



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA

ANALISIS NODAL FUNDAMENTOS Y APLICACIONES

TESIS PROFESIONAL

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO PETROLERO

P R E S E N T A:
FAUSTINO ALONSO FUENTES NUCAMENDI

DIRECTOR DE TESIS:
ING. FRANCISCO GARAICOCHA PETRIRENA



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.



FACULTAD DE INGENIERIA

Dirección
60-I-277

Señor FUENTES NUCAMENDI FAUSTINO ALONSO.
P r e s e n t e .

En atención a su solicitud, me es grato hacer de su conocimiento el tema que aprobado por esta Dirección, propuso el Prof. Ing. - Francisco Garaicochea Petrirena, para que lo desarrolle como - - tesis para su Examen Profesional de la carrera de INGENIERO - - PETROLERO.

"ANALISIS NODAL: FUNDAMENTOS Y APLICACIONES"

- I INTRODUCCION.
- II COMPORTAMIENTO DE FLUJO DEL YACIMIENTO AL POZO.
- III FLUJO MULTIFASICO EN TUBERIAS DE PRODUCCION.
- IV FLUJO MULTIFASICO EN LINEAS DE DESCARGA.
- V FLUJO A TRAVES DE ESTRANGULADORES Y CONEXIONES.
- VI ANALISIS NODAL: FUNDAMENTOS Y APLICACIONES.
- VII ANALISIS NODAL: APLICACIONES DE PROGRAMAS DE COMPUTO.
- VIII CONCLUSIONES.

Ruego a usted se sirva tomar debida nota de que en cumplimiento con lo especificado por la Ley de Profesionales, deberá prestar -- Servicio Social durante un tiempo mínimo de seis meses como - - requisito indispensable para sustentar Examen Profesional; así - como de la disposición de la Coordinación de la Administración - Escolar en el sentido de que se imprima en lugar visible de los - ejemplares de la tesis, el título del trabajo realizado.

Atentamente.
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
Cd. Universitaria, D.F., Diciembre 5 de 1984.
EL DIRECTOR

Dr. Octavio A. Rascón Chávez

CAPITULO I.

INTRODUCCION.

Los recursos energéticos más importantes hoy en día son los hidrocarburos. En su obtención y transformación tienen ramas de la ingeniería se combinan, entre éstas a la ingeniería petrolera.

La Ingeniería Petrolera, al igual que todos los campos del quehacer humano, se encuentra en una continua evolución. Muchos investigadores realizan una constante búsqueda en cada una de sus áreas de aplicación: Descubrimientos, Reforzonación y Producción. En el área de producción es una de las más importantes, por ello es primordial comprender que en la ingeniería de producción se involucran más procesos que los abarcan los por los sistemas artificiales o la operación de unidades de separación; estos son solamente una parte de todo un conjunto de componentes que forman al sistema de producción.

Es necesario que el sistema de producción sea conocido de manera profunda y completa. Esto facilitará la búsqueda de las causas y las soluciones a problemas que se presenten. Por ejemplo, si se tuviera un adecuado conocimiento de la vida fluyente de un pozo, podría lograrse el máximo beneficio de ésta, y recurrir al empleo de los sistemas artificiales cuando verdaderamente fuese necesario. Resulta común considerar a los sistemas artificiales como solución única, a pesar de que solamente son una opción a seguir, puesto que existen varias formas de prolongar la vida fluyente de los pozos.

Como en todo sistema, las características de cada parte que constituye al sistema de producción, influyen al comportamiento del resto. Para conocer el comportamiento de cada componente, es necesario el empleo de diversos métodos para analizar el flujo del yacimiento al pozo, el flujo a través de la tubería de producción, el flujo a través de la línea de descarga, el flujo a través de estranguladores, entre otros. En el presente trabajo se presentan estos métodos como el medio de obtención de los datos necesarios para la realización de un análisis sistemático del comportamiento del sistema: el Análisis Nodal.

CAPITULO II.

COMPORTAMIENTO DE FLUJO DEL YACIMIENTO AL POZO.

Son muchos los factores que pueden afectar la historia de producción de un pozo. En este capítulo se analizan y discuten los factores que gobiernan el flujo de los fluidos desde la formación hasta el pozo. El análisis está basado en dos procedimientos que permiten evaluar el comportamiento de la formación, que son: el índice de productividad y la ecuación de Darcy. Aunque estos procedimientos están interrelacionados, la variación de la presión sobre una región de la formación drenada por un pozo en particular, hace necesario el uso de parámetros independientes, para así lograr una evaluación más fácil del fenómeno aludido.

La permeabilidad relativa es un concepto básico en la Ingeniería de Yacimientos, se encuentra en ecuaciones empíricas, que permiten realizar la descripción matemática del flujo multifásico de fluidos en el medio poroso. Es por tanto, lato esencial para los simuladores matemáticos de procesos de flujo multifásico de fluidos en yacimientos de aceite y gas.

El comportamiento de flujo del yacimiento al pozo es fácil de relacionar con el gasto total del pozo para una cierta etapa de la historia de producción. Además es necesario establecer su relación con la producción acumulada total tomada de dicho pozo y de la formación productora. El comportamiento de flujo indicará la respuesta de la formación a un abatimiento de presión en el pozo productor.

Es por eso que un buen entendimiento de los conceptos, interrelaciones y factores que determinan el comportamiento del flujo en el medio poroso, es primordial para usar apropiadamente los simulado -

ros, métodos o técnicas que se empleen para obtener el comportamiento presente y futuro de un yacimiento. Es obvio que el manejo de información confiable es fundamental para la adquisición de resultados confiables.

2.1 NOTAS SOBRE PERMEABILIDAD RELATIVA.

Cuando dos o más fases fluyen simultáneamente en un medio poroso, cada fase desarrolla su propia red de flujo, por lo cual una permeabilidad efectiva podría atribuirse como si se tuviera un flujo monofásico, considerando que cada fase crea su propio sistema.

La permeabilidad para cada sistema resulta más conveniente expresarla como una fracción de la permeabilidad absoluta, y referirla entonces como la permeabilidad relativa de la fase.

El valor de la permeabilidad relativa depende del espacio ocupado por cada fase, es decir, su saturación. Por lo tanto, la permeabilidad relativa es una función dependiente de la saturación. Y se encuentra en la ley de Darcy, que se define en la forma siguiente:

$$v_j = \frac{k k_{rj} (S_j)}{\mu_j} \text{ grad } p_j \quad \dots 2.1$$

La permeabilidad relativa es una cuantificación macroscópica, que representa las interacciones roca-fluido y fluido-fluido, durante el flujo multifásico en el yacimiento. Refleja la manera en la cual las fases están fluyendo y se encuentran distribuidas dentro del medio poroso. Las permeabilidades relativas son datos esenciales para los modelos de simulación de procesos de flujo multifásico en el yacimiento. Estos datos deberán de ser representativos de las condiciones prevalecientes en el yacimiento. Los factores principales que controlan el flujo y distribución de las fases en el yacimiento son:

- + El estado de mojabilidad
- + La estructura de los poros.
- + La historia de saturación.
- + La relación entre las fuerzas capilares y las viscosas.
(fuerzas gravitacionales)
- + La relación de viscosidades.

2.1.1 Estado de Mojabilidad.

La mojabilidad de una superficie sólida es la preferencia relativa de esa superficie a ser cubierta por uno de los fluidos bajo consideración¹.

Una superficie sólida preferentemente mojada por aceite se considera aquella en la que se mostrará un ángulo de avance menor de 90° (medido a través del aceite) en un sistema sólido-agua-aceite. El aceite desplazaría espontáneamente al agua, ambos estando a la misma presión, de tal superficie. En una superficie preferentemente mojada por agua, el comportamiento es análogo².

La mojabilidad es, sin duda, el más importante factor que determina la forma de las curvas de permeabilidad relativa. Si la tendencia de mojabilidad de la roca no fuera un factor importante en muchos aspectos de la producción del aceite, su consideración podría tener poca importancia práctica.

En la Fig. 2.1, se muestran curvas típicas de permeabilidad relativa, tanto para una formación fuertemente mojada por aceite como para una fuertemente mojada por agua.

EFFECTO DE MOJABILIDAD EN PERMEABILIDAD RELATIVA

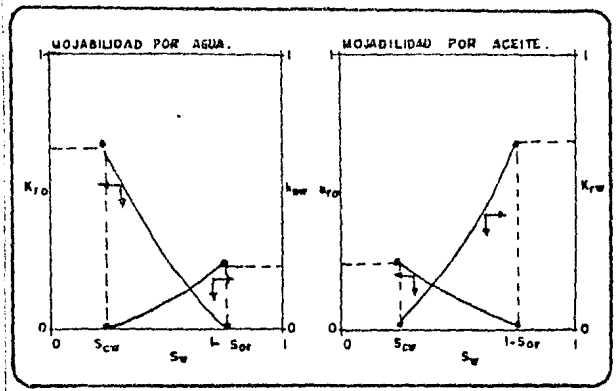


Fig. 2.1

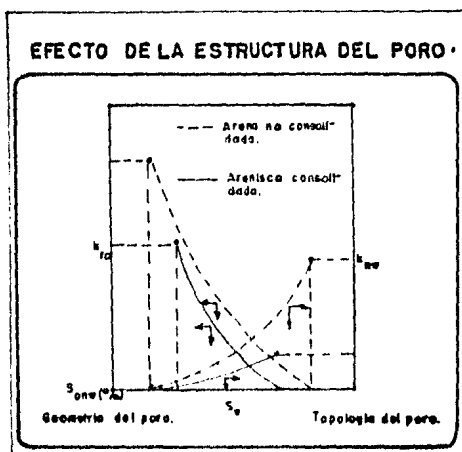


Fig. 2.2

2.1.2 La estructura de los poros.

Se ha demostrado que la estructura de los poros es uno de los factores importantes que determinan la forma de las curvas de permeabilidad relativa. La Fig. 2.2, muestra curvas típicas de permeabilidad relativa aceite-agua para una arenisca consolidada, mojada por agua y para una arena no consolidada, mojada también por agua.

