corriente abajo (P_2) del estrangulador así como al gasto de aceite q_o , considerando todos los demás términos que aparecen en la ecuación como constantes.

YACIMIENTO

Para el cálculo del gasto de aceite a través del yacimiento se utilizó la ecuación de Vogel⁽⁶⁾ y la ecuación de IPR Generalizada. Estas ecuaciones se derivaron con respecto a la presión estática (P_r) a la presión de fondo fluyendo (P_{wf}) y al gasto de aceite (q_o). Al igual que en los casos anteriores los demás términos de las ecuaciones fueron considerados constantes.

INTRODUCCION DE LAS CORRELACIONES DE FLUJO MULTIFASICO EN EL METODO DE STONER

Una vez que se contó con las ecuaciones de flujo multifásico y sus correspondientes derivadas se aplicó el método de Stoner, para esto fué necesario desarrollar un programa debido a la gran cantidad de cálculos que se necesitaban realizar. El programa se probó por partes, debido a su tamaño, primero con datos de la tubería vertical y posteriormente con datos de la tubería horizontal.

En el caso de las tuberías verticales al ejecutar el programa éste corría, sólo que no convergía el método de Stoner. Lo primero que se creyó es que habría algún error "de dedo" en la información que se proporcionó, sin embargo, se revisó detenidamente y no se encontró nada. Posteriormente se pensó que si el método no convergía era debido a que la derivada obtenida de la ecuación estaría equivocada, así que se procedió a revisarla sin encontrar error. La última posibilidad era que hubiera alguna falla en la programación del método de Stoner, sin embargo, se revisó línea por línea sin encontrar aparentemente error alguno. La pregunta seguía ¿ Por qué no converge el método ?, tenía que haber algo que se estaba pasando por alto, por lo que se analizó nuevamente la ecuación de flujo multifásico y surgió una posibilidad para explicar la no convergencia, en la ecuación hay un término que se conoce como el factor de fricción de las dos fases y se denota por f_{tp} , - para la obtención de este

factor se siguió un procedimiento de ensayo y error debido a que este término es función del gasto γ , analíticamente su obtención no resultó ser problema, sin embargo, se observó que al obtener la derivada realmente f_{tp} no era una constante debido a que al variar las presiones durante cada una de las iteraciones del método de Stoner su valor variaba, éste podría variar desde un valor de 0.001 hasta 100 para el caso de la correlación de Poettmann y Carpenter y desde 0.001 hasta 0.0044 para la correlación de Baxendell y Thomas. Si la variación de f_{tp} era la causa de la no convergencia sólo se podría probar si al asignarle un valor constante el método convergiera. Se asignó un valor de f_{tp} de 0.001 y se corrió nuevamente el programa y efectivamente el método convergía.

Que estaba ocurriendo ?, el método convergía pero la solución obtenida no era la correcta debido a que el valor de f_{tp} no era el real, sin embargo, la solución no debía diferir demasiado debido a que todas las demás variables involucradas si habían variado libremente, por tal motivo se consideró que lo que se había hecho era meter la solución dentro de un entorno y esto se podría confirmar al introducir como variables supuestas la solución obtenida con f_{tp} constante y correr nuevamente el programa, pero ahora sin mantener constante el valor de f_{tp} es decir dejándolo variar libremente. Lo que se obtuvo como resultado al realizar lo anterior fué darse cuenta que la variación de f_{tp} seguía afectando aunque ya no tanto como antes debido a que el método tendía a converger pero no con una tolerancia

aceptable, debido a ésto se implementó un método de interpolación para el gasto, el cual resolvió el problema de la convergencia del método teniéndose una tolerancia de hasta 0.004.

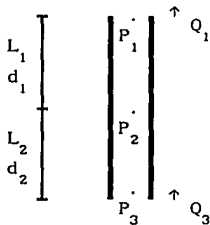
Se hicieron diferentes corridas y se obtuvo que el procedimiento de interpolación desarrollado permitía que el método de Stoner convergiera hasta con tolerancias de 0.5, así mismo se observó que un valor bueno de f_{tp} para fijarse constante es de 0.001 para el caso en que se esté utilizando la ecuación de Poettmann y Carpenter y un valor de 0.0044 para el caso de la ecuación de Baxendell y Thomas.

Al ejecutar el programa para el caso de las tuberías horizontales se observó que apesar de que la ecuación de flujo para estas tuberías también contempla un factor de fricción para las dos fases (f_{tp}) no existía el problema de la no convergencia y la respuesta que a ésto se le dió es que el valor de f_{tp} varía en un rango de 0.004 a 0.1 lo cual numéricamente no es una variación muy grande y permite que el método converja.

Una vez habiendo probado por separado el programa tanto para tuberías verticales como para tuberías horizontales se corrió considerando conjuntamente el yacimiento, la tubería vertical, el estrangulador y la tubería horizontal ya como un sistema. El yacimiento y los estranguladores no significaron realmente ningún problema en cuanto a la convergencia del método de Stoner.

METODO DE INTERPOLACION

Considérese dos tuberías en donde P_1 y P_3 son conocidos y se tienen como incógnitas a P_2 , Q_1 y Q_3 , como se muestra en la figura.



al correr el programa dejando a f_{tp} como constante se obtiene un valor de P_2 , Q_2 y Q_3 que no son la solución real, al introducir estos valores como supuestos y volver a correr el programa dejando variable a f_{tp} ocurre que el gasto de aceite tiende a variar de una iteración a otra sin llegar a estabilizarse, por tal motivo se recurrió al siguiente procedimiento (figura 3.1) :

1.- Se toma un par de nodos empezando por uno de los extremos del arreglo de tuberías verticales, Nodo i y Nodo $i+1$.

2.- Se realizan las siguientes asignaciones y cálculos

$$\Delta P = 25$$

$$P_x = \text{Presión del nodo } i+1$$

$$P_y = P_x - \Delta P$$

$$P_z = P_y - \Delta p$$

- 3.- Con la ecuación (2-6) se calculan los gastos aceite Q_x, Q_y, Q_z utilizando los valores de las presiones $(P_i, P_x), (P_i, P_y)$ y (P_i, P_z) respectivamente.
- 4.- Se obtiene la presión en el nodo $i+1$, por interpolación o extrapolación según el valor del gasto Q_i
- 5.- Se repiten los pasos del (1) al (5) hasta abarcar todos los nodos del arreglo de tuberías verticales.
- 6.- Se aplica el método de Stoner.
- 7.- Si no se ha cumplido con la tolerancia en el método de Stoner ir al paso (1) en caso contrario imprimir resultados.

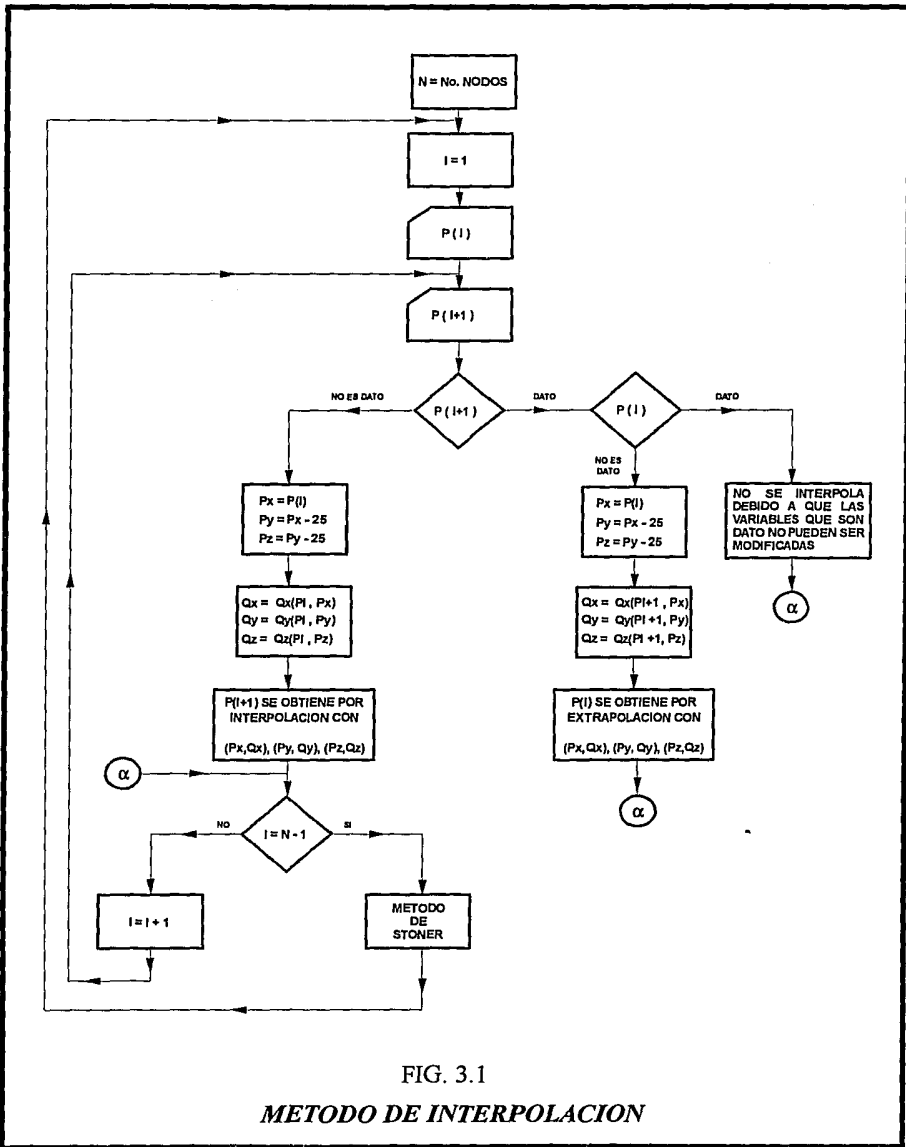


FIG. 3.1

METODO DE INTERPOLACION

PROGRAMA DE COMPUTO

El objetivo de este programa es poder analizar de una manera integral el flujo de fluidos en pozos petroleros, entendiendo por integral el estudio conjunto del yacimiento, tuberías verticales, estranguladores, líneas de escurrimiento y presión de separación.

A diferencia de otros programas desarrollados con anterioridad este utiliza el método de Stoner, el cual fué desarrollado para utilizarse en flujo de redes en una sola fase y, que en este trabajo se modificó para manejar flujo multifásico.

El programa fué desarrollado en Turbo Pascal V en una computadora de tipo personal (Printaform) compatible con IBM.

DESCRIPCION :

El programa está conformado por tres modulos principales

1.- Captura de datos 2.- Método de Stoner

3.- Resultados

CAPTURA DE DATOS :

La captura de datos se presenta en la figura (1)^{*} y puede ser hecha a través del teclado o mediante un archivo, recomendándose esta segunda opción por la gran cantidad de información que se maneja y para hacer más versátil la operación del programa.

La información básica que se requiere es la siguiente :

Número de nodos(NN)
Número de conectores.....(NC)
Relación Gas-aceite.....(RP)
Porcentaje de agua.....(WOR)
Densidad API.....(API)
Densidad relativa del gas.....(DRGT)
Presión a condiciones base.....(PB)
Temperatura a condiciones base....(TB)

* Anexo C

En cuanto a la información de los nodos sólo puede haber una incógnita y esta será la presión o el gasto, por lo que al fijarla se deberá proporcionar el valor de la variable conocida.

Con lo que respecta a la información de los conectores esta variará dependiendo del tipo de conector que se trate.

METODO DE STONER

Este método se presenta en la figura (2) y se emplea para encontrar el valor de las variables fijadas como incógnitas, basándose en la siguiente secuencia de cálculo :

- 1.- Asignar valores supuestos a las incógnitas.
- 2.- Sustituir el valor supuesto de las incógnitas en el sistema de ecuaciones (formado por las ecuaciones de cada conector) y obtener el valor de F_i para $i=1,2,\dots,N$.
- 3.- Probar si $\max |F_i|$ es menor o igual a una tolerancia. Si ésto ocurre, el problema está resuelto y los valores supuestos de las incógnitas son la solución. Si no continuar con el siguiente paso.
- 4.- Calcular el valor de las derivadas parciales de F con respecto a todas las incógnitas.

5.- Resolver el siguiente sistema de ecuaciones

para ΔX_j

$$\sum_{j=1}^n \frac{\sigma F_l}{\sigma X_j} \Delta X_j^{k+1} = -F_l \quad l=1,2,\dots,n$$

6.- Calcular el nuevo valor de las incógnitas de

$$X_j^{k+1} = X_j^k + \Delta X_j^{k+1}$$

7.- Regresar al paso (2) y repetir el procedimiento.

RESULTADOS

Al obtener la derivada parcial de una función con respecto a una variable (incógnita) se considera que todos los demás términos que aparecen en esta función son constantes, sin embargo, en la ecuación que representa el flujo en las tuberías verticales el factor de fricción (F_{tp}) no es una constante, debido a que al variar la presión cambia de valor, por tal motivo el programa deberá ejecutarse primeramente manteniendo constante el valor de F_{tp} y una vez que el método ha cumplido con la tolerancia se mandan a imprimir los valores de la presión y el gasto de cada nodo, los cuales se introducirán como valores supuestos y se volverá a ejecutar el programa dejando variar F_{tp} , de éste modo los valores obtenidos serán los correctos. Este procedimiento es necesario para poder acotar los resultados debido a la variación de F_{tp} .

EJEMPLOS DE APLICACION

La principal situación que se vislumbró con el método de Stoner en flujo multifásico fué la magnitud de las caídas de presión, ΔP , que se involucran en los cálculos, ya que en los métodos tradicionales desarrollados para este tipo de flujo las ΔP que se manejan generalmente son menores a 50 lb/pg^2 y en el método de Stoner pueden llegar a ser mayores, debido a ésto en los ejemplos de aplicación que se presentan en este capítulo se hace una comparación de los resultados que se obtienen al aplicar el programa de cómputo desarrollado en esta tesis con los resultados que se obtienen con los programas clásicos de flujo multifásico.

La aplicación del programa de cómputo se llevó a cabo con información del pozo Tecominoacán 488, del campo Cárdenas, y del campo Luna.

POZO TEGOMIHOACAN 488

Información utilizada :

Tubería Vertical

Densidad relativa del aceite producido	0.842
Densidad relativa del gas	0.774
Porcentaje de agua producida	0.00
Presión en la boca del pozo	99.42 Kg/cm ²
Relación gas-líquido	135 m ³ /m ³
Temperatura en el fondo del pozo	148.2 °C

Prueba de producción

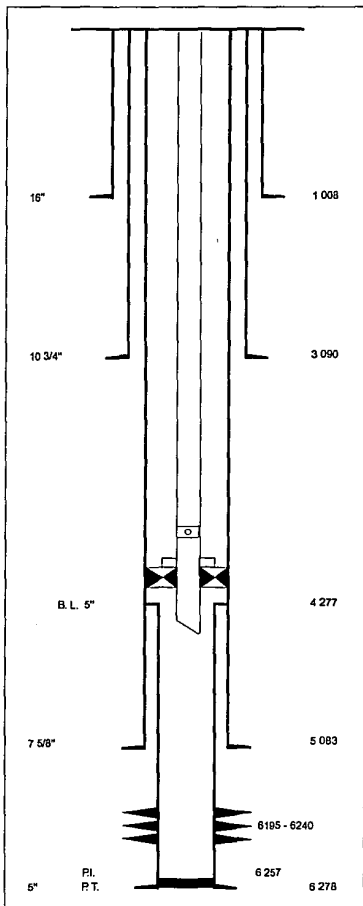
Presión de fondo fluyendo	499.24 Kg/cm ²
Presión de fondo estática	636.65 Kg/cm ²
Gasto total del líquido	348 m ³ /d
Presión de saturación	260 Kg/cm ²

Geometría del aparejo de producción

Tubería de revestimiento	0-5083 m 7 5/8 pg
Tubería corta	4277-6245 m 5 pg
Tubería de producción	0-4292 m 3 1/2 pg

CAMPO : TECOMINOACAN

POZO : No. 488



OBSERVACIONES :

PERF : INICIO 01 - OCTUBRE - 1990
TERM 24 - OCTUBRE - 1991

TERM : INICIO 7 - MAYO - 1987
TERM 29 - JULIO - 1987

X = 76 746.88

CAMISA "C" 3 1/2" A 4 254 mts

EMPACADOR 413-08 A 4 275 mts

EXTR. INF. T.P. 3 1/2" A 4 290 mts

INTERV.PROD. 6195 - 6240 mts

PROF. INT. 6 257 mts

PROF. TOTAL 6 278 mts

Tubería horizontal

Temperatura en la boca del pozo	65.4 °C
Temperatura de separación	40 °C
Presión corriente abajo del estrangulador	69.6 kg/cm ²
Longitud total	4300 m
Diámetro interior	10 pg

La información anterior se midió con estrangulador de 1/2 pg, encontrándose flujo subcrítico.

Terminación del pozo

Címa de los disparos	6190 m
Base de los disparos	6240 m
Densidad de los disparos	18 aguj/m
Espesor productor	50 m

En la figura 5.1 se muestra representada la información anterior mediante nodos y conectores.

Este ejemplo se corrió de tres formas diferentes :
1.- Considerando la longitud total de la tubería vertical como un solo conector, 2.- Dividiendo la tubería vertical en dos segmentos iguales y 3.- Dividiendo la tubería vertical en tres segmentos iguales. Cada segmento en que se subdividió la tubería vertical fué considerado para los cálculos como un conector independiente.

Los resultados que se obtuvieron mostraron que la tercera corrida proporcionó mejores resultados que los obtenidos durante la segunda corrida, y ésta a su vez mejores que los de la primer corrida, con respecto a los datos reales que se tienen del pozo.

En cada una de las corridas el tiempo de cálculo fué diferente, siendo mayor el de la tercer corrida, y se tuvo como limitante para realizar mas subdivisiones de la tubería vertical la capacidad de memoria de la máquina.

Los resultados que se muestran a continuación corresponden a los obtenidos durante la tercer corrida, los resultados completos se encuentran en el Anexo C, y en éstos se presentan dos casos :uno donde el gasto es conocido, y otro donde el gasto se desconoce; esto se planteó así con la finalidad de mostrar que aunque en el campo comunmente se conoce la presión, el método es aplicable aún no conociendo ésta.

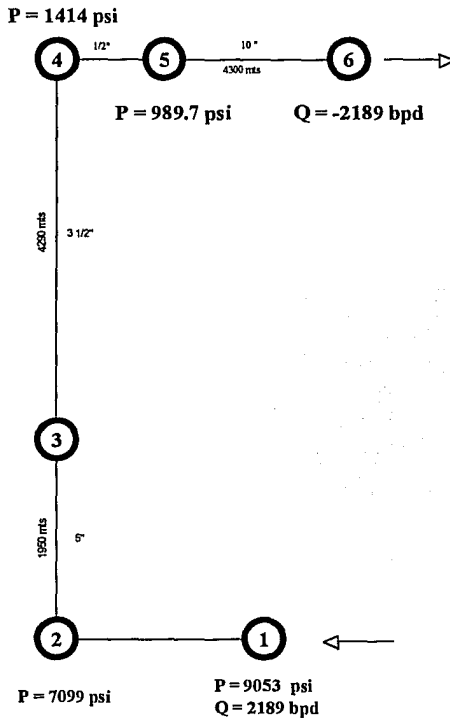


FIGURA 5.1

**REPRESENTACION DEL POZO TECOMINOACAN 488
MEDIANTE NODOS Y CONECTORES**

En los casos mencionados se fijó una tolerancia de convergencia máxima de F_i , en el método de Stoner, de 0.1 lo cual representó en volumen una diferencia de aproximadamente 25 barriles entre el gasto en el nodo 1 y el nodo 8

Las correlaciones que se utilizaron en los cálculos fueron las siguientes :

Relación de solubilidad, R_s : Correlación de Oistein
Factor de volumen del aceite, B_o : Correlación de Oistein
Viscosidad del aceite, μ_o : Correlación de Beggs-Ro.
Viscosidad del gas, μ_g : Correlación de Lee
Factor de compresibilidad, Z : Correlación de Benedict
Capacidad de las tub. verticales : Correlación de Poettmann

CASO 1 : GASTO CONOCIDO

VARIABLES CALCULADAS	DATOS PROPORCIONADOS
Q(1)= 2213.06 (B/D)	P(1) = 9053.00 (PSIA)
P(2)= 7077.53 (PSIA)	Q(2) = 0.00 (B/D)
P(3)= 5177.46 (PSIA)	Q(3) = 0.00 (B/D)
P(4)= 3736.52 (PSIA)	Q(4) = 0.00 (B/D)
P(5)= 2300.31 (PSIA)	Q(5) = 0.00 (B/D)
P(6)= 1114.59 (PSIA)	Q(6) = 0.00 (B/D)
P(7)= 896.76 (PSIA)	Q(7) = 0.00 (B/D)
P(8)= 896.29 (PSIA)	Q(8) = -2189.00 (B/D)

MAXIMA DESVIACION DE $F_i = 0.09462$

CASO 2 : GASTO DESCONOCIDO

VARIABLES CALCULADAS	DATOS PROPORCIONADOS
Q(1)= 2214.62 (B/D)	P(1) = 9053.00 (PSIA)
P(2)= 7076.13 (PSIA)	Q(2) = 0.00 (B/D)
P(3)= 5176.02 (PSIA)	Q(3) = 0.00 (B/D)
P(4)= 3734.94 (PSIA)	Q(4) = 0.00 (B/D)
P(5)= 2298.58 (PSIA)	Q(5) = 0.00 (B/D)
P(6)= 1113.29 (PSIA)	Q(6) = 0.00 (B/D)
P(7)= 896.76 (PSIA)	Q(7) = 0.00 (B/D)
Q(8)= -2196.06 (B/D)	P(8) = 896.29 (PSIA)

MAXIMA DESVIACION DE $F_i = 0.09307$

A continuación se presenta una tabla en donde se comparan los datos reales con los obtenidos por el programa desarrollado en esta tesis y los obtenidos por los programas clásicos de flujo multifásico, se observa que la mayor desviación se tiene en la presión calculada en la cabeza del pozo.

	DATOS REALES	CASO 1	CASO 2	PROGRAMAS CLASICOS	PROGRA	CASO	CASO
					CLASIC.	1	2
					%	%	%
					DESVIA.	DESVIA.	DESVIA.
Q(1) B/D	2189.00	2213.06	2214.62	DATO		1.10	1.17
P(1) PSIA	9053.00	DATO	DATO				
P(2) PSIA	7099.00	7077.53	7076.13	DATO		1.10	1.17
P(3) PSIA		5177.46	5176.02				
P(4) PSIA		3736.52	3734.94				
P(5) PSIA		2300.31	2298.58				
P(6) PSIA	1414.00	1114.59	1113.29	1319.05	1.67	4.89	4.89
P(7) PSIA	991.34	896.76	896.76				0.32
P(8) PSIA		896.29	DATO				
Q(8) BPD	-2189.00	DATO	-2196.06				

$$\% \text{ DESV} = \frac{\Delta P_{\text{calc}} - \Delta P_{\text{med}}}{\Delta P_{\text{med}}}$$

El programa se corrió en una computadora printaform con un procesador 8086 y una velocidad de procesamiento de 10 mhz. El tiempo que tardó en ejecutarse el programa fué de 6 minutos con 10 segundos para el caso 1 y para el caso 2 fué de 11 minutos con 25 segundos.

La información que se presenta a continuación corresponde a un pozo del campo Cárdenas y se obtuvo del artículo ANALISIS NODAL PARA DEFINIR INTERVENCIONES A POZOS CONSIDERANDO EL ASPECTO ECONOMICO , realizado por el Ing. Raúl Poblano Ordóñez en Diciembre de 1989.

Información utilizada :

Tubería Vertical

Densidad relativa del aceite producido	0.84
Densidad relativa del gas	0.77
Porciento de agua producida	0.00
Presión en la boca del pozo	15.00 Kg/cm ²
Relación gas-líquido	350 m ³ /m ³
Temperatura en el fondo del pozo	148.0 °C

Prueba de producción

Presión de fondo fluyendo	362.00 Kg/cm ²
Presión de fondo estática	638.00 Kg/cm ²
Gasto total del líquido	714 m ³ /d
Presión de saturación	280 Kg/cm ²

Geometría del aparejo de producción

Tubería de revestimiento	7 5/8 pg
Tubería de producción	0-6000 m 3 1/2 pg

Tubería horizontal

Longitud total	1800	m
Diámetro interior	6	pg

Terminación del pozo

Cima de los disparos	6190	m
Base de los disparos	6240	m
Densidad de los disparos	18	aguj/m
Espesor productor	50	m

En la figura 5.2 se muestra representada la información anterior mediante nodos y conectores.

Este ejemplo se corrió de tres formas diferentes :

1.- Considerando la longitud total de la tubería vertical como un solo conector, 2.- Dividiendo la tubería vertical en tres segmentos iguales y 3.- Dividiendo la tubería vertical en seis segmentos iguales. Cada segmento en que se subdividió la tubería vertical fué considerado para los cálculos como un conector independiente.

Los resultados que se obtuvieron mostraron que la tercera corrida proporcionó mejores resultados que los obtenidos durante la segunda corrida, y ésta a su vez mejores que los de la primera corrida, con respecto a los datos reales que se tienen del pozo.

En cada una de las corridas el tiempo de cálculo fué diferente, siendo mayor el de la tercer corrida, y se tuvo como limitante para realizar mas subdivisiones de la tubería vertical la capacidad de memoria de la máquina.

Los resultados que se muestran a continuación corresponden a los obtenidos durante la tercer corrida y en éstos se presentan dos casos :uno donde el gasto es conocido, y otro donde el gasto se desconoce; esto se planteó así con la finalidad de mostrar que aunque en campo comunmente se conoce la presión el método es aplicable aunque esta no se tenga.

$P = 213.3 \text{ psi}$
 $Q = -4500 \text{ bpd}$

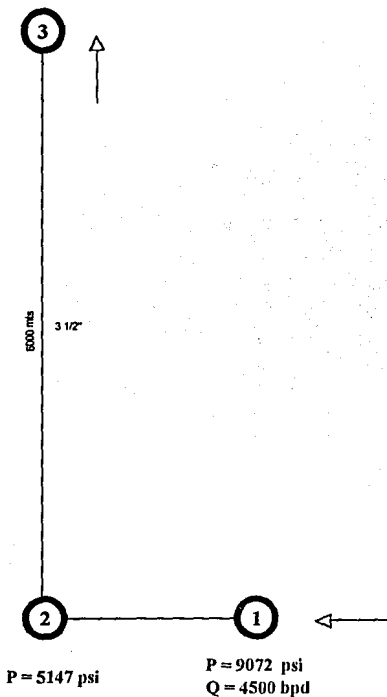


FIGURA 5.2

**REPRESENTACION DE UN POZO DEL CAMPO
CARDENAS**

Las correlaciones que se utilizaron en los cálculos fueron las siguientes :

Relación de solubilidad, R_s : Correlación de Oistein
Factor de volúmen del aceite, B_o : Correlación de Oistein
Viscosidad del aceite, μ_o : Correlación de Beggs-Ro.
Viscosidad del gas, μ_g : Correlación de Lee
Factor de compresibilidad, Z : Correlación de Benedict
Capacidad de las tub. verticales : Correlación de Baxendell

CASO A : GASTO DESCONOCIDO

VARIABLES CALCULADAS -----	DATOS PROPORCIONADOS -----
Q(1)= 4657.56 (B/D)	P(1) = 9072.36 (PSIA)
P(2)= 5010.22 (PSIA)	Q(2) = 0.00 (B/D)
P(3)= 4114.21 (PSIA)	Q(3) = 0.00 (B/D)
P(4)= 3260.23 (PSIA)	Q(4) = 0.00 (B/D)
P(5)= 2459.32 (PSIA)	Q(5) = 0.00 (B/D)
P(6)= 1721.28 (PSIA)	Q(6) = 0.00 (B/D)
P(7)= 1035.99 (PSIA)	Q(7) = 0.00 (B/D)
Q(8)= -4642.17 (B/D)	P(8) = 213.30 (PSIA)

MAXIMA DESVIACION DE $F_1 = 0.08995$

CASO B : GASTO CONOCIDO

VARIABLES CALCULADAS -----	DATOS PROPORCIONADOS -----
Q(1)= 4638.68 (B/D)	P(1) = 9072.36 (PSIA)
P(2)= 5026.69 (PSIA)	Q(2) = 0.00 (B/D)
P(3)= 4129.84 (PSIA)	Q(3) = 0.00 (B/D)
P(4)= 3274.81 (PSIA)	Q(4) = 0.00 (B/D)
P(5)= 2472.64 (PSIA)	Q(5) = 0.00 (B/D)
P(6)= 1733.28 (PSIA)	Q(6) = 0.00 (B/D)
P(7)= 1047.47 (PSIA)	Q(7) = 0.00 (B/D)
P(8)= 230.08 (PSIA)	Q(8) = -4657.56 (B/D)

MAXIMA DESVIACION DE $F_1 = 0.08950$

A continuación se presenta una tabla en donde se comparan los datos reales con los obtenidos por el programa desarrollado en esta tesis y los obtenidos por los programas clásicos de flujo multifásico.