La diferencia principal entre los dos grupos de curvas es el rango de saturaciones de los fluidos móviles; la arenisca consolidada tiene un punto final de saturación de aceite mucho más alto.

Típicamente el rango de saturaciones de aceite residual para areniscas consolidadas va del 25 al 40% y las saturaciones de agua del 15 al 25%.

Las características de estructura de poro, que son particularmente importantes, son la relación de tamaño de poro/garganta de poro y el grado de comunicación de la estructura porosa. La relación de tamaño de poro/garganta del poro controla la dispersión de la fase no mojante, lo cual resulta en un atrapamiento de la fase aislada de aceite que no toma lugar en el flujo, en caso de ser éste la fase no mojante. Cuando se tienen relaciones altas de tamaño de poro/garganta de poro los procesos de dispersamiento se acentúan, lo que conduce a altas saturaciones de aceite atrapado.

El grado de comunicación de la estructura porosa también afecta directamente al atrapamiento de la fase de aceite. Si la estructura del poro tiene alto grado de comunicación, hay muchas rutas de escape, reduciéndose así la posibilidad de atrapamiento y la saturación de aceite residual.

2.1.3 Historia de Saturación (histéresis).

La distribución de las fases de los fluidos en el medio poroso depende en gran medida de la historia de cambios de saturación. Esto es ya evidente en las curvas de presión capilar, las cuales muestran diferencias, dependiendo ya sea que la saturación de fluido mojannte disminuya (drenaje) o se incremente (imbibición).

Es de esperarse que la permeabilidad relativa también dependa de la historia de saturación y muestre efectos de histéresis. La Fig. 2.3, muestra los efectos de histéresis para una arenisca Bentheim, mojada por agua.

Las tres series de curvas se obtuvieron de la siguiente manera: (1) la primera curva de drenaje, la cual principia con una saturación de agua igual a la unidad y finaliza en la saturación de agua connata; (2) la curva de imbibición, la cual principia en la saturación de agua connata y finaliza en la saturación de aceite residual; y (3) la segunda curva de drenaje, la cual principia en la saturación de aceite residual, finalizando otra vez en la saturación de agua connata.

Los tres grupos de curvas son distintivamente diferentes particularmente entre la curva de primer drenaje y la curva de imbibición. En el rango de saturación de fluidos movibles para el primer drenaje es mucho más grande que para la imbibición, debido que para el drenaje, el aceite se mueve para muy bajas saturaciones del mismo, mientras que para la imbibición, el aceite es atrapado aún para saturaciones bastante altas.

EFFECTO DE HISTERESIS.

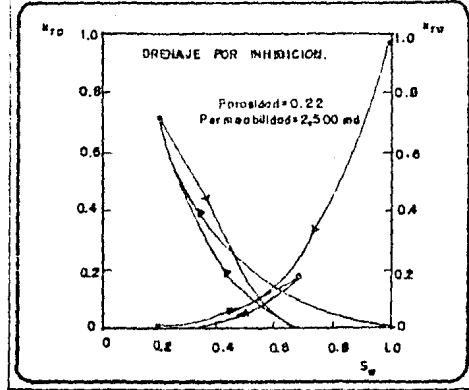


Fig. 2.3

RELAC. FUERZA VISCOSAS / FUERZAS CAPILARES.

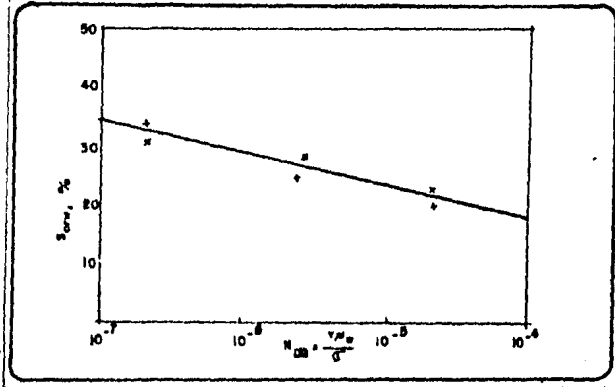


Fig. 2.4

2.1.4 Efecto del flujo de fluidos.

Cuando dos o más fases fluyen en un medio poroso, el sistema de flujo de los fluidos está en equilibrio dinámico; es decir, la forma y la estructura de los dos sistemas que están interfiriendo también dependen de los efectos dinámicos del flujo de fluidos. Un análisis adimensional para el flujo bifásico, muestra que estos efectos del flujo de fluidos pueden ser representados mediante dos grupos:

1. La relación de las fuerzas viscosas y las capilares, denominado Número de Dombroski-Brownell⁴.

$$N_{DB} = v \mu / \sigma \quad (o) \quad \Delta p g k / \mu \sigma \quad \dots 2.2$$

2. La relación de viscosidades μ_o / μ_w

En procesos convencionales de recuperación de aceite, - el valor de N_{DB} es muy pequeño. En mediciones hechas a escala microscópica (a tamaño de poro), el flujo es dominado por las fuerzas capilares. Consecuentemente, no es de esperarse que este número tenga un gran efecto sobre la permeabilidad relativa.

Es cierto que en el rango de saturaciones cercano a la saturación residual de la fase mojannte, el valor de N_{DB} no excede a 10^{-2} , por lo que hay prácticamente una falta de sensibilidad hacia N_{DB} .

En el rango de saturaciones, cercano a la saturación -

2.1.4 Efecto del flujo de fluidos.

Cuando dos o más fases fluyen en un medio poroso, el sistema de flujo de los fluidos está en equilibrio dinámico; es decir, la forma y la estructura de los dos sistemas que están interfiriendo también dependen de los efectos dinámicos del flujo de fluidos. Un análisis adimensional para el flujo bifásico, muestra que estos efectos del flujo de fluidos pueden ser representados mediante dos grupos:

1. La relación de las fuerzas viscosas y las capilares, denominado Número de Dombroski-Brownell⁴.

$$N_{DB} = v \mu / \sigma \quad (o) \quad \Delta p g k / \mu \sigma \quad \dots 2.2$$

2. La relación de viscosidades μ_o / μ_w

En procesos convencionales de recuperación de aceite, el valor de N_{DB} es muy pequeño. En mediciones hechas a escala microscópica (a tamaño de poro), el flujo es dominado por las fuerzas capilares. Consecuentemente, no es de esperarse que este número tenga un gran efecto sobre la permeabilidad relativa.

Es cierto que en el rango de saturaciones cercano a la saturación residual de la fase mojante, el valor de N_{DB} no excede a 10^{-2} , por lo que hay prácticamente una falta de sensibilidad hacia N_{DB} .

En el rango de saturaciones, cercano a la saturación -

residual de la fase mojan^{te}; hay una ligera pero distinta sensibilidad a N_{DB} . La Fig. 2.4, muestra la saturación de aceite residual por desplazamiento con agua, para una muestra de arenisca mojada - por agua, como una función de N_{DB} . La saturación de aceite residual decrece, con incrementos de N_{DB} , cerca de 5% por ciclo logarítmico.

El segundo número adimensional de flujo de fluidos es - la relación de viscosidades. El efecto que tiene sobre la permeabilidad relativa ha sido sujeto a muchos controvertidos estudios.^{5,6,7,8}

Para flujo bifásico dentro de un tubo capilar, es de esperarse un efecto drástico. Si el agua es la fase mojan^{te}, fluirá a - lo largo de las paredes del tubo capilar y sirve como un lubricante para el aceite que fluye en el centro. De esta manera se predice - que la permeabilidad relativa del aceite excede por sobre un rango - completo de saturación. Aunque algunos autores aseguran haber observado dicho efecto de lubricación, es cierto también que no se ha encontrado en una forma general. La explicación más - aceptable para la ausencia del momentun de transferencia viscoso entre las dos fases (lubricación) es que las impurezas en la interfa se de los fluidos que causan que las interfases actúen como paredes rígid^{as}.

La relación de viscosidad podrí^a tener un efecto en la saturación residual de la fase no mojan^{te}, pero ésto no ha sido entendido completamente.

Las mediciones de aceite residual para desplazamientos con agua, en muestras de roca mojad^{as} por agua, indican un ligero incremento en la saturación de aceite residual con incrementos en - las relaciones de viscosidades aceite/agua, típicamente la saturación creció en un tres por ciento, después de duplicar diez veces - la relación de viscosidad.

2.2 COMPORTAMIENTO DE FLUJO DEL YACIMIENTO AL POZO.

El comportamiento de flujo del yacimiento al pozo representa la capacidad que tiene el yacimiento para aportar fluidos. Gráficas típicas se muestran en la Fig. 2.5, donde se observa que las formas de las curvas pueden ser muy diferentes. La capacidad para aportar fluidos depende grandemente del tipo de yacimiento, del mecanismo de empuje y de variables tales como la presión, permeabilidad, etc. Puede notarse que la curva 1, en la Fig. 2.5, es una línea recta, normalmente esto es cierto solamente para presiones de fondo fluyendo arriba de la presión de burbujeo, la pendiente de esta recta es constante y entonces se tiene un índice de productividad lineal ($J = IP$). Sin embargo, cuando existe una curvatura la pendiente varía conforme varía el abatimiento de presión. Se considera entonces un comportamiento no lineal, al que se denomina IPR. El IPR y el IP no son equivalentes, el IPR es un término que relaciona la presión y el gasto, y el IP es la primera diferencial del IPR en el caso especial cuando el IPR es una línea recta, cuando $p_{wf} > p_b$; es decir, la curvatura se aproxima a la línea recta.