	DATOS REALES	CASO 1	CASO 2	PROGRAMAS CLASICOS	PROGRAM	CASO	CASO
					CLASIC.	1	2
					%	%	%
					DESVIA.	DESVIA.	DESVIA.
Q(1) B/D	4500.00	4657.56	4638.68	DATO		3.50	3.08
P(1) PSIA	9072.36	DATO	DATO			3.50	3.08
P(2) PSIA	5147.64	5010.22	5026.69	5118.20	1.53	3.50	3.08
P(3) PSIA		4114.21	4129.84				
P(4) PSIA		3260.23	3274.81				
P(5) PSIA		2459.32	2472.64				
P(6) PSIA		1721.28	1733.28				
P(7) PSIA		1035.99	1047.47			2.79	2.78
P(8) PSIA	213.30	DATO	230.08	DATO		3.06	3.38
Q(8) BPD	-4500.00	-4642.17	DATO				

$$\% \text{ DESV} = \frac{\Delta P_{\text{calc}} - \Delta P_{\text{med}}}{\Delta P_{\text{med}}}$$

El tiempo que tardó en ejecutarse el programa fué de 7 minutos con 30 segundos para el caso 1 y para el caso 2 fue de 10 minutos con 15 segundos.

CAMPO LUNA

Para demostrar la aplicación del modelo en tuberías superficiales se consideró al campo Luna, ubicado en la región sur (Fig. 5.3). La producción de este campo, hasta Agosto de 1990, la conforman los pozos Luna 1, Luna 4, Luna 11-A, Luna 12-B, Luna 14, Luna 32, los cuales fluyen a un cabezal modular instalado en el área cercano a la pera del Luna 1, y los pozos Luna 21 y Luna 5 que fluyen a un cabezal conocido como Noreste, instalado en el área cercana al pozo luna 21, estos dos cabezales se comunican por medio de dos líneas, una de 8" ϕ de medición y otra de 16" ϕ de grupo. El cabezal modular está conectado a un oleogasoducto de 16" ϕ el cual llega al cabezal de la batería Pijije.

Para la aplicación del modelo sólo se introdujo la información de los pozos Luna 1, Luna 11-A, Luna 12-B y Luna 32, así como la información del cabezal de Luna Modular, cabezal de Pijije y del oleogasoducto que los comunica.

Para cuestiones de cálculo se utilizó una Relación gas-aceite (RGA), una densidad relativa del aceite (γ_o) y una densidad relativa del gas (γ_g) promedio.

A continuación se presenta la información utilizada.

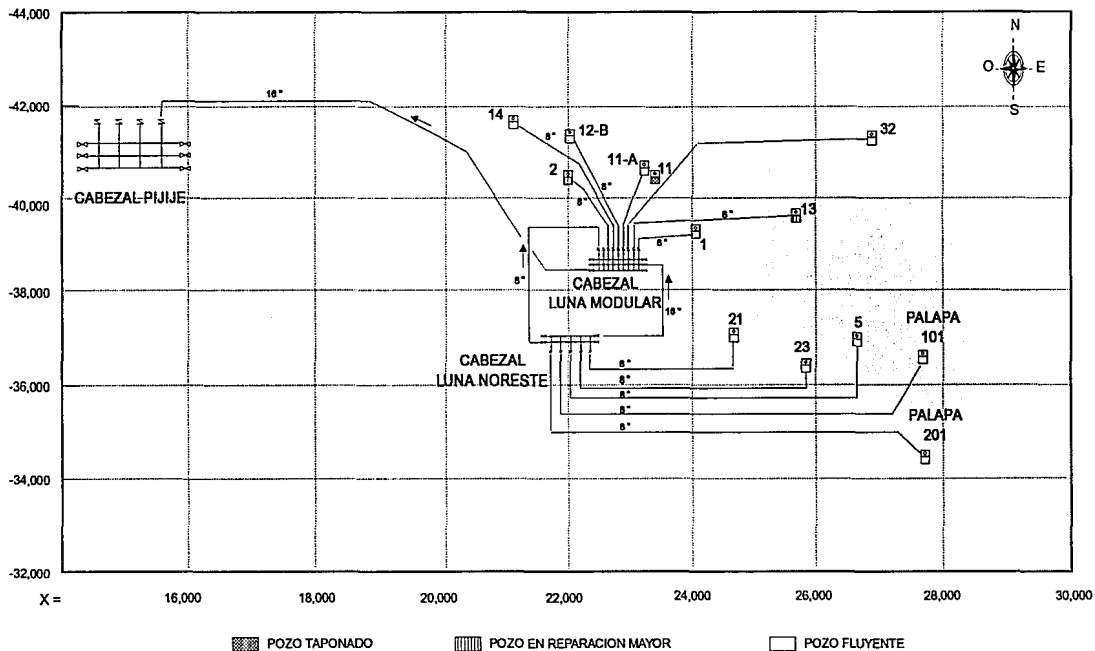


FIGURA 5.3
 CAMPO LUNA

LUNA I

Presión antes del estrangulador : 3412.80 (psi)
Presión después del estrangulador : 1023.84 (psi)
Gasto de Aceite : 4134.00 (bpd)
Relación gas-aceite : 1049.20 (m^3_g/m^3_{ac})
Relación agua-aceite : 0.00
Diámetro del estrangulador : 48/64
Temperatura corriente arriba del est. : 127 °C
Temperatura corriente abajo del est. : 125 °C
Longitud de la línea de escurrimiento : 0.6 Km
Diámetro de la línea de escurrimiento : 8 (pg)

LUNA 11-B

Presión antes del estrangulador : 4621.40 (psi)
Presión después del estrangulador : 1023.84 (psi)
Gasto de Aceite : 1194.00 (bpd)
Relación gas-aceite : 1024.00 (m^3_g/m^3_{ac})
Relación agua-aceite : 0.00
Diámetro del estrangulador : 24/64 (pg)
Temperatura corriente arriba del est. : 95 °C
Temperatura corriente abajo del est. : 94 °C
Longitud de la línea de escurrimiento : 1.663 (Km)
Diámetro de la línea de escurrimiento : 8 (pg)

LUNA 12-B

Presión antes del estrangulador : 3057.30 (psi)
Presión después del estrangulador : 1052.28 (psi)
Gasto de Aceite : 5990.00 (bpd)
Relación gas-aceite : 1100.00 (m^3_g/m^3_{ac})
Relación agua-aceite : 0.00
Diámetro del estrangulador : 64/64 (pg)
Temperatura corriente arriba del est. : 116 °C
Temperatura corriente abajo del est. : 115 °C
Longitud de la línea de escurrimiento : 1.95 (pg)
Diámetro de la línea de escurrimiento

LUNA 32

Presión antes del estrangulador : 5545.80 (psi)
Presión después del estrangulador : 1038.06 (psi)
Gasto de Aceite : 1194.00 (bpd)
Relación gas-aceite : 992.81 (m^3_g/m^3_{ac})
Relación agua-aceite : 0.00
Diámetro del estrangulador : 24/64 (pg)
Temperatura corriente arriba del est. : 92 °C
Temperatura corriente abajo del est. : 90 °C
Longitud de la línea de escurrimiento : 2.95 (pg)
Diámetro de la línea de escurrimiento : 8 (pg)

CABEZAL DE LUNA MODULAR

Presión : 995.4 (psi)

Temperatura : 75 °C

CABEZAL DE PIJIJE

Presión : 924.30 (psi)

Temperatura : 74 °C

OLEOGASODUCTO

Longitud : 10 (Km)

Diámetro : 16 (pg)

En la figura (5.4) se presenta la información anterior mediante nodos y conectores.

El programa se corrió de dos maneras diferentes :

CASO A

Introduciendo como dato la presión en la cabeza de los pozos y la presión en los cabezales, esta información generalmente se puede conocer en el campo.

Al correr el programa de esta manera se espera determinar el gasto de aceite que aporta cada uno de los pozos, la presión de la líneas de escurrimiento y algo sumamente importante la producción que aportan los pozos Luna 5, Luna 14 y Luna 21.

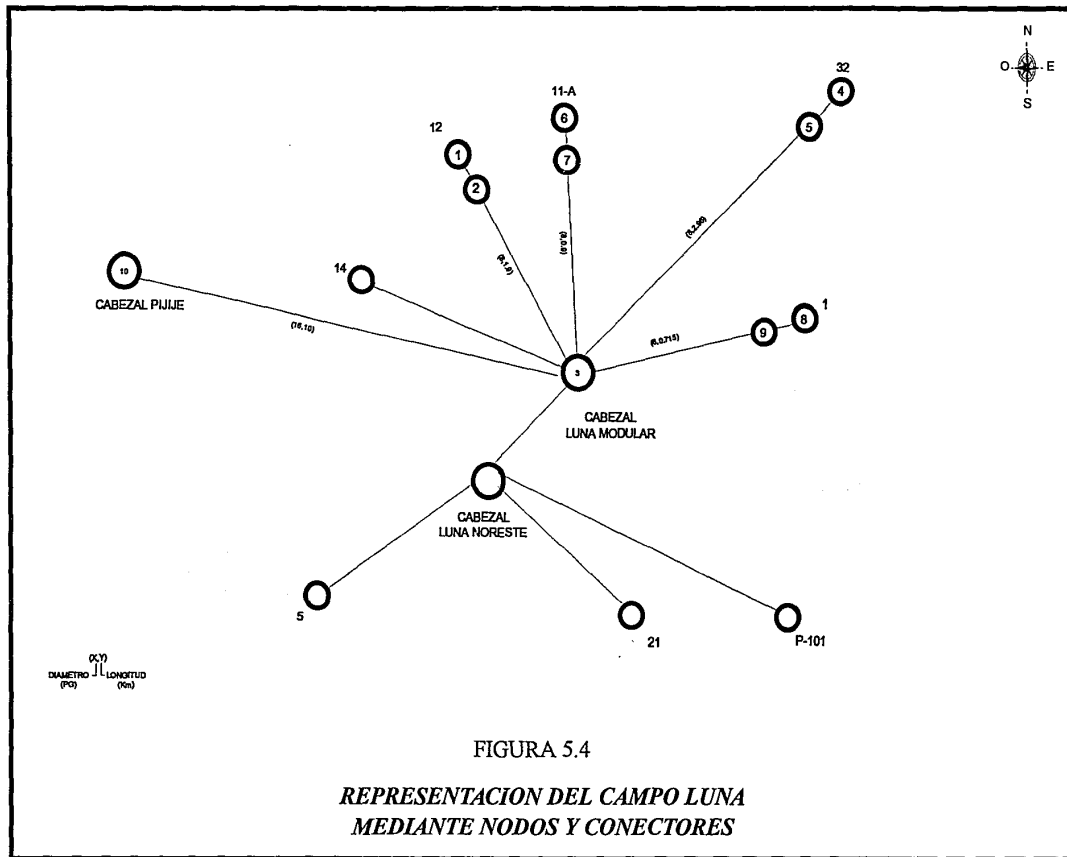


FIGURA 5.4

**REPRESENTACION DEL CAMPO LUNA
MEDIANTE NODOS Y CONECTORES**

CASO B

Introduciendo como dato el gasto de aceite que aporta cada uno de los pozos y la presión en los cabezales, el gasto de aceite se obtuvo de mediciones directas de campo.

Al correr el programa de esta manera se espera determinar la presión en la cabeza de cada uno de los pozos, y al igual que en el caso anterior, la presión de las líneas de escurrimiento y la producción que aportan los pozos Luna 14, Luna 5 y Luna 21.