2.2.1 Flujo radial de líquido.

Supóngase un pozo que está produciendo líquido a un gasto q (condiciones superficiales , de donde qB_0 condiciones de yacimiento), de un yacimiento horizontal, homogéneo, con un espesor neto h y extensión areal infinita. Supóngase además que las condiciones de flujo no cambian con el tiempo, es decir, se tiene flujo en estado estacionario. Para tales circunstancias y con la suposición de que el líquido producido tiene una compresibilidad baja y constante, es entonces posible obtener una fórmula

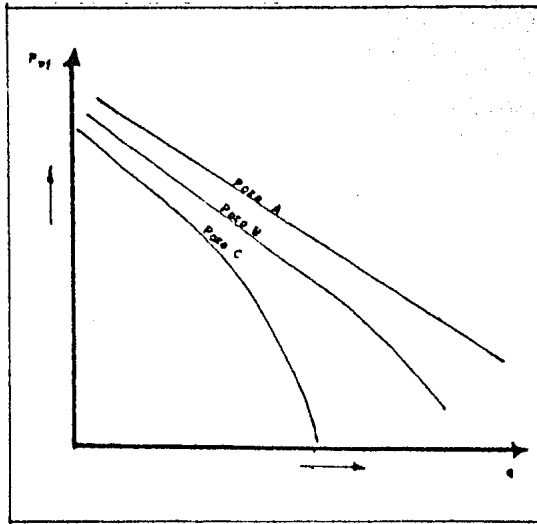


Fig. 2.5 Curvas típicas de flujo del yacimiento al pozo.

que relacione la presión de la formación, en un punto en particular a una distancia desde el pozo, con el gasto de producción.

Considerando un radio de pozo, r_w y que la presión en la cara de la formación sea p_{wf} . Si la viscosidad del líquido es μ_o , de donde, la presión p en la formación a un radio r , medido desde el centro del pozo, es aproximadamente:

$$p_{@r} = p_{wf} + \frac{q B_o \mu_o}{0.007082 k_o h} \ln \left(\frac{r}{r_w} \right) \quad \dots 2.3$$

La Ec. 2.3, es evidentemente incongruente para valores de r grandes, dado que implica que p viene a ser tan grande como los incrementos de r , mientras que en la práctica tiende a la presión estática del yacimiento, p_{ws} . Si se hace r igual al valor de r_c , la ecuación proporciona el valor de p_{ws} ; entonces es claro que la ecuación proporciona una aproximación razonablemente buena para la distribución de presiones para valores de r menores que r_c . El valor de r_c es llamado radio de drenaje del pozo, evidentemente no tiene un significado físico para un pozo en un yacimiento infinito.

2.2.2 Índice de productividad - abatimiento de presión.

La presión de producción, p_{wf} , en el fondo del pozo es generalmente conocida como la presión de fondo fluyendo, y la diferencia entre ésta y la presión estática del yacimiento, p_{ws} , es el "abatimiento de presión".

$$\text{Abatimiento de presión} = p_{ws} - p_{wf} \quad \dots 2.4$$

La relación entre el gasto de producción de un pozo y su abatimiento de presión es conocida como el índice de productividad, J ; si el gasto de líquido está a condiciones superficiales, el índice de productividad se define como:

$$J = \frac{q}{P_{ws} - P_{wf}} \quad \dots 2.5$$

A menos que se indique de otra forma, el índice de productividad está basado en la producción bruta de líquido, es decir, el gasto de aceite más el gasto de agua producido.

El índice de productividad específico, J_s , es la relación entre la producción en bruto con el abatimiento y relacionando además con el espesor neto del yacimiento.

$$J_s = J / h = \frac{q}{h (P_{ws} - P_{wf})} \quad \dots 2.6$$

La Ec. 2.3 es para un yacimiento con flujo monofásico radial; ahora, para un yacimiento homogéneo, horizontal, uniforme, con una producción bruta de líquido de una compresibilidad pequeña, se tiene:

$$J = \frac{7.08 \times 10^{-3} h}{\ln (r_e / r_w)} \left[\frac{k_o}{B_o \mu_o} + \frac{k_w}{B_w \mu_w} \right] \quad \dots 2.7$$

Y

$$J_s = \frac{7.08 \times 10^{-3}}{\ln(r_e / r_w)} \left[\frac{k_o}{B_o \mu_o} + \frac{k_w}{B_w \mu_w} \right] \dots 2.8$$

Un valor más real del índice de productividad puede ser obtenido mediante la ecuación sugerida por Odeh, la cual es como sigue:^{9,10}

$$J = \frac{7.08 \times 10^{-3} h}{(\ln r_e / r_w - 0.75 + S'' + Dq)} \left[\frac{k_o}{B_o \mu_o} + \frac{k_w}{B_w \mu_w} \right] \dots 2.9$$

Donde:

S'' .- Es el factor total de daño a la formación, el cual puede ser determinado mediante pruebas de presión en los pozos.

Dq .- Es el término por flujo turbulento. Este es generalmente despreciado cuando se está produciendo a gastos bajos y para formaciones de baja permeabilidad. Un buen procedimiento para ver la influencia de este término, es comparar su valor al gasto máximo de producción, $p_{wf} = 0$, si éste es pequeño, puede entonces ser despreciado. Jones, Blount y Glaze¹¹ encontraron que la Ec. 2.9, puede ser escrita en la siguiente forma para así tomar en cuenta el término de flujo turbulento:

$$p_{ws} - p_{wf} = Cq + Dq^2 \dots 2.10$$

Donde

$$C = \frac{\mu_o B_o \ln (0.472 r_o / r_w) + S}{1.127 \times 10^{-3} (2\pi k h)} \quad \dots 2.11$$

El valor de D puede ser obtenido con la siguiente ecuación:

$$D = \frac{9.08 \times 10^{-3} r_o^2 \beta}{4 h_p^2 r_w} \quad \dots 2.12$$

Donde

D .- Coeficiente de flujo turbulento.

β .- Coeficiente de velocidad de flujo turbulento, el cual puede ser calculado con la siguiente ecuación:

$$\beta = \frac{2.33 \times 10^{10}}{k 1.201} \quad \dots 2.13$$

Cabe mencionar que D es una función de la permeabilidad y de la longitud del intervalo perforado, y tomará en cuenta el efecto de turbulencia para el flujo monofásico de líquido, no siendo así para el flujo bifásico, además de que el producto Dq tendrá un valor pequeño para gustos bajos. Una solución práctica de campo del problema se logra mediante la realización de una gráfica como la de la Fig. 2.6, necesitándose para ello la realización de una prueba de presión.

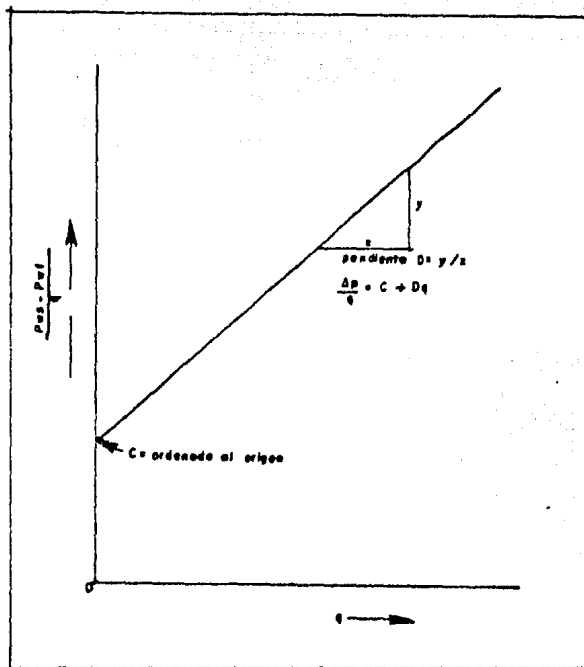


Fig. 2.6 Gráfica típica de la ecuación de Jones,-
Blount y Glaze.

Para la estimación del índice de productividad, cuando la información es limitada, puede utilizarse la siguiente aproximación:

Sea el gasto de aceite definido mediante la ley de Darcy:

$$q_o = \frac{7.08 \times 10^{-3} k_o h (p_{ws} - p_{wf})}{\mu_o B_o (\ln r_e/r_w - 3/4 + S)} \quad \dots 2.14$$

Suponiendo que

$$\ln r_e/r_w - 3/4 + S = 7.08 \quad \dots 2.15$$

De lo cual

$$q_o = \frac{1 \times 10^{-3} k_o h}{\mu_o B_o} \Delta p \quad \dots 2.16$$

O bien

$$J = \frac{1 \times 10^{-3} k_o h}{\mu_o B_o} \quad \dots 2.17$$

Por otra parte, Lewis, Horner y Stekol¹² encontraron que el índice de productividad puede ser relacionado por medio de la siguiente ecuación:

$$J = 5.0 \times 10^{-4} \frac{k_o h}{\mu_o B_o} \quad \dots 2.18$$

2.2.3 Relaciones de comportamiento de flujo del yacimiento - al pozo.

Suponiendo que el índice de productividad de un pozo es constante e independiente del gasto gastó de producción,