RESULTADOS

CASO A

VARIABLES CALCULADAS	DATOS PROPORCIONADOS
P(1)= 2997.35 (PSIA)	Q(1) = 4684.42 (B/D)
P(2)= 1079.55 (PSIA)	Q(2) = 0.00 (B/D)
Q(3)= 7511.42 (B/D)	P(3) = 1066.50 (PSIA)
P(4)= 5410.23 (PSIA)	Q(4) = 2109.80 (B/D)
P(5)= 1078.71 (PSIA)	Q(5) = 0.00 (B/D)
P(6)= 2700.82 (PSIA)	Q(6) = 5813.70 (B/D)
P(7)= 1118.13 (PSIA)	Q(7) = 0.00 (B/D)
P(8)= 3962.27 (PSIA)	Q(8) = 1513.00 (B/D)
P(9)= 1070.30 (PSIA)	Q(9) = 0.00 (B/D)
Q(10)= -21632.34 (B/D)	P(10) = 959.85 (PSIA)

CASO B

VARIABLES CALCULADAS	DATOS PROPORCIONADOS
Q(1)= 4686.66 (B/D)	P(1) = 2997.35 (PSIA)
P(2)= 1079.58 (PSIA)	Q(2) = 0.00 (B/D)
Q(3)= 7504.49 (B/D)	P(3) = 1066.50 (PSIA)
Q(4)= 2106.09 (B/D)	P(4) = 5410.23 (PSIA)
P(5)= 1078.68 (PSIA)	Q(5) = 0.00 (B/D)
Q(6)= 5823.03 (B/D)	P(6) = 2700.82 (PSIA)
P(7)= 1118.35 (PSIA)	Q(7) = 0.00 (B/D)
Q(8)= 1512.07 (B/D)	P(8) = 3962.27 (PSIA)
P(9)= 1070.29 (PSIA)	Q(9) = 0.00 (B/D)
Q(10)= -21632.34 (B/D)	P(10) = 959.85 (PSIA)

Resulta interesante analizar que es lo que ocurrió en el nodo 3, en ambos casos en los que se corrió el programa se introdujo como dato la presión de los cabezales de Luna Modular y de la batería Pijlje de tal modo que para que estas condiciones de presión puedan darse, resulta necesario que en el nodo 3 se inyecte o adicione un gasto de 7,500 (B/D), gasto que debe de interpretarse como el que aportan los pozos que no fueron considerados en los cálculos.

La producción de estos pozos según mediciones de campo es la siguiente:

Luna 5 : 5032 (bpd)

Luna 14 : 1800 (bpd)

Palapa 101 : 1100 (bpd)

Luna 21 : sin medición

El pozo Luna 21 no tiene medición, sin embargo, se sabe que fluía por un estrangulador de 1/8 (pg) produciendo más del 30% de agua.

Si se considera toda la producción calculada por el modelo se tiene un gasto de aceite de 21 632.34 (bpd) y considerando los datos de medición de los pozos Luna 5, Luna 14 y Palapa 101 se tiene una producción de aceite de 22 052.92 (bpd) lo cual equivale a un error de -1.91 % aproximadamente, ahora bien si se considera únicamente el nodo 3 es decir la producción calculada de 7 500 (bpd) y los 7 932 (bpd) medidos se tiene un error de 5.46 % que como puede verse en cualquiera de los dos casos se tiene un resultado aceptable.

Las correlaciones que se utilizaron en los cálculos fueron las siguientes :

Relación de solubilidad, R_s	: Correlación de Oistein
Factor de volúmen del aceite, B_o	: Correlación de Oistein
Viscosidad del aceite, μ_o	: Correlación de Beggs-Ro.
Viscosidad del gas, μ_g	: Correlación de Lee
Factor de compresibilidad, Z	: Correlación de Benedict
Capacidad de las tub. verticales	: Correlación de Bertuzzi-Eaton-Martinelli.

A continuación se presenta una tabla en donde se comparan los datos reales con los obtenidos por el programa desarrollado en esta tesis y los obtenidos por los programas clásicos de flujo multifásico.

		DATOS		CASO A	CASO B	CASO A % DESVIA.	CASO B % DESVIA.
		REALES					
Q(1)	B/D	4134.00		4076.25	4072.23	-1.40	-1.49
P(1)	PSIA	3412.80		DATO	DATO		
P(2)	PSIA	1023.84		1009.52	1007.36	0.60	0.69
P(3)	PSIA	995.40		992.75	990.61		
Q(4)	B/D	2110.00		2047.68	2045.71	-2.95	-3.05
P(4)	PSIA	5545.80		DATO	DATO		
P(5)	PSIA	1038.06		1011.50	1009.65	0.59	0.63
Q(6)	B/D	5990.00		5861.86	5860.75	-2.14	-2.16
P(6)	PSIA	3057.30		DATO	DATO		
P(7)	PSIA	1052.28		1076.75	1074.70	-1.22	-1.12
Q(8)	BPD	1194.00		1150.14	1148.92	-3.67	-3.78
P(8)	PSIA	4621.5		DATO	DATO		
P(9)	PSIA	1023.84		996.50	994.41	0.76	0.82
P(10)	PSIA	924.30		DATO	921.95		
Q(10)	B/D	-13427.80		-13133.64	DATO		

$$\% \text{ DESV} = \frac{\Delta P_{\text{calc}} - \Delta P_{\text{med}}}{\Delta P_{\text{med}}}$$

El tiempo que tardó en ejecutarse el programa fué de 7 minutos con 30 segundos para el caso 1 y para el caso 2 fue de 10 minutos con 15 segundos.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- 1.- Con este trabajo se obtuvo un modelo matemático que permite determinar las caídas de presión y gastos en una red de tuberías, incluyendo al yacimiento y estranguladores, que maneje flujo multifásico haciendo uso de la teoría de redes para una sola fase

- 2.- El modelo elaborado permite determinar capacidades de tuberías, cuellos de botella y analizar lo que ocurre al variar alguna condición de un conector, -como presión, longitud, temperatura-, o bien al aumentar o quitar algún elemento dentro del sistema.

- 3.- Para el buen funcionamiento de este modelo es necesario que : a) La información sea lógica ya que de no hacerlo el programa puede no converger. b) Se introduzca como dato al menos una presión o un gasto en alguno de los nodos.

- 4.- El tiempo de cálculo para cuando se trata únicamente de redes superficiales es menor a cuando intervienen tuberías verticales debido al método de interpolación utilizado por la variación del factor de fricción de las dos fases, Ftp, en tuberías verticales.

- 5.- En el caso de las tuberías verticales los resultados que se obtienen al calcular las presiones y gastos a la entrada y salida de la misma serán más cercanos a los reales mientras más se subdivide, cada subdivisión es considerada como un conector para los cálculos. En los casos que se presentaron se obtuvieron buenos resultados al subdividir la tubería vertical en tres secciones.
- 6.- En el caso de las tuberías horizontales el factor de fricción de las dos fases, F_{tp} , no ocasionó problemas de convergencia, así mismo, no hubo necesidad de subdividir la tubería en varias secciones, como ocurrió para las tuberías verticales, debido a que al considerarse como un sólo conector se obtuvieron resultados aceptables.
- 7.- En los casos que se utilizó el modelo proporcionó resultados satisfactorios obteniéndose una desviación, con respecto a los resultados obtenidos por las correlaciones de flujo multifásico utilizadas en la forma tradicional, no mayor al 6% por lo que se recomienda un uso extensivo del mismo para poder detectar posibles deficiencias y llevar a cabo su corrección. Es importante destacar que en los ejemplos de aplicación no se intentó encontrar una correlación que se ajustara a los datos reales

del campo sino el objetivo fué comparar los resultados que se obtienen con las correlaciones clásicas de flujo multifásico que se utilizaron y el modelo desarrollado en este trabajo.

8.- Se recomienda debido a que los resultados obtenidos fueron satisfactorios introducir otras correlaciones de flujo multifásico, tanto para tuberías verticales como para tuberías horizontales.

9.- Se recomienda utilizar una computadora personal que tenga al menos 1 megabyte de memoria RAM y una velocidad de procesamiento mayor a los 20 MHZ para poder manejar un amplio número de nodos y conectores y aumentar la velocidad de los cálculos.

N O M E N C L A T U R A

Bg = Factor de volumen del gas	(m^3/m^3)
Bo = Factor de volumen del aceite	(m^3/m^3)
Cd = Coeficiente de descarga del estrangulador	
Cp = Calor específico a presión constante	(btu/lbm °F)
Cv = Calor específico a volumen constante	(btu/lbm °F)
d = Diámetro del estrangulador	(64 avos/pg)
DC = Diámetro del conector	(pg)
d_1 = Diámetro interior de la tubería	(pg)
Ek = Coeficiente de aceleración	
F_1 representa el balance en el nodo i, cuando es igual a cero se dice que el sistema esta balanceado en ese nodo.	
f_{tp} = Factor de fricción de las dos fases	
J = Índice de productividad	(bpd/lb/pg ²)
K = Relación de calores específicos	(Cp/Cv)
LC = Longitud del conector	(Km)
M, MPB = Masa de la mezcla	(lbm/bls c.s.)
Pwf = Presión de fondo fluyendo	(lb/pg ²)
Pws = Presión media del yacimiento	(lb/pg ²)
Pb, Pburb = Presión de saturación del fluido	(lb/pg ²)
Pcs = Presión a condiciones standar	(lb/pg ²)
P1 = Presión corriente arriba del estrangulador	(lb/pg ²)

P_2 = Presión corriente abajo del estrangulador (lb/pg²)

$P(i)$ = Presión en el nodo i (lb/pg²)

q_{ij} es el gasto de aceite que maneja el conector ubicado entre el nodo i y el nodo j .

q_{max} = Producción máxima del pozo (bpd)

q_o = Gasto de aceite (bpd)

Q_i representa el flujo que entra o sale del sistema en el nodo i , por convención el flujo que entra al sistema se considera positivo y el que sale negativo.

$Q(i)$ = Gasto de aceite en el nodo i (bpd)

R = Relación gas-aceite producido (pie³/bl)

R_s = Relación gas-disuelto aceite (pie³/bl)

T_1 = Temperatura corriente arriba del estrangulador (°F)

T_{cs} = Temperatura a condiciones standar (°F)

W_m = Gasto másico de la mezcla (lbm/pie³)

WOR = Relación agua-aceite (bl/bl)

X = Variable incógnita

Z_1 = Factor de compresibilidad del gas corriente arriba del estrangulador

CONEC = Conector

NC = Número de conectores

NF = Nodo final

NI = Nodo inicial

NN = Número de nodos

TIPO = Tipo del conector

Y = yacimiento

T = tubería

E = estrangulador

LETRAS GRIEGAS

α = Coeficiente de aceleración

γ_{ro} = Densidad relativa del aceite (agua=1)

γ_g = Densidad relativa del gas (aire=1)

ρ_{ns} = Densidad de la mezcla gas-líquido (lbm/pie³)
sin resbalamiento

ρ_L = Densidad del líquido (lbm/pie³)

ρ_g = Densidad del gas (lbm/pie³)

$\Delta p/\Delta l$ = Gradiente de presión (lb/pg²/pie)

ΔX = Término de corrección encontrado por
Newton-Raphson

$j/(i,j) \in C$ representa a todos los nodos relacionados con el
nodo i.

R E F E R E N C I A S

- 1.- Stoner, M. A.: A New Way to Design Natural Gas Systems, Pipe Line Industry. Feb. 1970, p. 38-42.
- 2.- Yocum, B. T.: "Examples Show How to Cut Costs", Oil and Gas J. (Julio 2, 1973), p.39.
- 3.- Gould, T. L. y Ramsey, E. L.: "Design of Offshore Gas Pipelines Accounting for Two-Phase Flow", J. of Pet. Techn. (March, 1975), p.366.
- 4.- Simulation Sciences Inc., 1051 W. Bastanchury, Fullerton, C.A. 92633 telephone: (714) 879-9180, telex: 4722053.
- 5.- Scientific Software-Intercomp, Inc., 1801 California Street, Suite 295. Denver, Colorado 80202. telephone: (303)292-1111, telefax: (303)295-2235, telex: 295951.
- 6.- Acuña R. A.; Garaicochea P.: "Diseño de Tuberías de Producción y Líneas de Descarga". Revista del IMP, Julio 1975
- 7.- Poblano O. R.; Díaz Z. H.; González Ch. A. "Simulador Numérico para Optimizar la Producción de los pozos, Denominado FLUPROD"; Div. de Producción, Subdirección de explotación, IMP; Octubre 1986.
- 8.- Martínez G. J. L.; Sánchez A. F.; Limón H. T.: "Instructivo y Programa de Cómputo para el Cálculo de Caídas de Presión en Tuberías con Flujo Multifásico, Denominado FLUMUL"; Div. de Producción, Subdirección de Explotación, IMP; Agosto 1980.
- 9.- Martínez G. J. L.; Grecia V. C.; Sánchez A. F. : " Modelo matemático para predecir perfiles de presión en tuberías de producción y descarga de pozos de aceite volátil o gas y condensado". Div. de Producción, Subdirección de Explotación, IMP; Diciembre 1983.

- 10.- Martínez G. J. L.; Programa de computo " FLUCOM ", Flujo multifásico composicional en tuberías verticales. Div. de Producción, Subdirección de Explotación, IMP; Diciembre 1986
- 11.- Del Cid O. C.; Programa de computo " MULFAS ", Flujo multifásico en tuberías verticales, IMP; 1989
- 12.- Vogel J. V. Inflow Performance Relation ship for Solution-Gas Drive Wells. J.P.T. 1968. p. 107-117
- 13.- Poettmann, F. H., and Carpenter, P. G., "The Multiphase Flow of Gas, Oil, and Water Through Vertical Flow Strings with Application to the Design of Gas Lift installations." Drilling and Production Practice (1952), 257.
- 14.- Baxendell. y Thomas: Prediction of Pressure Gradients for Multiphase Flow in Tubing, SPE Journal, marzo 1963. p. 59-69.
- 15.- Ashford, F.E. y Pierce, P.E. : The Determination of Multiphase Pressure Drops and Flow Capacities in Down-Hole Safety Valves. SPE 5161. AIME 49th Fall Meeting. Oct. 1974.p. 1145-1152.
- 16.- Bertuzzi, A.F., Tek, M. R. y Poettman, F. H. : Simultaneous Flow of Liquid and Gas Through Horizontal Pipe, Trans AIME. 1956 p. 17-24.
- 17.- Eaton, B.A. et al. : The Prediction of Flow Patterns, Liquid, Holdup and Pressure Losses During Two-Phase Flow in Horizontal Pipelines. J.P.T. Jun 1967. p. 815-828.
- 18.- Lo c khart, R.W., and Martinelli, R.C., "Proposed Correlation of Data for Isothermal Two-Phase, Two-Component Flow in Pipes," Chemical Engr. Progress, Vol. 45, N-1 (Jan.1949) pp.39-48.