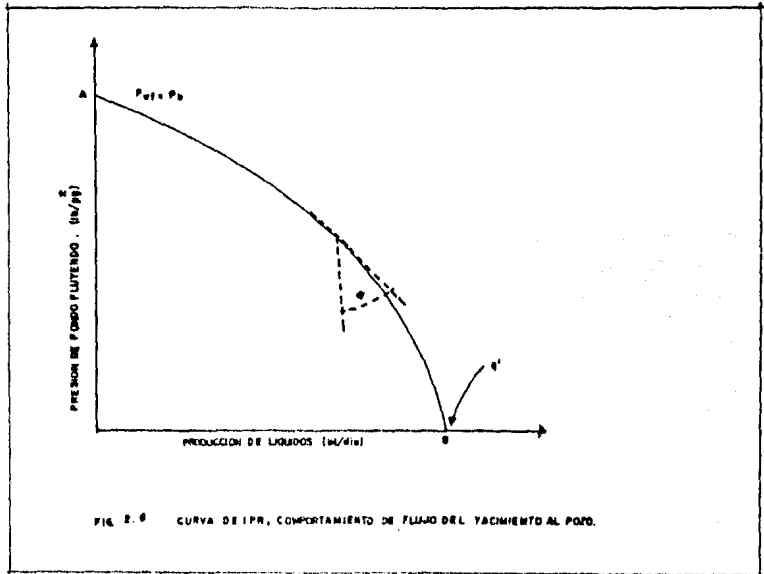
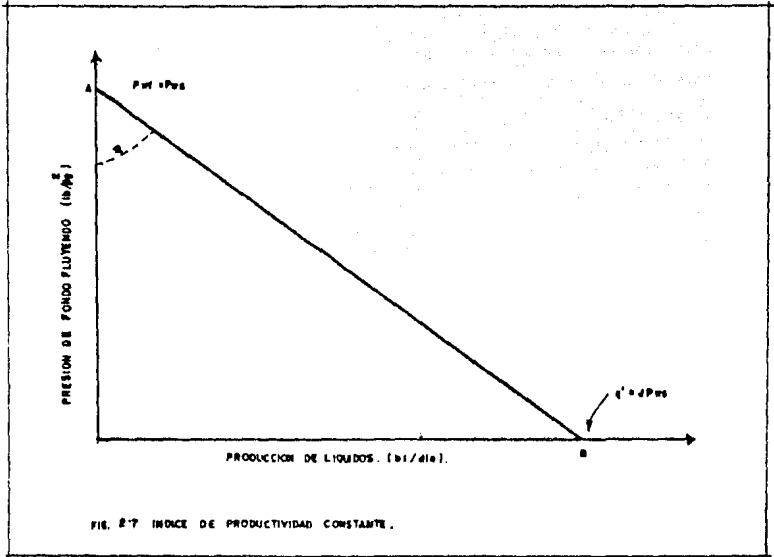
$$P_{wf} = P_{ws} - q / J \quad \dots 2.19$$

Dado que J se ha supuesto constante, para un instante en particular en la vida del pozo y P_{ws} es constante, por lo tanto la Ec. 2.19 es la de una línea recta.

Cuando q es igual a cero, P_{wf} es igual a P_{ws} , - por otra parte cuando q es igual a $J P_{ws}$, P_{wf} es igual a cero, resulta interesante entonces observar la Fig. 2.7, en donde el ángulo θ que la recta forma con el eje de presión es tal que:

$$\tan \theta = OB/OA = J \frac{P_{ws}}{P_{ws}} = J = IP \quad \dots 2.20$$

Donde el valor del gasto, q, en el punto B es $J P_{ws}$ que se denomina "potencial del pozo" y normalmente se denota como - q'. Se debe enfatizar, sin embargo, que la Fig. 2.7 se refiere al comportamiento de la formación, ésto es, la reacción o respuesta de la formación al abatimiento de presión que se sucede en el pozo.- Es entonces comprensible que el potencial del pozo es en realidad el potencial de la formación, es decir, el gasto máximo que la formación es capaz de aportar al pozo, y que ocurre cuando la presión de fondo es cero.



Cuando la p_{wf} es menor que p_b , el índice de productividad para cualquier gasto de producción es definido como el ritmo - del cambio del gasto de producción con el abatimiento, es decir, el comportamiento de una curva definida como:

$$J = IPR = \tan \theta = - dq / dp_{wf} \quad \dots 2.21$$

La dirección de la curvatura de AB es generalmente como se muestra en la Fig. 2.8, la cual indica un decrecimiento del índice de productividad conforme el gasto se incrementa.

El término de índice de productividad no constante (IPR) fué sugerido por Gilbert¹⁸ en el año de 1954, mientras que el término mismo de índice de productividad lineal (IP) fué originalmente introducido por Muskat¹⁹ en 1942.

2.2.4 Métodos para la obtención de la curva de comportamiento de flujo del yacimiento al pozo.

A continuación se presentan tres métodos para la obtención de las curvas de comportamiento de flujo del yacimiento al pozo, siendo estos: a) El método de Vogel, que permite la obtención de las curvas de IPR para los pozos, sin considerar aquellos que estén dañados o estimulados; b) El método de Standing, que es una extensión del trabajo de Vogel, pero donde se hace la consideración del llamado factor de eficiencia de flujo, tomando en cuenta con ello el daño o estimulación al pozo; y c) El método de Patton, que permite obtener el comportamiento de flujo cuando p_{wf} es mayor o menor que la p_b .

2.2.4.1 Método de Vogel,¹³

Vogel presentó una solución en la determinación de la curva de comportamiento de flujo del yacimiento al pozo, cuando la presión de fondo fluyendo es menor que la presión de burbujeo. Por medio de una computadora calculó las curvas de IPR, para pozos productores de algunos campos ficticios, en donde existe empuje por gas disuelto. Manejó un amplio rango tanto de propiedades PVT como de características de permeabilidad relativa. En la obtención de las curvas hizo algunas suposiciones, tales como: yacimiento circular, la existencia de flujo radial, medio poroso uniforme e isotrópico, saturación de agua constante. Consideró además que los efectos de la segregación gravitacional pueden ser despreciados y que la solución encontrada es solamente válida para flujo bifásico en el yacimiento. En su trabajo muestra como las curvas de gasto contra presión de fondo fluyendo son una función de cambios en la recuperación acumulativa. En la Fig. 2.9, se presenta una progresiva caída de las curvas de IPR conforme se agota un yacimiento con empuje con gas, con el tiempo.

En la Fig. 2.10, se muestra el efecto de la viscosidad y de la relación gas/aceite. La curva B corresponde a un crudo con cerca de un medio de la viscosidad del crudo empleado para la generación de la curva A, también el crudo de la curva B posee una relación gas/aceite cerca del doble del de la curva A.

Para el trazo de las curvas de IPR, como curvas de IPR adimensionales, la presión para cada punto sobre la curva de IPR es dividida por la presión de cierre máxima o presión estática del pozo y el gasto correspondiente de producción es dividido entre el gasto máximo de producción, es decir, el gasto que se ten

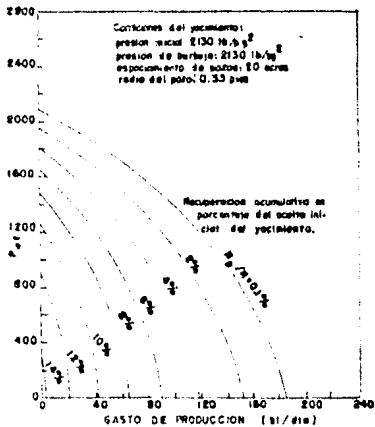


FIG. 2.9 - CURVAS DE IPR CALCULADAS POR COMPUTADORA.

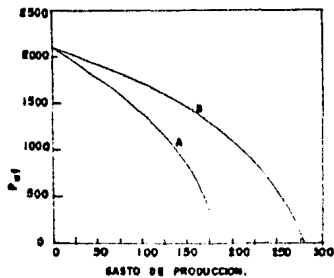


FIG. 2.10 EFECTO DE LAS PROPIEDADES DEL CRUDO SOBRE LAS CURVAS DE IPR.

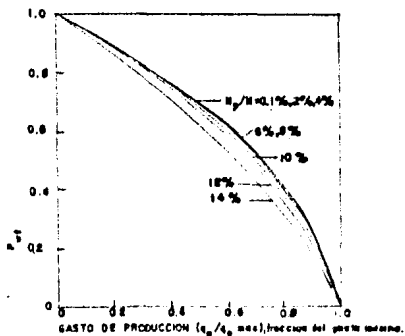


FIG. 2.11 CURVAS DIMENSIONALES DE IPR.

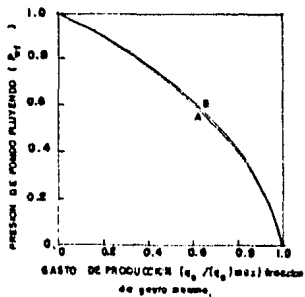


FIG. 2.12 EFECTO DE LAS PROPIEDADES DEL CRUDO SOBRE LAS CURVAS DE IPR.

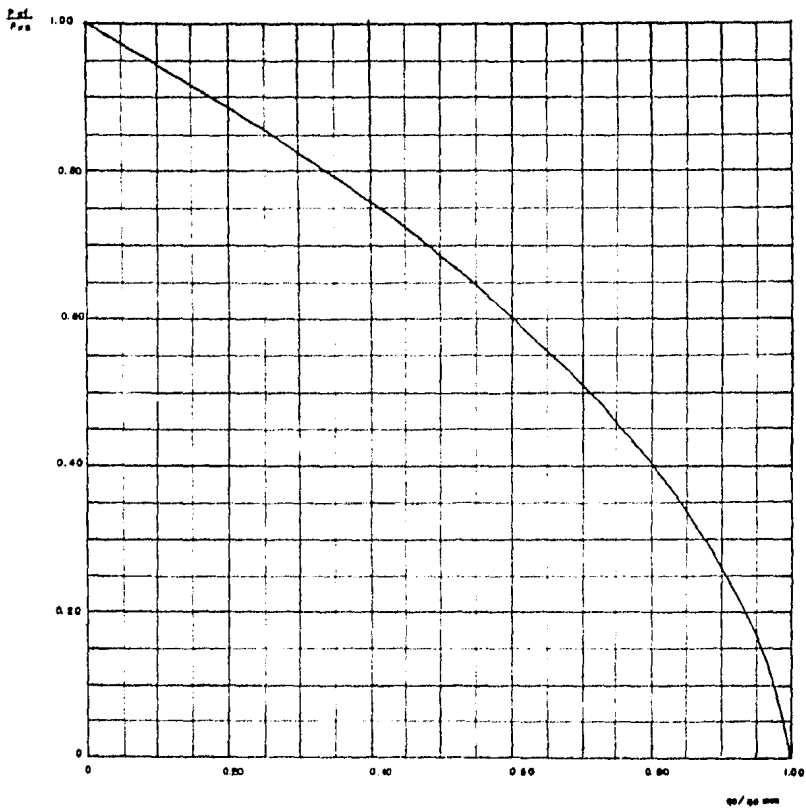


FIG. 2.12 CURVA ADIMENSIONAL DE IPR (CORRELACION DE VOGEL)

dría con un 100% de abatimiento de presión. Una vez hecho esto, - las curvas de la Fig. 2.9, pueden ser trazadas de nueva cuenta como se muestra en la Fig. 2.11. Es entonces aparente que con este tipo de construcción, las curvas son muy similares a través de la mayor parte de la vida de producción del yacimiento. También el mismo - trazo adimensional de las curvas de la Fig. 2.10, proporcionó curvas de IPR muy similares, como se presenta en la Fig. 2.11a.

Antes de la construcción de su curva final, Yo gel hizo cálculos para crudos más viscosos, variando las relaciones gas/aceite y las permeabilidades relativas, así como el espaciamiento de los pozos, y consideró pozos fracturados y pozos dañados.- En resumen encontró que los cálculos para 21 yacimientos con diferentes condiciones, mostraban curvas de IPR con una forma generalizada similar. Una excepción fue un pozo con daño, en donde la curva de - IPR se aproximaba a una línea recta. Para crudos mas viscosos encontró desviaciones significativas; sin embargo, la curvatura fue - aparente. Como un resultado final del trabajo logró la construcción de una curva de referencia, Fig. 2.12, que es todo lo que se necesita para construir una curva de IPR a partir de una prueba de - flujo en un pozo. Esta curva puede ser considerada como una solución general de ecuaciones de flujo para un yacimiento con empuje - por gas disuelto, con las constantes para la solución particular para cada yacimiento y para la presión de fondo fluyendo por debajo de la presión de burbujeo. La ecuación de la curva es:

$$\frac{q_o}{(q_o)_{\max}} = 1 - 0.20 \left(\frac{P_{wf}}{P_{ws}} \right) - 0.80 \left(\frac{P_{wf}}{P_{ws}} \right)^2 \quad \dots 2.22$$

Para comparación, la relación para la ecuación de flujo del yacimiento al pozo en forma de línea recta sería:

$$\frac{q_o}{(q_o)_{max}} = 1 - \frac{P_{wf}}{P_{ws}} \quad \dots 2.23$$

Para comprobar la utilidad de la curva de referencia, Fig. 2.12, se compararon los resultados obtenidos con ésta con los calculados por la computadora. La curva permitió calcular de una manera mas precisa el comportamiento de flujo para los primeros periodos de agotamiento que para periodos posteriores. De tal forma, el porcentaje de error es menor para gastos altos en los primeros periodos de agotamiento, esta comparación puede encontrarse en la Fig. 2.13.

El error máximo que se encuentra en el uso de la curva ocurrirá cuando las pruebas en los pozos se realicen a gastos de producción bajos y abatimientos de presión pequeños, se establece un error máximo no mayor del 10%.

Vogel, hizo también las siguientes observaciones:

1. Este procedimiento podría ser considerado incorrecto cuando existe otro tipo de empuje diferente al de gas disuelto. Sin embargo, se ha utilizado para otro tipo de mecanismos de empuje e incluso empujes combinados, con buenos resultados.
2. Dado que la curva de referencia es para flujo de dos fases de aceite y gas solamente, podría entonces ser considerada -

FIG. 2.13 - COMPARACION DE LA CURVA DE REFERENCIA
 CON LA CURVA DE IPR CALCULADA POR LA
 COMPUTADORA.

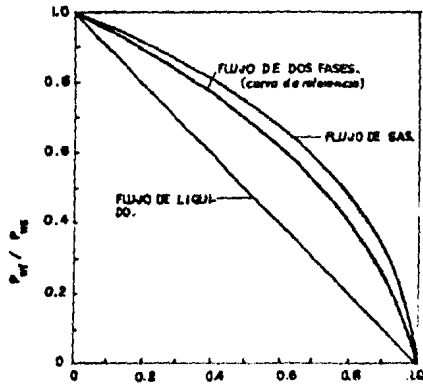
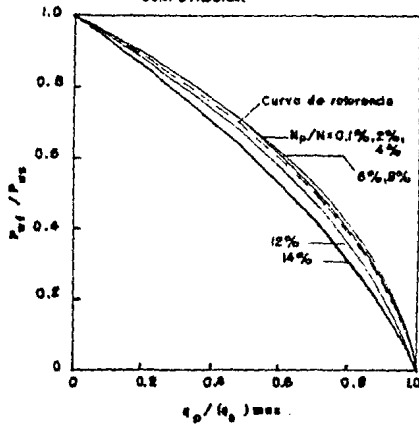


FIG. 2.14 - COMPARACION DE CURVAS DE IPR PARA
 FLUJO DE LIQUIDO, FLUJO DE GAS Y FLUJO
 BIFASICO.

no válida cuando tres fases (aceite, gas y agua) están fluyendo. Pero en contra de ello, se ha notado su buena precisión para flujo de tres fases.

3. La comparación del flujo de una fase de líquido y de una fase de gas se muestra en la Fig. 2.14.
4. Las conclusiones están basadas en la solución por computadora, involucrándose algunas suposiciones de simplificación y , por lo tanto, es necesario realizar comparaciones adicionales con datos de campo, para validar el método.

La curva de referencia, Fig. 2.12, es muy simple de utilizar, todo lo que se necesita es una prueba de flujo para la obtención de la p_{wf} vs q y la presión estática. De la relación de p_{wf}/p_{ws} (ordenada) se puede obtener un valor de q_o/q_{omax} . Una vez que $(q_o)_{max}$ ha sido determinada, el valor de q_o para cualquier p_{wf} puede encontrarse y la construcción de una curva de comportamiento de flujo del yacimiento al pozo es entonces posible.

La Ec. 2.22, para la obtención de una p_{wf} en forma directa, conociendo p_{ws} , q_o y $(q_o)_{max}$, es como sigue:

$$p_{wf} = 0.125 p_{ws} \left[-1 + \sqrt{81 - 80 \left(\frac{q_o}{q_{omax}} \right)} \right] \dots 2.24$$

2.2.4.2 Método de Standing¹⁴

El trabajo de Vogel supone una eficiencia de flujo igual a 1.00 y no toma en cuenta los pozos dañados o estimulados. Standing propuso la utilización de una gráfica compuesta para la consideración de las condiciones donde la eficiencia de flujo no fuera igual a la unidad.

En la Fig. 2.15, la eficiencia de flujo se define como:

$$FE = \frac{\text{Abatimiento ideal}}{\text{Abatimiento real}} = \frac{P_{ws} - P_{wf}'}{P_{ws} - P_{wf}} \quad \dots 2.25$$

Donde

$$P_{wf}' = P_{wf} + \Delta P_s \quad \dots 2.26$$

Sustituyendo

$$FE = \frac{P_{ws} - (P_{wf} + \Delta P_s)}{P_{ws} - P_{wf}} = \frac{P_{ws} - P_{wf} - \Delta P_s}{P_{ws} - P_{wf}} \quad \dots 2.27$$

Siendo esta la relación de la caída de presión normal a través del sistema a la caída de presión total. Para pozos que drenan un volumen cilíndrico:

$$FE = \ln \frac{0.47 r_e}{r_w} / \left(\ln \frac{0.47 r_e}{r_w} + S \right) \quad \dots 2.28$$

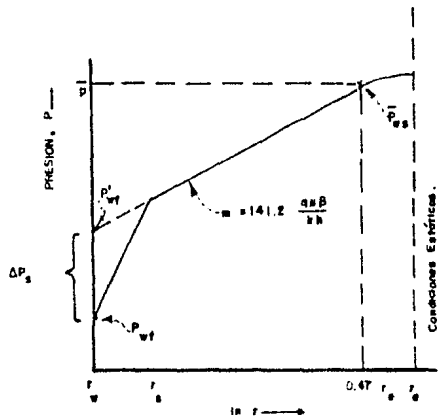


FIG. 2.13- Perfil de presión para pozo doñado para arena de un cuerpo circular aislado.

Como se nota en la Fig. 2.15, un pozo no dañado podría fluir a un gasto q para una presión de fondo fluyendo - p_{wf} mientras el pozo dañado debería de fluir a una presión más para producir el mismo gasto.

El Δp_s como puede bien entenderse es la diferencia entre p_{wf}' y p_{wf} . La Fig. 2.16 muestra la región que - representa una resistencia adicional al flujo en las vecindades del pozo. Pueden ser muchos los factores que controlan o causan esta - resistencia adicional, incluyendo la invasión de la zona por el filtrado del lodo o por los fluidos de matar, inchamientos de las arcillas y otros. Esta figura puede también representar una región - de permeabilidad mejorada, después de un tratamiento de estimulación.