- 19.- Carnahan, B. Luther, H. A. y Wilkes, J. O.: " Applied Numerical Methods", John Wiley and Sons, Inc. (1969). p. 319-328.
- 14.- Vázquez, M. y Beggs, M. D. : Correlations for fluid Physical Property Prediction , J.P.T. Junio 1980. p. 968-970.
- 20.- Oiste i n Glaso. : Generalized Pressure - Volume - Temperature Correlations, J.P.T. Mayo 1980 p. 785-795.
- 21.- Beggs, H.D. y Robinson, J.R. : Estimation the Viscosity of Cruds Oil Systems. J.P.T. Sep. 1975 p. 1140-1141.
- 22.- Standing, M.B. y Katz, D.L. : Density of Natural Gases, Trans. AIME (1942). p. 140-149.
- 23.- Lee, A.L., et al. : The viscosity of Natural Gases, Trans. AIME (1966). p. 997-1000.

**CORRELACIONES PARA EL CALCULO DE
LAS PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS**

Las correlaciones que a continuación se presentan se utilizaron por ser las de uso más común en la industria petrolera.

**CORRELACIONES PARA EL CALCULO DE LA RELACION DE SOLUBILIDAD
GAS-ACEITE (Rs)**

STANDING

$$R_s = \gamma_g \left[\frac{P_b}{18} \frac{10^{0.0125(API)}}{10^{0.00091(T)}} \right]^{1/0.83} \dots\dots\dots (A.1)$$

P_b = Presión de saturación (lb/pg² abs)

γ_g = Densidad relativa del gas (aire=1)

API = Densidad API (°API)

T = Temperatura (°F)

VAZQUEZ-BEGGS

si °API ≤ 30

$$R_s = 0.0362 \gamma_{gs} P^{1.0937} \exp(25.724(\gamma_g / (T+460))) \dots\dots\dots (A.2)$$

si $^{\circ}\text{API} > 30$

$$R_s = 0.0178 \gamma_{gs} P^{1.1870} \exp(23.931(\text{API}/(T+460)))$$

..... (A.3)

$$\gamma_{gs} = \gamma_{gp} (1 + 5.912 \times 10^{-5} \text{API } T_s \log(P_s/114.7))$$

P = Presión (lb/pg²)

T = Temperatura (°F)

API = Densidad API (°API)

γ_{gs} = Densidad relativa del gas resultante de (aire = 1)
una separación a 100 (lb/pg²) manométrica

γ_{gp} = Densidad relativa del gas obtenida a las (aire = 1)
condiciones de separación de Ps y Ts.

Ps = Presión de separación real (lb/pg² abs)

Ts = Temperatura de separación real (°F)

OISTEIN

$$R_s = \gamma_g \left[\frac{P^* \text{API}^{0.989}}{T^{0.130}} \right]^{(1/0.816)}$$

..... (A.4)

$$P^* = -2.57364 + 2.35772 \log(p) - 0.703988 (\log p)^2 + 0.098479 (\log p)^3$$

P = Presión (lb/pg²)

γ_g = Densidad relativa del gas (aire = 1)

API = Densidad API (°API)

T = Temperatura (°F)

**CORRELACIONES PARA EL CALCULO DEL FACTOR DE VOLUMEN
DEL ACEITE (Bo)**

STANDING

$$Bo = 0.972 + 0.000147 (F)^{1.175} \dots\dots\dots (A.5)$$

$$F = Rs (\gamma_g / \gamma_o)^{0.5} + 1.125 T$$

- Rs = Relación de solubilidad del aceite (pie³/bl)
- γ_g = Densidad relativa del gas (aire = 1)
- γ_o = Densidad relativa del aceite (agua = 1)
- T = Temperatura (°F)

VAZQUEZ-BEGGS

si °API ≤ 30

$$Bo = 4.677 \times 10^{-4} Rs + 1.751 \times 10^{-5} (T-60) - 1.811 \times 10^{-8} Rs (T-60) (API / \gamma_{gs}) \dots\dots\dots (A.6)$$

si °API > 30

$$Bo = 4.67 \times 10^{-4} Rs + 1.1 \times 10^{-5} (T-60) + 1.337 \times 10^{-9} Rs (T-60) (API / \gamma_{gs}) \dots\dots\dots (A.7)$$

- T = Temperatura (°F)
- API = Densidad API (°API)
- γ_{gs} = Densidad relativa del gas resultante de una separación a 100 (lb/pg²) manométrica (aire = 1)

Rs = Relación de solubilidad del aceite (pie³/bl)

OISTEIN

$$\log(Bo - 1) = -6.58511 + 2.91329 \log Bo^* - 0.27683 (\log Bo^*)^2$$

..... (A.8)

$$Bo^* = Rs (\gamma_g / \gamma_{ro})^{0.526} + 0.968 T$$

γ_g = Densidad relativa del gas (aire = 1)

γ_{ro} = Densidad relativa del aceite (agua = 1)

T = Temperatura (°F)

Rs Relación de solubilidad del aceite (pie³/bl)

PARA P > Pb

$$Bo = Bob / \exp (Co (P - Pb)) \quad \text{..... (A.9)}$$

$$Co = (a1 + 5 Rs + a2 T + a3 \gamma_{gs} + a4 API) / Px10^6$$

$$a1 = -1433 \quad a2 = 17.2 \quad a3 = -1180 \quad a4 = 12.61$$

Bob = Factor de volumen del aceite bajosaturado (pie³/bl)

Co = Compresibilidad del aceite bajosaturado (pg²/lb)

P = Presión (lb/pg²)

Pb = Presión de saturación del aceite (lb/pg²)

Rs = Relación de solubilidad del aceite (PIE³/BL)

T = Temperatura (°F)

γ_{gs} = Densidad relativa del gas resultante de una separación a 100 (lb/pg²) manométrica (aire = 1)

API = Densidad API

(°API)

CORRELACION PARA EL CALCULO DE LA DENSIDAD DEL ACEITE (ρ_o)

KATZ

$$\rho_o = \frac{62.4 \gamma_{ro} + 0.01362 R_s \gamma_{gd}}{B_o} \dots\dots\dots (A.10)$$

γ_{gd} = Densidad relativa del gas disuelto (aire = 1)

γ_{ro} = Densidad relativa del aceite (agua = 1) (agua = 1)

B_o = Factor de volumen del aceite ($\text{pie}^3/\text{pie}^3$)

R_s = Relación de solubilidad del aceite (pie^3/bl)

PARA $P > P_b$

$$\rho_o = \rho_{ob} \exp \text{Cob} (P - P_b) \dots\dots\dots (A.11)$$

ρ_{ob} = Densidad del aceite a P_b (lb_m/pie^3)

Cob = Compresibilidad del aceite a P_b (pg^2/lb)

P = Presión (lb/pg^2)

P_b = Presión de saturación del aceite (lb/pg^2)

CORRELACION PARA EL CALCULO DE LA VISCOSIDAD DEL ACEITE (μ_o)

BEGGS-ROBINSON

$$\mu_o = a \mu_{om}^b \dots\dots\dots (A.12)$$

$$a = 10.715 (Rs + 100)^{-0.515}$$

$$b = 5.44 (Rs + 150)^{-0.338}$$

$$\mu_{om} = 10^x - 1$$

$$x = y T^{-1.163}$$

$$y = 10^z$$

$$z = 3.0324 - 0.02023 \text{ API}$$

μ_{om} = Viscosidad del aceite muerto a T (cp)

Rs = Relación de solubilidad del aceite (pie³/bl)

API = Densidad API (°API)

T = Temperatura (°F)

PARA P > Pb

$$\mu_o = \mu_{ob} (P / Pb)^m \quad \dots\dots\dots (A.13)$$

$$m = 2.6 P^{1.187} \exp(-11.513 - 8.98 \times 10^{-5} P)$$

μ_{ob} = Viscosidad del aceite a Pb (cp)

P = Presión (lb/pg²)

Pb = Presión de saturación del aceite (lb/pg²)

CORRELACION PARA EL CALCULO DE LA DENSIDAD RELATIVA DEL

GAS DISUELTO (γ_{gd})

$$\gamma_{gd} = 0.25 + 0.02 \text{ API} + (10^{-6}) (0.6874 - 3.5864 \text{ API}) Rs$$

..... (A.14)

debe cumplirse que

$$\gamma_{gd} \geq \gamma_g$$

API = Densidad API	(°API)
Rs = Relación de solubilidad del aceite	(pie ³ /bl)
γ_g = Densidad relativa del gas producido	(aire = 1)

**CORRELACION PARA EL CALCULO DE LA DENSIDAD RELATIVA DEL
GAS LIBRE (γ_{gf})**

$$\gamma_{gf} = (R \gamma_g - R_s \gamma_{gd}) / (R - R_s) \quad \dots\dots\dots (A.15)$$

debe cumplirse que

$$\begin{aligned} \gamma_{gf} &\leq \gamma_g \\ \gamma_{gf} &\geq 0.56 \end{aligned}$$

R = Relación gas-aceite	(pie ³ /bl)
Rs = Relación de solubilidad del aceite	(pie ³ /bl)
γ_g = Densidad relativa del gas producido	(aire = 1)
γ_{gd} = Densidad relativa del gas disuelto	(aire = 1)
γ_{gf} = Densidad relativa del gas libre	(aire = 1)

**CORRELACION PARA EL CALCULO DEL FACTOR DE
VOLUMEN DEL GAS (Bg)**

$$B_g = \frac{0.02825 Z (T+460)}{P} \quad \dots\dots\dots (A.16)$$

Z = Factor de compresibilidad del gas	
T = Temperatura	(°F)
P = Presión	(lb/pg ²)

CORRELACION PARA EL CALCULO DE LA DENSIDAD DEL GAS (ρ_g)

$$\rho_g = \frac{0.0764 \gamma_{gf}}{B_g} \dots\dots\dots (A.17)$$

γ_{gf} = Densidad relativa del gas libre (aire = 1)

B_g = Factor de volumen del gas (pie³/pie³)

CORRELACION PARA EL CALCULO DEL FACTOR DE COMPRESIBILIDAD DEL GAS (Z)

BENEDICT-RUBIN

$$Z = (a1 + a2/T_{pr} + a3/T_{pr}^3)\rho_r + (a4 + a5/T_{pr})\rho_r^2 + (a5 a6 \rho_r^5)/T_{pr} + (a7 \rho_r^2/T_{pr}^3) (1 + a8 \rho_r^2) (\exp (-a8 \rho_r^2)) + 1 \dots\dots\dots (A.18)$$

- | | | |
|--------------|--------------|---------------|
| a1 = 0.31506 | a2 = -1.0467 | a3 = -0.5783 |
| a4 = 0.5353 | a5 = -0.6123 | a6 = -0.10489 |
| a7 = 0.68157 | a8 = 0.68446 | |

$$\rho_r = 0.27 P_{pr} / Z T_{pr}$$

$$P_{pr} = P / P_{pc}$$

$$T_{pr} = (T+460)/T_{pc}$$

Para gases superficiales

$$T_{pc} = 167 + 316.67 \gamma_{gf}$$

$$P_{pc} = 702.5 - 50 \gamma_{gf}$$

Para gases húmedos (condensados)

$$T_{pc} = 238 + 210 \gamma_{gf}$$

$$P_{pc} = 740 - 100 \gamma_{gf}$$

T_{pc} = Temperatura pseudo crítica

P_{pc} = Presión pseudo crítica

T_{pr} = Temperatura pseudo reducida

P_{pr} = Presión pseudo reducida

γ_{gf} = Densidad relativa del gas libre (aire = 1)

T = Temperatura ($^{\circ}F$)

P = Presión (lb/pg²)

ρ_r = Pseudo densidad del gas

Z = Factor de compresibilidad del gas

CORRELACION PARA EL CALCULO DE LA VISCOSIDAD DEL GAS (μ_g)

LEE

$$\mu_g = K (10^{-4}) \exp(x) (\rho_g / 62.428)^y \dots\dots\dots (A.19)$$

$$K = \frac{(9.4 + 0.5794 \gamma_{gf}) (T+460)^{1.5}}{209 + 550.4 \gamma_{gf} + (T+460)}$$

$$X = 3.5 + \frac{986}{(T+460)} + 0.2897 \gamma_{gf}$$

$$Y = 2.4 - 0.2 X$$

A N E X O B

DERIVADAS DE LOS CONECTORES

CONECTOR : YACIMIENTO

VOGEL

$$\frac{\partial}{\partial P_{ws}} q_o = q_{\max} \left[0.2 \frac{P_{wf}}{P_{ws}^2} + 1.6 \frac{P_{wf}^2}{P_{ws}^3} \right]$$

$$\frac{\partial}{\partial P_{wf}} q_o = q_{\max} \left[-\frac{0.2}{P_{ws}} - 1.6 \frac{P_{wf}}{P_{ws}^2} \right]$$

IPR LINEAL

$$\frac{\partial}{\partial P_{ws}} q_o = J$$

$$\frac{\partial}{\partial P_{wf}} q_o = -J$$

IPR GENERALIZADA

$$\frac{\partial}{\partial P_{ws}} q_o = J$$

$$\frac{\partial}{\partial P_{wf}} q_o = \frac{J P_b}{1.8} - \frac{0.2}{P_b} - 1.6 \frac{P_{wf}}{P_b^2}$$

donde :

P_{wf}	= Presión de fondo fluyendo	(lb/pg ²)
P_{ws}	= Presión de fondo cerrado	(lb/pg ²)
P_b	= Presión de saturación del fluido	(lb/pg ²)
J	= Índice de productividad	(bpd/lb/pg ²)
q_{max}	= Producción máxima del pozo	(bpd)
q_o	= Producción del pozo	(bpd)

CONECTOR : TUBERIA VERTICAL

$$\frac{\dot{Q}}{\dot{O}P_1} q_o = \frac{0.5}{M} \frac{2.979 \times 10^5 \rho_{ns} d^5}{f_{tp}} \left(\frac{144}{\Delta H} \right) (P_1 - P_2) -$$

$$\rho_{ns}^{-0.5} * \left(\frac{144}{\Delta H} \right)$$

$$\frac{\dot{Q}}{\dot{O}P_2} q_o = - \frac{0.5}{M} \frac{2.979 \times 10^5 \rho_{ns} d^5}{f_{tp}} \left(\frac{144}{\Delta H} \right) (P_1 - P_2) -$$

$$\rho_{ns}^{-0.5} * \left(\frac{144}{\Delta H} \right)$$

CONECTOR : TUBERIA HORIZONTAL

$$\frac{\dot{Q}}{\dot{O}P_1} q_o = 0.5 (P_1 - P_2)^{-0.5} \left[\frac{\rho_{ns} d^5 (1 - E_k)}{174.158 f_{tp} L} \right]^{0.5}$$

$$\frac{\dot{Q}}{\dot{O}P_1} q_o = - 0.5 (P_1 - P_2)^{-0.5} \left[\frac{\rho_{ns} d^5 (1 - E_k)}{174.158 f_{tp} L} \right]^{0.5}$$

donde :

ρ_{ns} = Densidad de la mezcla gas-liquido (lbm/pie^3)
sin resbalamiento

f_{tp} = Factor de fricción de las dos fases

q_o = Gasto de aceite (bpd)

M = Masa de la mezcla (lbm/bls c.s.)

d = Diámetro interior de la tubería (pg)

$\Delta h, L$ = Longitud de la de tubería (pie)

E_k = Coeficiente de energía cinética (adim.)