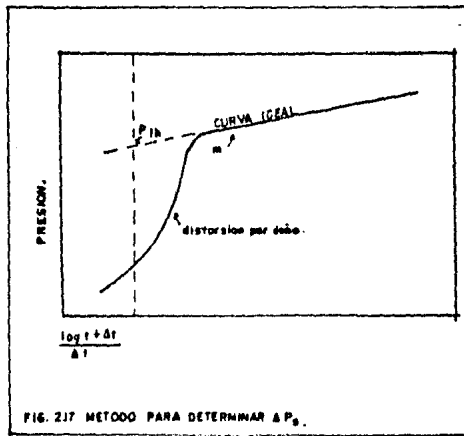
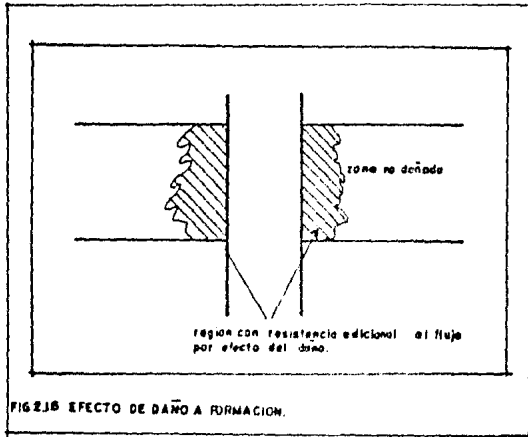
La determinación de la caída de presión, Δp_s , se realiza primeramente con la determinación del factor de daño S , a partir de pruebas de presión en los pozos, como la prueba de incremento de presión presentada en la Fig. 2.17. Δp_s fué definido por Van Everdingen como: ¹⁵

$$\Delta p_s = \frac{q \mu}{2\pi k h} S \quad \dots 2.29$$

O bien

$$\Delta p_s = \frac{141.2 q \mu B}{k h} S \quad \dots 2.30$$

$$-3 < S < \infty$$



Donde el factor de daño puede definirse como:

$$S = \left(\frac{k}{k_s} - 1 \right) \ln \frac{r_s}{r_w} \quad \dots 2.31$$

Si $k = k_s$ o $r_s = r_w$, $S = 0$

k = de la pendiente de la recta semilog, Fig. 2.17

S = con $P_{1 \text{ hr}}$ (pruebas de presión).

La ecuación estándar para la determinación del factor de daño es:

$$S = 1.1513 \left[\frac{P_{1 \text{ hr}} - P_{wf}}{m} - \log \frac{k}{\phi \mu c_t r_w^2} + 3.2275 \right] \quad \dots 2.32$$

Esta es para Δt pequeños

Donde: $\frac{t + \Delta t}{\Delta t} > 1$ y $P_{ws} = P_{1 \text{ hr}}$

Se puede utilizar otro tiempo que no sea 1 hr, entonces solamente se deberá de cambiar la constante (3.2275); - por ejemplo, para $\Delta t = 10$ hr, la constante deberá de ser (3.2275 - log 10) = 3.2275.

Es importante hacer notar que:

S = + indica daño.

S = 0 indica $k = k_s$

S = - indica mejoramiento o estimulación, los valores de -3 a -5 son comunes para pozos fracturados.

Una precaución: la p_{1hr} puede estar en la parte recta de la curva y tenerse que extrapolar. El valor de Δp_s es entonces calculado como:

$$\Delta p_s = 0.87 S m \quad \dots 2.33$$

Donde:

m = es la pendiente de la porción recta de la curva de incremento de presión, y se define por medio de la siguiente ecuación:

$$m = \frac{162.5 q_o \mu_o B_o}{k_o h}$$

Una vez determinado Δp_s , podrá entonces obtenerse el valor de la eficiencia de flujo utilizando la Ec. 2.27.

Standing construyó la Fig. 2.18, en donde se presentan curvas de IPR para eficiencias de flujo entre 0.5 y 1.5. Al utilizar esta gráfica se puede obtener:

1. El gasto máximo posible para un pozo dañado.
2. El gasto máximo posible, si el daño es removido y FE=1.0.

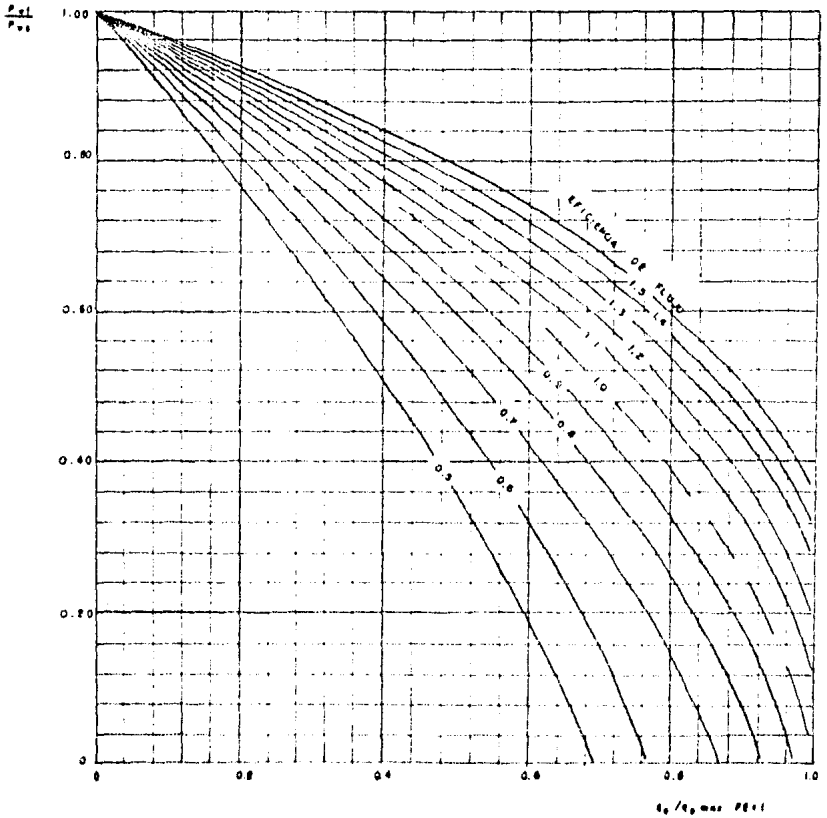


FIG. 2. CURVAS ADMISIONALES DE IFR, PARA VALORES DE P21 DIFERENTES DE 1.
 (CORRELACION DE STANDINE)

3. El gasto máximo posible si el pozo es estimulado .
4. La determinación del gasto posible para cualquier presión de fondo fluyendo, para diferentes valores de FE.
5. La construcción de las curvas de IPR para mostrar el comportamiento del gasto vs presión de fondo fluyendo, para pozos dañados o estimulados o sin daño o alteración alguna (FE = 1.00).

2.2.4.3 Restricción en el uso del Método de Standing.

Como se indicó en la Ec. 2.26, p_{wf}' es la presión de fondo fluyendo para FE = 1.0 , despejando de la Ec. 2.25, - el valor de p_{wf}' , se tiene:

$$p_{wf}' = p_{ws} - (p_{ws} - p_{wf}) FE \quad \dots 2.34$$

De donde, utilizando la ecuación de Vogel directamente:

$$\frac{q_o}{(q_o)_{\max_{FE=1}}} = 1 - 0.2 \left(\frac{p_{wf}'}{p_{ws}} \right) - 0.8 \left(\frac{p_{wf}'}{p_{ws}} \right)^2 \quad \dots 2.35$$

En la utilización de la Fig. 2.18, de Standing y la ecuación de Vogel, como se presenta en la Ec. 2.35, se tienen problemas para valores de presión de fondo fluyendo bajos y FE altos. Per ejemplo, para los siguientes datos:

$$P_{ws} = 2000 \text{ lb/pg}^2$$

$$P_{wf} = 500 \text{ lb/pg}^2$$

$$FE = 2$$

Entonces:

$$P_{wf}' = P_{ws} - (P_{ws} - P_{wf}) FE$$

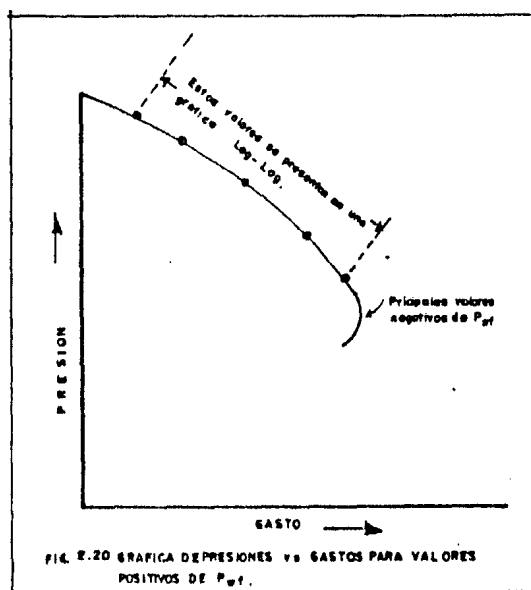
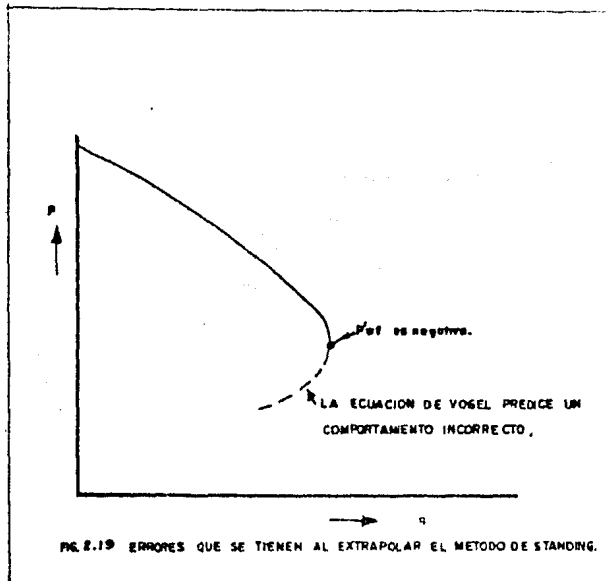
$$P_{wf}' = 2000 - (2000 - 500) 2 = -1000 \text{ lb/pg}^2$$

El valor negativo de 1000 lb/pg^2 da problemas al sustituirlo en la Ec. 2.35, y proporcionará un gasto más pequeño comparado con los valores positivos de P_{wf}' . Resultados típicos son presentados en la Fig. 2.19.