CONECTOR : ESTRANGULADOR

$$\frac{\dot{O}}{\dot{O}P_1} q_o = 1.97506 C_d d^2 \alpha \cdot \frac{\dot{O}}{\dot{O}P_1} \beta$$

$$1 + \left(\frac{A_2}{P_1} \right) x^{-1/k} \cdot 0.5 \text{ aux}^{-0.5} \cdot$$

$$\frac{A_2}{A_1} x^{A_3-1} \cdot \frac{P_2}{P_1^2} + \frac{1}{A_1} - \text{aux}^{0.5} \cdot$$

$$\frac{x^{(-1/k-1)}}{k} \cdot \frac{P_2}{P_1^2} \cdot \frac{A_2}{P_1} - x^{-1/k} \cdot \frac{A_2}{P_1^2}$$

$$\frac{\dot{O}}{\dot{O}P_1} \beta = \frac{\text{---}}{1 + \frac{A_2}{P_1} x^{(-1/k)^2}}$$

$$\frac{\dot{O}}{\dot{O}P_2} q_o = 1.97506 C_d d^2 \alpha \cdot \frac{\dot{O}}{\dot{O}P_2} \beta$$

$$1 + \left(\frac{A_2}{P_1} \right) x^{-1/k} \cdot 0.5 \text{ aux}^{-0.5} \cdot$$

$$\frac{A_2}{P_1 A_1} - x^{A_3-1} - \frac{1}{A_1} + \text{aux}^{0.5} \cdot$$

$$\frac{A_2}{P_1^2 k} x^{(-1/k-1)}$$

$$\frac{\dot{O}}{\dot{O}P_2} \beta = \frac{\text{---}}{1 + \frac{A_2}{P_1} x^{(-1/k)^2}}$$

$$\alpha = (B_o + \text{WOR})^{-1/2}$$

$$A_1 = \frac{62.4 \gamma_{ro} + 0.01353 \gamma_g R + 67 \text{ WOR}}{62.4 \gamma_{ro} + 0.01353 \gamma_g R_s + 67 \text{ WOR}}$$

$$A_2 = 0.00504 (T_1 + 460) Z_1 (R - R_s)$$

$$K = \frac{C_p}{C_v}$$

$$A_3 = \frac{K}{K-1}$$

$$X = \frac{P_2}{P_1}$$

donde :

q_o	= Gasto de aceite producido	(bpd)
P_1	= Presión corriente arriba del estrangulador	(lb/pg ²)
P_2	= Presión corriente abajo del estrangulador	(lb/pg ²)
d	= Diámetro del estrangulador	(64 avos/pg)
R	= Relación gas-aceite producido	(pie ³ /bl)
R_s	= Relación gas-disuelto aceite	(pie ³ /bl)
T_1	= Temperatura corriente arriba del estrangulador	(°F)
γ_{ro}	= Densidad relativa del aceite	(agua=1)
γ_g	= Densidad relativa del gas	(aire=1)
Z_1	= Factor de compresibilidad del gas corriente arriba del estrangulador	
WOR	= Relación agua-aceite a c.s.	(blw/bl)
Bo	= Factor de volumen del aceite	(pie ³ /pie ³)

Cd	= Coeficiente de descarga del estrangulador	(adim.)
Cv	= Calor específico a volumen constante	(Btu/lbm °F)
Cp	= Calor específico a presión constante	(Btu/lbm °F)
K	= Relación de calores específicos	
X	= Relación de presión	
Xc	= Relación de presión crítica	
Pcs	= Presión a condiciones standar	(lb/pg ²)
Tcs	= Temperatura a condiciones standar	(°F)

POZO TEGOMJNOJAN 488

Información utilizada :

Tubería Vertical

Densidad relativa del aceite producido	0.842
Densidad relativa del gas	0.774
Porcentaje de agua producida	0.00
Presión en la boca del pozo	99.42 Kg/cm ²
Relación gas-líquido	135 m ³ /m ³
Temperatura en el fondo del pozo	148.2 °C

Prueba de producción

Presión de fondo fluyendo	499.24 Kg/cm ²
Presión de fondo estática	636.65 Kg/cm ²
Gasto total del líquido	348 m ³ /d
Presión de saturación	260 Kg/cm ²

Geometría del aparejo de producción

Tubería de revestimiento	0-5083 m 75/8 pg
Tubería corta	4277-6245 m 5 pg
Tubería de producción	0-4292 m 31/2 pg

Tubería horizontal

Temperatura en la boca del pozo	65.4 °C
Temperatura de separación	40 °C
Presión corriente abajo del estrangulador	69.6 Kg/cm ²
Presión de separación	
Longitud total	4300 m
Diámetro interior	10 pulgadas

La información anterior se midió con estrangulador de 1/2 pulgadas, encontrándose flujo subcrítico.

Terminación del pozo

Cima de los disparos	6190 m
Base de los disparos	6240 m
Densidad de los disparos	18 agujas/m
Espesor productor	50 m

CONECTORES UBICADOS EN EL SISTEMA

CONEC	N I	N F	TIPO	D C (pg)	L C (Km)
1	1	2	Y	0.0	0.0
2	2	3	T	4.6	1.9
3	3	4	T	3.0	1.4
4	4	5	T	3.0	1.4
5	5	6	T	3.0	1.4
6	6	7	E	32.0	0.0
7	7	8	T	10.0	4.3

ITERACION 1

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	8.74	-0.2778	0.1293
P(2)	7038.15	0.2778	2.1867
P(3)	5138.16	-0.0000	1.8889
P(4)	3696.75	0.0001	0.9463
P(5)	2259.48	0.0015	-0.9757
P(6)	1087.58	-0.3413	-0.9826
P(7)	853.69	-247.6615	10.6700
P(8)	842.18	248.0013	342.1809

ITERACION 2

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	8.80	-0.1389	0.0601
P(2)	7040.26	0.2681	2.1109
P(3)	5140.26	-0.0000	1.8235
P(4)	3698.85	-0.0000	0.9134
P(5)	2261.61	-0.0009	-0.9415
P(6)	1088.97	-0.2093	-0.9371
P(7)	859.62	-37.8925	5.9277
P(8)	857.50	38.1027	15.3155

ITERACION 3

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	8.85	-0.0694	0.0515
P(2)	7044.33	0.2588	4.0753
P(3)	5144.05	-0.0000	3.5203
P(4)	3701.77	-0.0000	1.7634
P(5)	2262.75	-0.0009	-1.8177
P(6)	1089.41	-0.1462	-1.8091
P(7)	867.13	-10.2196	7.5094
P(8)	867.32	10.3667	9.8271

ITERACION 4

INCOGNITAS	X_i	F_i	ΔX_i
Q(1)	8.83	0.0000	-0.0167
P(2)	7048.13	0.2409	3.7924
P(3)	5147.84	-0.0000	3.2759
P(4)	3705.64	-0.0001	1.6410
P(5)	2266.79	-0.0019	-1.6910
P(6)	1092.08	-0.0805	-1.6728
P(7)	870.43	14.0133	3.3042
P(8)	869.60	-13.9308	2.2759

ITERACION 5

INCOGNITAS	X_i	F_i	ΔX_i
Q(1)	8.82	-0.0000	-0.0156
P(2)	7051.65	0.2242	3.5291
P(3)	5151.37	-0.0000	3.0485
P(4)	3709.24	-0.0001	1.5271
P(5)	2270.54	-0.0017	-1.5736
P(6)	1094.57	-0.0769	-1.5570
P(7)	873.60	-2.8744	3.1734
P(8)	873.20	2.9531	3.5984

ITERACION 6

INCOGNITAS	X_i	F_i	ΔX_i
Q(1)	8.80	0.0000	-0.0145
P(2)	7054.94	0.2086	3.2842
P(3)	5154.66	-0.0000	2.8369
P(4)	3712.60	-0.0001	1.4211
P(5)	2274.03	-0.0016	-1.4644
P(6)	1096.89	-0.0719	-1.4491
P(7)	876.55	0.7875	2.9482
P(8)	876.07	-0.7140	2.8745

ITERACION 7

INCOGNITAS	X_i	F_i	ΔX_i
Q(1)	8.79	0.0000	-0.0135
P(2)	7057.99	0.1941	3.0563
P(3)	5157.72	-0.0000	2.6400
P(4)	3715.71	-0.0001	1.3224
P(5)	2277.28	-0.0015	-1.3628
P(6)	1099.05	-0.0672	-1.3488
P(7)	879.29	0.0325	2.7410
P(8)	878.82	0.0363	2.7450

ITERACION 8

INCOGNITAS	X_i	F_i	ΔX_i
Q(1)	8.78	-0.0000	-0.0125
P(2)	7060.84	0.1807	2.8442
P(3)	5160.56	-0.0000	2.4568
P(4)	3718.62	-0.0001	1.2307
P(5)	2280.31	-0.0014	-1.2682
P(6)	1101.06	-0.0628	-1.2553
P(7)	881.84	0.0537	2.5486
P(8)	881.37	0.0105	2.5498

ITERACION 9

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	8.77	0.0000	-0.0117
P(2)	7063.49	0.1681	2.6469
P(3)	5163.21	-0.0000	2.2863
P(4)	3721.32	-0.0001	1.1452
P(5)	2283.12	-0.0012	-1.1802
P(6)	1102.93	-0.0587	-1.1684
P(7)	884.21	0.0485	2.3699
P(8)	883.74	0.0115	2.3712

ITERACION 10

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	8.76	0.0000	-0.0109
P(2)	7065.95	0.1565	2.4632
P(3)	5165.67	-0.0000	2.1277
P(4)	3723.83	-0.0001	1.0658
P(5)	2285.74	-0.0011	-1.0983
P(6)	1104.67	-0.0548	-1.0874
P(7)	886.42	0.0455	2.2039
P(8)	885.94	0.0105	2.2051

ITERACION 11

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	8.75	0.0000	-0.0101
P(2)	7068.24	0.1456	2.2923
P(3)	5167.97	-0.0000	1.9801
P(4)	3726.17	-0.0000	0.9918
P(5)	2288.18	-0.0011	-1.0221
P(6)	1106.29	-0.0512	-1.0121
P(7)	888.47	0.0426	2.0497
P(8)	887.99	0.0097	2.0507

ITERACION 12

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	8.74	0.0000	-0.0094
P(2)	7070.37	0.1355	2.1333
P(3)	5170.10	-0.0000	1.8427
P(4)	3728.35	-0.0000	0.9230
P(5)	2290.45	-0.0010	-0.9512
P(6)	1107.80	-0.0478	-0.9420
P(7)	890.37	0.0398	1.9063
P(8)	889.90	0.0090	1.9073

ITERACION 13

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	8.73	-0.0000	-0.0087
P(2)	7072.36	0.1261	1.9853
P(3)	5172.09	-0.0000	1.7149
P(4)	3730.37	-0.0000	0.8590
P(5)	2292.56	-0.0009	-0.8852
P(6)	1109.21	-0.0446	-0.8767
P(7)	892.15	0.0372	1.7731
P(8)	891.68	0.0084	1.7740

ITERACION 14

INCOGNITAS	X_i	F_i	ΔX_i
Q(1)	8.72	-0.0000	-0.0081
P(2)	7074.21	0.1174	1.8475
P(3)	5173.93	-0.0000	1.5959
P(4)	3732.26	-0.0000	0.7994
P(5)	2294.53	-0.0008	-0.8238
P(6)	1110.52	-0.0416	-0.8159
P(7)	893.79	0.0347	1.6493
P(8)	893.33	0.0078	1.6501

ITERACION 15

INCOGNITAS	X_i	F_i	ΔX_i
Q(1)	8.71	-0.0000	-0.0076
P(2)	7075.93	0.1092	1.7194
P(3)	5175.65	-0.0000	1.4852
P(4)	3734.02	-0.0000	0.7439
P(5)	2296.36	-0.0008	-0.7666
P(6)	1111.74	-0.0389	-0.7594
P(7)	895.33	0.0325	1.5342
P(8)	894.86	0.0072	1.5350

ITERACION 16

INCOGNITAS	X_i	F_i	ΔX_i
Q(1)	8.70	-0.0000	-0.0071
P(2)	7077.53	0.1017	1.6001
P(3)	5177.25	-0.0000	1.3822
P(4)	3735.65	-0.0000	0.6923
P(5)	2298.06	-0.0007	-0.7134
P(6)	1112.87	-0.0362	-0.7068
P(7)	896.76	0.0303	1.4272
P(8)	896.29	0.0067	1.4279

ITERACION 17

INCOGNITAS	X_i	F_i	ΔX_i
Q(1)	8.70	-0.0000	-0.0066
P(2)	7079.02	0.0946	1.4891
P(3)	5178.74	-0.0000	1.2863
P(4)	3737.17	-0.0000	0.6443
P(5)	2299.64	-0.0007	-0.6639
P(6)	1113.93	-0.0338	-0.6578
P(7)	898.08	0.0283	1.3277
P(8)	897.62	0.0062	1.3283

R E S U L T A D O S

VARIABLES SUPUESTAS	VARIABLES CALCULADAS	DATOS PROPORCIONADOS
Q(1)= 2189.00 (B/D)	Q(1)= 2213.06 (B/D)	P(1) = 9053.00 (PSIA)
P(2)= 7035.96 (PSIA)	P(2)= 7077.53 (PSIA)	Q(2) = 0.00 (B/D)
P(3)= 6000.00 (PSIA)	P(3)= 5177.46 (PSIA)	Q(3) = 0.00 (B/D)
P(4)= 5145.11 (PSIA)	P(4)= 3736.52 (PSIA)	Q(4) = 0.00 (B/D)
P(5)= 3021.86 (PSIA)	P(5)= 2300.31 (PSIA)	Q(5) = 0.00 (B/D)
P(6)= 1105.94 (PSIA)	P(6)= 1114.59 (PSIA)	Q(6) = 0.00 (B/D)
P(7)= 843.02 (PSIA)	P(7)= 896.76 (PSIA)	Q(7) = 0.00 (B/D)
P(8)= 500.00 (PSIA)	P(8)= 896.29 (PSIA)	Q(8) = -2189.00 (B/D)

MAXIMA DESVIACION DE $F_1 = 0.09462$

CASO 2

CONECTORES UBICADOS EN EL SISTEMA

CONEC	N I	N F	TIPO	D C (pg)	L C (Km)
1	1	2	Y	0.0	0.0
2	2	3	T	4.6	1.9
3	3	4	T	3.0	1.4
4	4	5	T	3.0	1.4
5	5	6	T	3.0	1.4
6	6	7	E	32.0	0.0
7	8	7	T	10.0	4.3

ITERACION 1

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	16.44	14.7118	-7.1623
P(2)	6992.03	-14.7118	-43.9330
P(3)	5095.97	0.0001	-34.1603
P(4)	3664.49	-0.0001	0.8626
P(5)	2238.07	0.0011	35.1561
P(6)	1104.83	15.9648	80.8781
P(7)	900.71	115.1905	57.6896
Q(8)	16.26	-131.1563	-7.3380

ITERACION 2

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	12.87	7.3559	-3.5719
P(2)	6967.96	-7.3559	-24.0710
P(3)	5071.10	-0.0000	-18.2936
P(4)	3637.86	-0.0001	0.7800
P(5)	2209.81	-0.0023	19.1390
P(6)	1074.98	9.8098	44.4705
P(7)	897.67	-22.1299	-3.0361
Q(8)	12.63	12.4981	-3.6295

ITERACION 3

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	9.28	3.6780	-3.5853
P(2)	6946.92	-3.6780	-21.0372
P(3)	5052.56	0.0000	-14.4343
P(4)	3627.44	-0.0001	6.8493
P(5)	2201.42	-0.0143	21.2040
P(6)	1086.98	6.2020	57.2776
P(7)	896.37	-8.7383	-1.3075
Q(8)	8.13	2.7840	-4.5007

ITERACION 4

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	9.22	-0.0000	-0.0604
P(2)	6960.63	0.0000	13.7136
P(3)	5061.59	0.0000	13.8470
P(4)	3621.46	-0.0001	14.2706
P(5)	2172.72	0.0004	0.0003
P(6)	1049.57	2.5431	18.7203
P(7)	896.55	3.4866	0.1844
Q(8)	7.19	-4.8813	-0.9380

ITERACION 5

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	9.17	-0.0000	-0.0543
P(2)	6972.96	0.0000	12.3259
P(3)	5073.80	0.0000	12.4463
P(4)	3633.57	-0.0004	12.8283
P(5)	2186.06	0.0114	0.0025
P(6)	1056.26	2.2540	16.6434
P(7)	896.64	0.6609	0.0874
Q(8)	7.35	-0.8998	0.1564

ITERACION 6

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	9.12	0.0000	-0.0488
P(2)	6984.03	0.0000	11.0710
P(3)	5084.77	0.0000	11.1795
P(4)	3644.45	-0.0003	11.5237
P(5)	2198.05	0.0039	0.0021
P(6)	1062.30	2.0189	14.9635
P(7)	896.65	-0.2075	0.0133
Q(8)	7.49	0.0004	0.1406

ITERACION 7

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	9.07	0.0000	-0.0438
P(2)	6993.97	0.0000	9.9456
P(3)	5094.63	0.0000	10.0433
P(4)	3654.22	-0.0003	10.3534
P(5)	2208.83	0.0022	0.0018
P(6)	1067.73	1.8036	13.4126
P(7)	896.66	-0.1884	0.0112
Q(8)	7.62	0.0089	0.1252

ITERACION 8

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	9.03	-0.0000	-0.0394
P(2)	7002.91	0.0000	8.9342
P(3)	5103.48	0.0000	9.0222
P(4)	3663.00	-0.0002	9.3014
P(5)	2218.51	0.0020	0.0016
P(6)	1072.64	1.6110	12.0131
P(7)	896.67	-0.1634	0.0102
Q(8)	7.73	0.0076	0.1118

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

ITERACION 9

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	9.00	0.0000	-0.0354
P(2)	7010.93	0.0000	8.0248
P(3)	5111.43	0.0000	8.1041
P(4)	3670.88	-0.0002	8.3554
P(5)	2227.21	0.0019	0.0014
P(6)	1077.06	1.4398	10.7620
P(7)	896.68	-0.1426	0.0092
Q(8)	7.83	0.0069	0.1000

ITERACION 10

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	8.97	0.0000	-0.0318
P(2)	7018.14	0.0000	7.2073
P(3)	5118.57	0.0000	7.2787
P(4)	3677.97	-0.0002	7.5049
P(5)	2235.03	0.0017	0.0012
P(6)	1081.05	1.2875	9.6430
P(7)	896.69	-0.1249	0.0083
Q(8)	7.92	0.0062	0.0895

ITERACION 11

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	8.94	-0.0000	-0.0285
P(2)	7024.61	0.0000	6.4726
P(3)	5124.98	0.0000	6.5368
P(4)	3684.33	-0.0001	6.7403
P(5)	2242.05	0.0016	0.0010
P(6)	1084.65	1.1518	8.6419
P(7)	896.70	-0.1097	0.0075
Q(8)	8.00	0.0056	0.0800

ITERACION 12

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	8.91	-0.0000	-0.0256
P(2)	7030.43	-0.0000	5.8122
P(3)	5130.74	0.0000	5.8700
P(4)	3690.04	-0.0001	6.0531
P(5)	2248.36	0.0014	0.0009
P(6)	1087.89	1.0308	7.7458
P(7)	896.70	-0.0966	0.0068
Q(8)	8.07	0.0051	0.0717

ITERACION 13

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	8.89	0.0000	-0.0230
P(2)	7035.64	0.0000	5.2189
P(3)	5135.91	0.0000	5.2708
P(4)	3695.17	-0.0001	5.4355
P(5)	2254.02	0.0013	0.0008
P(6)	1090.80	0.9228	6.9435
P(7)	896.71	-0.0852	0.0061
Q(8)	8.13	0.0046	0.0642

ITERACION 14

INCOGNITAS	X_i	F_i	ΔX_i
Q(1)	8.87	-0.0000	-0.0206
P(2)	7040.33	0.0000	4.6858
P(3)	5140.56	0.0000	4.7325
P(4)	3699.78	-0.0001	4.8805
P(5)	2259.11	0.0012	0.0007
P(6)	1093.43	0.8264	6.2250
P(7)	896.72	-0.0753	0.0055
Q(8)	8.19	0.0041	0.0575

ITERACION 15

INCOGNITAS	X_i	F_i	ΔX_i
Q(1)	8.85	0.0000	-0.0185
P(2)	7044.54	0.0000	4.2068
P(3)	5144.73	0.0000	4.2488
P(4)	3703.91	-0.0001	4.3819
P(5)	2263.68	0.0011	0.0006
P(6)	1095.79	0.7401	5.5813
P(7)	896.72	-0.0667	0.0050
Q(8)	8.24	0.0037	0.0515

ITERACION 16

INCOGNITAS	X_i	F_i	ΔX_i
Q(1)	8.83	0.0000	-0.0166
P(2)	7048.31	0.0000	3.7766
P(3)	5148.47	0.0000	3.8143
P(4)	3707.62	-0.0001	3.9339
P(5)	2267.78	0.0010	0.0005
P(6)	1097.92	0.6631	5.0046
P(7)	896.73	-0.0592	0.0045
Q(8)	8.29	0.0033	0.0461

ITERACION 17

INCOGNITAS	X_i	F_i	ΔX_i
Q(1)	8.82	-0.0000	-0.0149
P(2)	7051.70	0.0000	3.3902
P(3)	5151.83	0.0000	3.4241
P(4)	3710.96	-0.0001	3.5315
P(5)	2271.46	0.0009	0.0005
P(6)	1099.83	0.5941	4.4877
P(7)	896.73	-0.0525	0.0040
Q(8)	8.33	0.0030	0.0413

ITERACION 18

INCOGNITAS	X_i	F_i	ΔX_i
Q(1)	8.80	0.0000	-0.0134
P(2)	7054.75	0.0000	3.0431
P(3)	5154.84	0.0000	3.0736
P(4)	3713.95	-0.0001	3.1701
P(5)	2274.76	0.0008	0.0004
P(6)	1101.55	0.5324	4.0245
P(7)	896.73	-0.0467	0.0036
Q(8)	8.37	0.0027	0.0370

ITERACION 19

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	8.79	0.0000	-0.0120
P(2)	7057.48	0.0000	2.7315
P(3)	5157.55	0.0000	2.7588
P(4)	3716.63	-0.0001	2.8456
P(5)	2277.73	0.0007	0.0004
P(6)	1103.09	0.4772	3.6093
P(7)	896.74	-0.0416	0.0033
Q(8)	8.40	0.0024	0.0332

ITERACION 20

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	8.78	0.0000	-0.0108
P(2)	7059.93	0.0000	2.4516
P(3)	5159.98	0.0000	2.4762
P(4)	3719.04	-0.0000	2.5541
P(5)	2280.40	0.0007	0.0003
P(6)	1104.48	0.4277	3.2370
P(7)	896.74	-0.0370	0.0029
Q(8)	8.43	0.0022	0.0297

ITERACION 21

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	8.77	-0.0000	-0.0097
P(2)	7062.13	0.0000	2.2004
P(3)	5162.16	0.0000	2.2224
P(4)	3721.21	-0.0000	2.2924
P(5)	2282.79	0.0006	0.0003
P(6)	1105.73	0.3834	2.9033
P(7)	896.74	-0.0330	0.0026
Q(8)	8.46	0.0020	0.0267

ITERACION 22

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	8.76	0.0000	-0.0087
P(2)	7064.11	-0.0000	1.9748
P(3)	5164.12	0.0000	1.9946
P(4)	3723.15	-0.0000	2.0574
P(5)	2284.93	0.0005	0.0002
P(6)	1106.85	0.3438	2.6041
P(7)	896.74	-0.0294	0.0024
Q(8)	8.48	0.0018	0.0239

ITERACION 23

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	8.76	-0.0000	-0.0078
P(2)	7065.88	-0.0000	1.7723
P(3)	5165.87	0.0000	1.7901
P(4)	3724.89	-0.0000	1.8465
P(5)	2286.86	0.0005	0.0002
P(6)	1107.85	0.3082	2.3357
P(7)	896.75	-0.0263	0.0021
Q(8)	8.50	0.0016	0.0214

ITERACION 24

INCOGNITAS	X_i	F_i	ΔX_i
Q(1)	8.75	-0.0000	-0.0070
P(2)	7067.47	-0.0000	1.5904
P(3)	5167.45	0.0000	1.6064
P(4)	3726.46	-0.0000	1.6571
P(5)	2288.59	0.0004	0.0002
P(6)	1108.76	0.2764	2.0951
P(7)	896.75	-0.0235	0.0019
Q(8)	8.52	0.0014	0.0192

ITERACION 25

INCOGNITAS	X_i	F_i	ΔX_i
Q(1)	8.74	0.0000	-0.0063
P(2)	7068.90	-0.0000	1.4273
P(3)	5168.87	0.0000	1.4416
P(4)	3727.86	-0.0000	1.4871
P(5)	2290.14	0.0004	0.0002
P(6)	1109.57	0.2478	1.8793
P(7)	896.75	-0.0210	0.0017
Q(8)	8.54	0.0013	0.0172

ITERACION 26

INCOGNITAS	X_i	F_i	ΔX_i
Q(1)	8.74	-0.0000	-0.0056
P(2)	7070.18	-0.0000	1.2808
P(3)	5170.13	0.0000	1.2937
P(4)	3729.12	-0.0000	1.3345
P(5)	2291.53	0.0004	0.0002
P(6)	1110.30	0.2222	1.6858
P(7)	896.75	-0.0187	0.0015
Q(8)	8.55	0.0011	0.0155

ITERACION 27

INCOGNITAS	X_i	F_i	ΔX_i
Q(1)	8.73	-0.0000	-0.0051
P(2)	7071.33	-0.0000	1.1493
P(3)	5171.27	0.0000	1.1609
P(4)	3730.25	-0.0000	1.1975
P(5)	2292.78	0.0003	0.0001
P(6)	1110.95	0.1993	1.5122
P(7)	896.75	-0.0168	0.0014
Q(8)	8.57	0.0010	0.0139

ITERACION 28

INCOGNITAS	X_i	F_i	ΔX_i
Q(1)	8.73	0.0000	-0.0045
P(2)	7072.36	-0.0000	1.0313
P(3)	5172.30	0.0000	1.0417
P(4)	3731.26	-0.0000	1.0746
P(5)	2293.90	0.0003	0.0001
P(6)	1111.54	0.1787	1.3565
P(7)	896.75	-0.0150	0.0012
Q(8)	8.58	0.0009	0.0124