Una solución más adecuada puede ser obtenida - cambiando la forma de la ecuación. Se sugieren dos posibilidades:

1. La siguiente ecuación es sugerida por Harrison y puede ser utilizada en lugar de la ecuación de Vogel y emplearse tanto para valores positivos como negativos de P_{wf}' . Sin embargo, se ha encontrado que los gastos predichos con esta ecuación son menores en comparación de los determinados con la ecuación de Vogel.

$$\frac{q_o}{(q_o)_{max}} = 1.2 - 0.2 e^{(1.792 P_{wf}'/P_{ws})} \dots 2.36$$



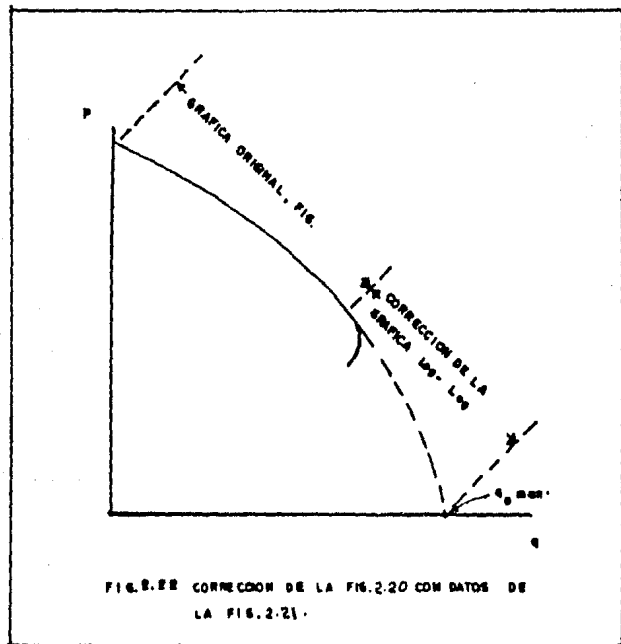
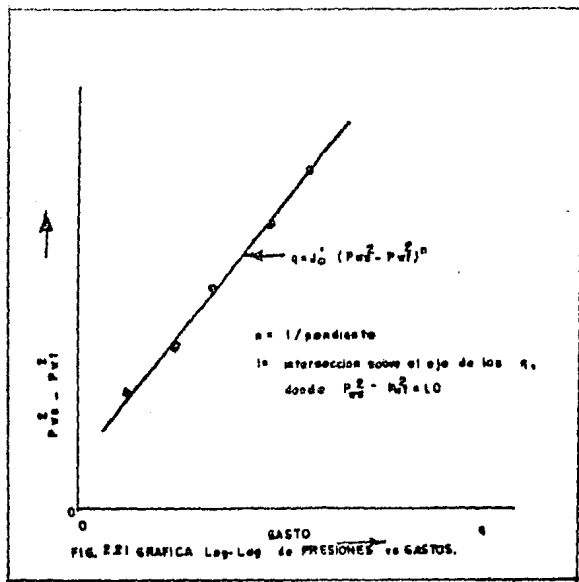
2. También se puede utilizar una ecuación de la siguiente forma:

$$q_o = J'_o (p_{ws}^2 - p_{wf}^2) \quad \dots 2.37$$

Esta ecuación es una línea recta en un papel log-log. Para poder utilizar esta ecuación se emplea la ecuación de Vogel hasta que los valores negativos de p_{wf} principian. Se presenta la Fig. 2.20, como ejemplo de una gráfica de p_{wf} vs q_o .

Utilizando solamente los valores sobre la línea oscura de la Fig. 2.20, los puntos son ahora graficados en un papel log-log, como se presenta en la Fig. 2.21. J'_o es la intersección sobre el eje de la q , donde $p_{ws}^2 - p_{wf}^2$ es igual a 1.0, y $n = 1/\text{pendiente}$. Una vez que los valores de n y J'_o han sido determinados, esta ecuación puede entonces ser usada para completar la gráfica de IPR, como se muestra en la Fig. 2.22.

Una gráfica generalizada de Harrison se muestra en la Fig. 2.23, la cual es una extensión log-log por medio de la aplicación de la Ec. 2.37. Esta gráfica deberá de ser utilizada cuando el valor de FE esté fuera del rango de la gráfica original de Standing y proporcionará resultados mas precisos que con el empleo de la Ec. 2.36.



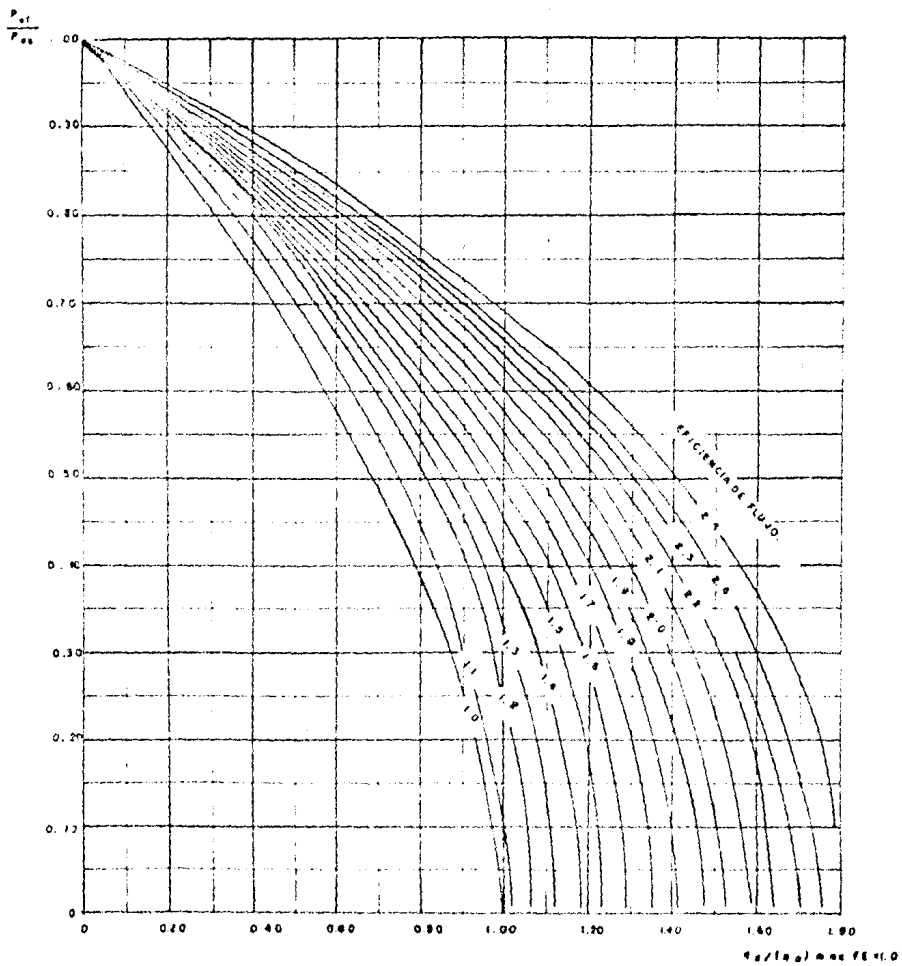


FIG. 223 CURVAS DE 1 PR PAPA CUERENTES VALORES DE PE.
 [EXTENSION DE HARRISON A LA CORRACION DE STANDIVA]

2.2.4.4 Método de Patton-Goland.¹⁷

Por medio del manejo de las ecuaciones de Vogel¹³, Fetkovich²¹ e IP, los investigadores Patton y Goland, pudieron encontrar una serie de ecuaciones que permiten calcular el comportamiento de flujo del yacimiento al pozo, cuando la presión de fondo fluyendo es menor o mayor que la presión de burbujeo, generando así lo que ellos mismos llaman curvas generalizadas de IPR. La combinación de estas dos relaciones para un mismo pozo resulta complicada; sin embargo, si se realizan algunas suposiciones para los casos de los rangos de presión arriba, como abajo de la presión de burbujeo, el problema puede ser ya más manejable.

La relación de comportamiento adimensional sugerida por Vogel se expresa como lo muestra la Ec. 2.22.

$$\frac{q_o}{(q_o)_{\max}} = 1.0 - 0.2 \left(\frac{P_{wf}}{P_{ws}} \right) - 0.8 \left(\frac{P_{wf}}{P_{ws}} \right)^2 \quad \dots 2.22$$

El IP se expresa como:

$$J_o = \frac{q_o}{P_{ws} - P_{wf}} \quad \dots 2.5$$

Donde

$$P_{ws} < P_{wf} < P_b$$

Para casos donde $P_{ws} > P_b > P_{wf}$, Fetkovich propuso una ecuación que combina tanto flujo monofásico como bifásico

co, ésta es la Ec. 2.38

$$q_o = J'_o (p_b^2 - p_{wf}^2)^n + J_o (p_{ws} - p_b) \quad \dots 2.38$$

Fatkovich presentó un método para la determinación de n y J'_o a partir de pruebas de presión y gasto. Sin embargo, cuando no se tienen datos de estas pruebas, la ecuación de Vogel (Ec. 2.22) provee de una buena aproximación, para la determinación del gasto, para el caso de flujo bifásico.