ITERACION 29

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	8.72	0.0000	-0.0041
P(2)	7073.28	0.0000	0.9254
P(3)	5173.21	0.0000	0.9347
P(4)	3732.17	-0.0000	0.9642
P(5)	2294.91	0.0003	0.0001
P(6)	1112.07	0.1603	1.2169
P(7)	896.76	-0.0134	0.0011
Q(8)	8.59	0.0008	0.0112

ITERACION 30

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	8.72	-0.0000	-0.0037
P(2)	7074.11	-0.0000	0.8304
P(3)	5174.04	0.0000	0.8387
P(4)	3732.99	-0.0000	0.8652
P(5)	2295.81	0.0002	0.0001
P(6)	1112.54	0.1438	1.0916
P(7)	896.76	-0.0120	0.0010
Q(8)	8.60	0.0007	0.0100

ITERACION 31

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	8.72	0.0000	-0.0033
P(2)	7074.86	-0.0000	0.7451
P(3)	5174.77	0.0000	0.7526
P(4)	3733.72	-0.0000	0.7763
P(5)	2296.62	0.0002	0.0001
P(6)	1112.97	0.1290	0.9793
P(7)	896.76	-0.0107	0.0009
Q(8)	8.61	0.0007	0.0090

ITERACION 32

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	8.71	-0.0000	-0.0029
P(2)	7075.53	-0.0000	0.6685
P(3)	5175.44	0.0000	0.6753
P(4)	3734.38	-0.0000	0.6966
P(5)	2297.35	0.0002	0.0001
P(6)	1113.35	0.1157	0.8785
P(7)	896.76	-0.0096	0.0008
Q(8)	8.62	0.0006	0.0080

ITERACION 33

INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi
Q(1)	8.71	0.0000	-0.0026
P(2)	7076.13	-0.0000	0.5998
P(3)	5176.03	0.0000	0.6059
P(4)	3734.97	-0.0000	0.6250
P(5)	2298.00	0.0002	0.0001
P(6)	1113.69	0.1038	0.7881
P(7)	896.76	-0.0086	0.0007
Q(8)	8.62	0.0005	0.0072

		ITERACION 34		
INCOGNITAS	Xi	Fi	ΔXi	
Q(1)	8.71	-0.0000	-0.0024	
P(2)	7076.66	-0.0000	0.5382	
P(3)	5176.56	0.0000	0.5436	
P(4)	3735.50	-0.0000	0.5608	
P(5)	2298.58	0.0002	0.0001	
P(6)	1114.00	0.0931	0.7070	
P(7)	896.76	-0.0077	0.0007	
Q(8)	8.63	0.0005	0.0065	

R E S U L T A D O S

VARIABLES SUPUESTAS	VARIABLES CALCULADAS	DATOS PROPORCIONADOS
Q(1)= 6000.00 (B/D)	Q(1)= 2214.62 (B/D)	P(1) = 9053.00 (PSIA)
P(2)= 7035.96 (PSIA)	P(2)= 7076.13 (PSIA)	Q(2) = 0.00 (B/D)
P(3)= 6000.00 (PSIA)	P(3)= 5176.02 (PSIA)	Q(3) = 0.00 (B/D)
P(4)= 5145.11 (PSIA)	P(4)= 3734.94 (PSIA)	Q(4) = 0.00 (B/D)
P(5)= 3021.86 (PSIA)	P(5)= 2298.58 (PSIA)	Q(5) = 0.00 (B/D)
P(6)= 1105.94 (PSIA)	P(6)= 1113.29 (PSIA)	Q(6) = 0.00 (B/D)
P(7)= 843.02 (PSIA)	P(7)= 896.76 (PSIA)	Q(7) = 0.00 (B/D)
Q(8)= 6000.00 (B/D)	Q(8)= -2196.06 (B/D)	P(8) = 896.29 (PSIA)

MAXIMA DESVIACION DE $F_i = 0.09307$

A N E X O D

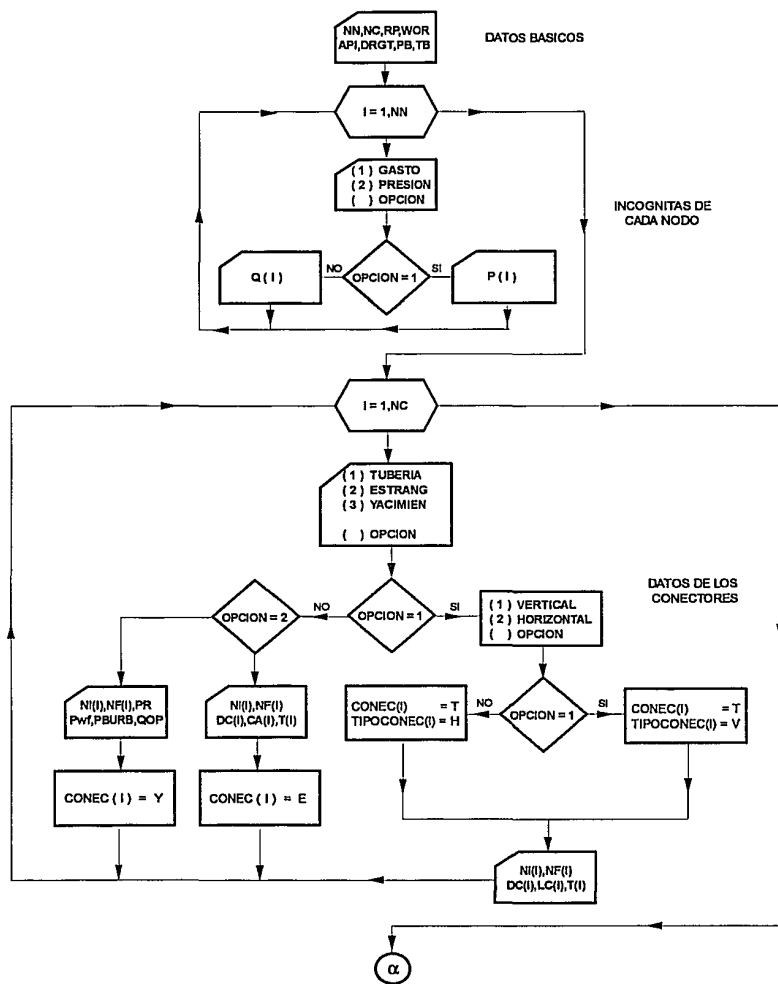


FIG. I

DIAGRAMA DE BLOQUE PARA LA CAPTURA DE DATOS

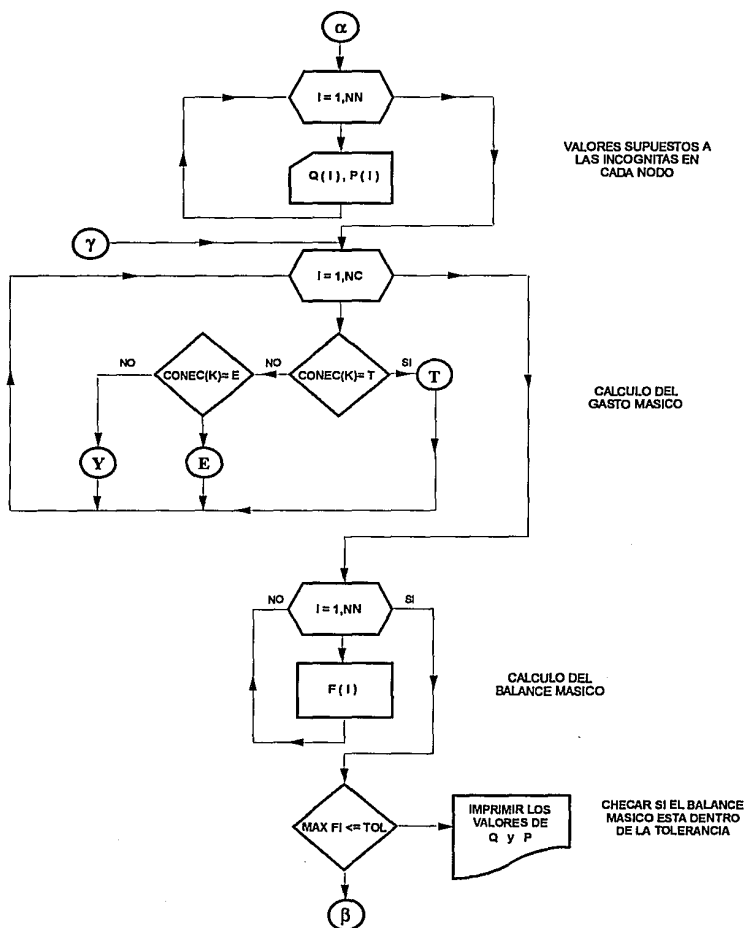


FIG. 2

DIAGRAMA DE BLOQUE DEL METODO DE STONER

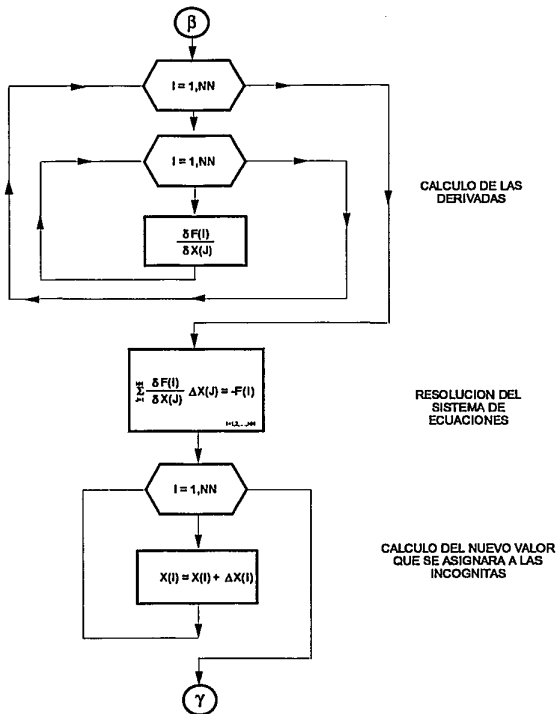


FIG. 2
 (CONTINUACION)

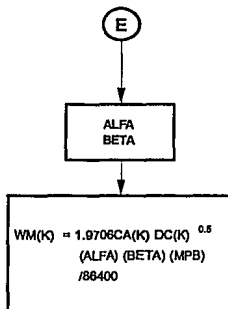
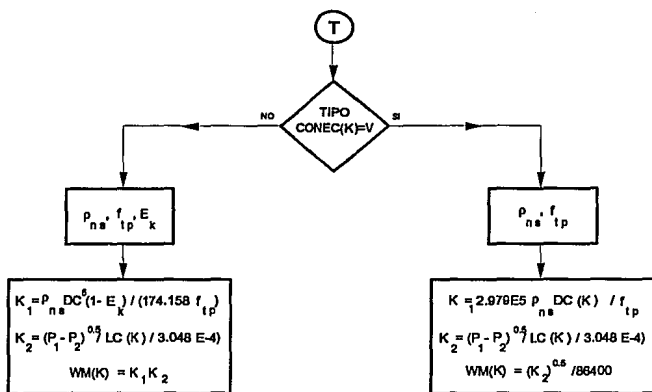


FIG. 2
(CONTINUACION)

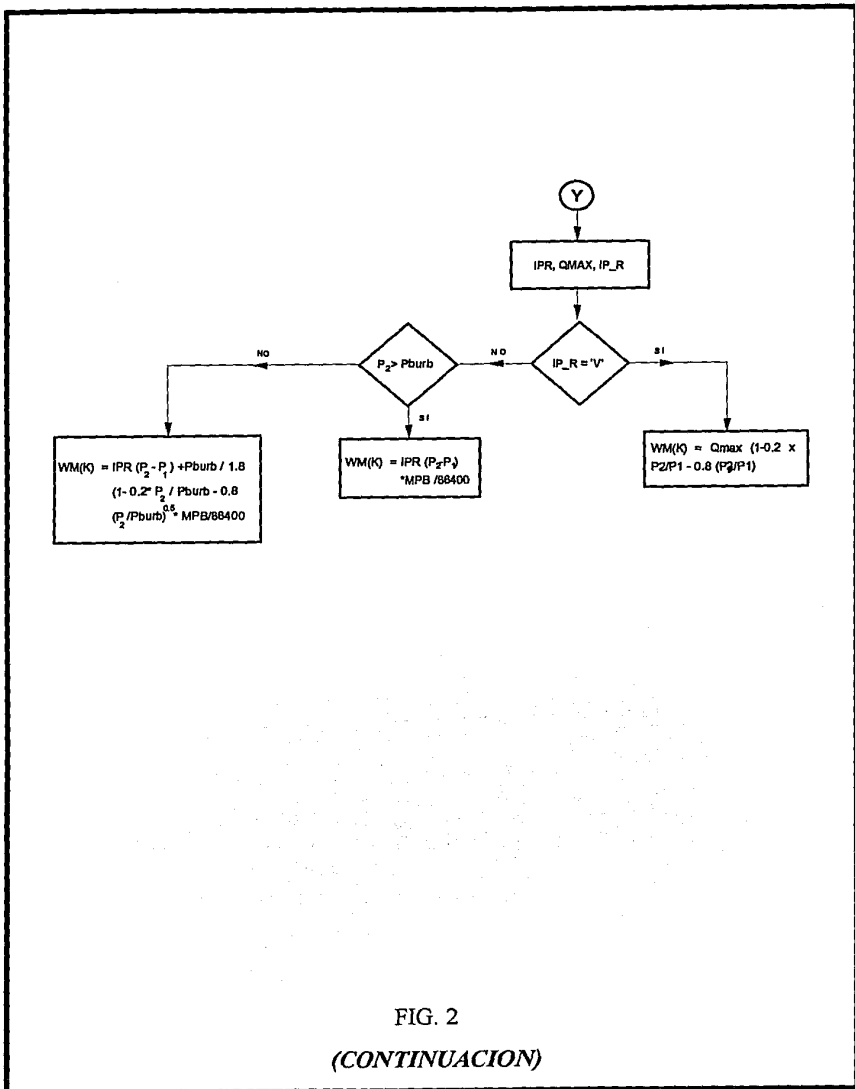


FIG. 2
(CONTINUACION)