Igualando las Ecs. 2.22 y 2.30, se tiene:

$$J'_o (p_{ws}^2 - p_{wf}^2)^n = q_c \left[1.0 - 0.2 \left(\frac{p_{wf}}{p_{ws}} \right) - 0.8 \left(\frac{p_{wf}}{p_{ws}} \right)^2 \right] \quad \dots 2.39$$

Donde

$$q_b \text{ -- gasto a } p_{wf} = p_b$$

$$q_c = q_{omax} - q_b$$

Sustituyendo la Ec. 2.39 en la Ec. 2.38, se tiene:

$$q_o = q_c \left[1 - 0.2 \left(\frac{p_{wf}}{p_{ws}} \right) - 0.8 \left(\frac{p_{wf}}{p_{ws}} \right)^2 \right] + J_o (p_{ws} - p_b) \quad \dots 2.40$$

Definiendo el gasto en el punto de burbujeo como:

$$q_b = J_o (p_{ws} - p_b) \quad \text{donde } p_{wf} = p_b \quad \dots 2.41$$

Sustituyendo la Ec. 2.41 en la Ec. 2.40, se -

tiene:

$$\frac{q_0 - q_b}{q_c} = 1.0 - 0.2 \left(\frac{p_{wf}}{p_{ws}} \right) - 0.8 \left(\frac{p_{wf}}{p_{ws}} \right)^2 \quad \dots 2.42$$

Si tanto las funciones de la Ec. 2.5 y la -
Ec. 2.42 son continuas en el punto de la presión de burbujeo, la de
rivada de cada una en $p_{wf} = p_b$, es igual a:

$$\left. \frac{dq_0}{dp_{wf}} \right|_{p_{wf} = p_b} = - J_0 \left. \right|_{p_{wf} > p_b} \quad \dots 2.43$$

O se tiene también:

$$- 0.2 \frac{q_c}{p_b} - \left(1.6 \frac{q_c}{p_b^2} \right) p_b = - J_0 = \frac{q_b}{p_{ws} - p_b} \quad \dots 2.44$$

Resolviendo la Ec. 2.44 para el punto de la -
presión de burbujeo:

Donde $p_{ws} > p_b$

$$q_b = 1.8 \left(\frac{p_{ws}}{p_b} - 1 \right) q_c \quad \dots 2.45$$

$$q_c = \frac{q_b}{1.8 \left(p_{ws}/p_b - 1 \right)} \quad \dots 2.45a$$

Un término de uso común es el de $q_{p_{\max}}$ (pseudo q_{\max}), que es el flujo pseudo-absoluto obtenido por la extensión de la línea recta del IP por debajo del punto de saturación en $p_{wf} = 0$.

Para relaciones triangulares en la Fig. 2.24, - se puede escribir:

$$p_{\max}^q - q_{\max} = J_o p_{ws} - q_b - q_c = q_b \left(\frac{p_{ws}}{p_{ws} - p_b} \right) - q_c - q_b \quad \dots 2.46$$

$$p_{\max}^q = q_b \left[\frac{p_{ws}}{p_{ws} - p_b} - 1 \right] - q_c \quad \dots 2.46a$$

Sustituyendo la Ec. 2.45 en la Ec. 2.46, se tie
ne:

$$q_{\max} = p_{\max}^q - 0.8 q_c \quad \dots 2.47$$

Resolviendo la Ec. 2.42, para q_c con respecto a q_o y a q_b , se obtiene:

$$q_c = \frac{q_o}{1.8 \left(\frac{p_{ws}}{p_b} \right) - 0.8 - 0.2 \left(\frac{p_{wf}}{p_b} \right) - 0.8 \left(\frac{p_{wf}}{p_b} \right)^2} \quad \dots 2.48$$

Si $p_{ws} = p_b$, la Ec. 2.48 viene a ser la - Ec. 2.5 de Vogel, y $q_c = q_{\max}$.

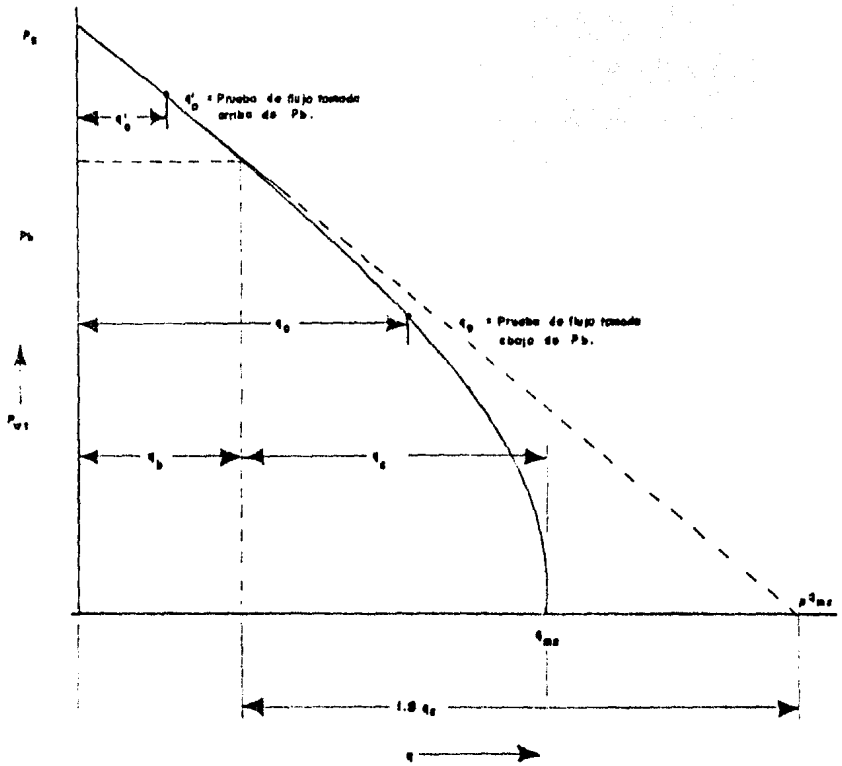


FIG. 2.24 CURVA GENERALIZADA DE IPR.

Recordando que:

$$q_{\max} = q_b + q_c \quad \dots 2.49$$

Y sustituyendo q_c de la Ec. 2.48 en la Ec. 2.49, se obtiene:

$$q_{\max} = q_b + (p^{q_{\max}} - q_b)/1.8 \quad \dots 2.50$$

De las Ecs. 2.25, 2.47 y 2.49, se obtienen -
otras dos relaciones importantes:

$$\frac{q_{\max}}{q_b} = \frac{1.8 (p_{ws}/p_b) - 0.8}{1.8 (p_{ws}/p_b) - 1.8} \quad \dots 2.51$$

$$\frac{q_{\max}}{p^{q_{\max}}} = \frac{1.8 (p_{ws}/p_b) - 0.8}{1.8 (p_{ws}/p_b)} \quad \dots 2.52$$

Todo el desarrollo matemático anteriormente -
visto se realizó basándose en la suposición lógica de que la función
IPR en su derivada con respecto a la presión (dq/dp) es continua -
en el punto de burbujeo.

Las Ecs. 2.41, 2.42, 2.45, 2.48, 2.49 y 2.50 se
obtuvieron a partir de relaciones geométricas y la construcción de -
la curva generalizada de IPR (Fig. 2.24), se realizó considerando

estas relaciones. Pero además era conveniente que la curva de - IPR generalizada presentara una forma adimensional, entonces en la gráfica se relacionan :

$$\frac{P_{wf}}{P_b} \quad \text{vs} \quad \frac{q_o - q_b}{q_{max} - q_b}$$

obteniéndose de tal forma la curva adimensional de la Fig. 2.25.

Para una buena evaluación del comportamiento - de flujo del yacimiento al pozo es importante seguir los tres pasos siguientes:

- 1o Determinar la relación entre p_{wf} , P_b y P_{ws} .
- 2o Si $p_{ws} > P_{wf} > P_b$, se resuelve para IP, q_b , q_c y q_{max} , en ese orden, usando para ello las Ecs. 2.5, 2.41, 2.45a, o las Ecs. 2.5, 2.41, 2.50 y 2.49.
- 3o Si $p_{ws} > P_b > P_{wf}$, se resuelve para q_c , q_b y q_{max} , - usando para ello las Ecs. 2.48, 2.45, y 2.49.

Como un complemento del artículo original de - Patton-Goland¹⁷, a continuación se presentan algunas ecuaciones - que son de gran utilidad al momento de realizar el cálculo de una curva generalizada de IPR.

Sea la Ec. 2.50

$$q_{max} = q_b + \frac{(p \ q_{max} - q_b)}{1.8} \quad \dots 2.50$$

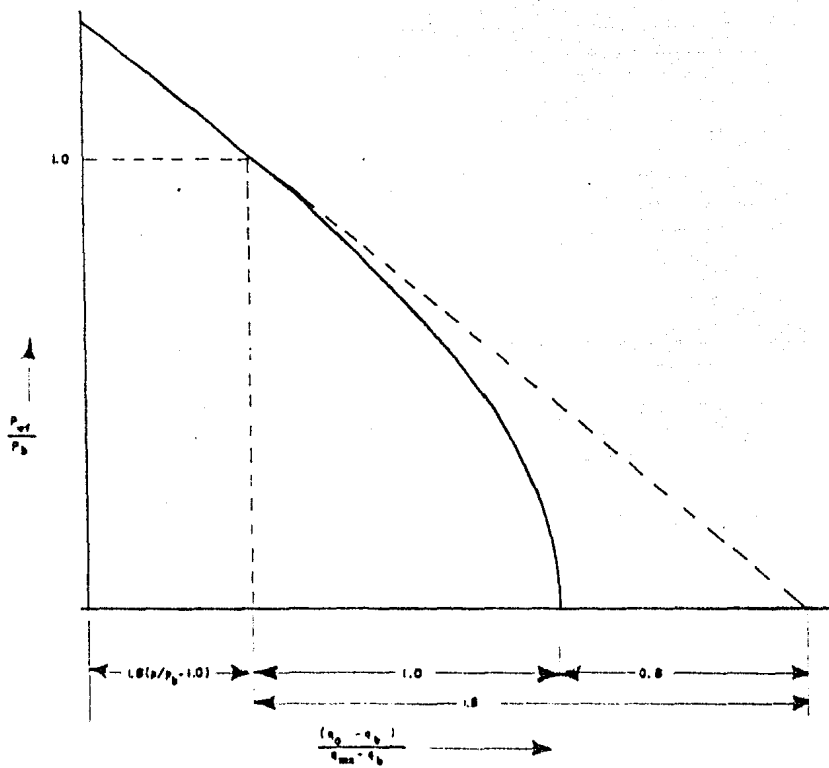


FIG. 2.25 CURVA GENERALIZADA DE IPR ADIMENSIONAL.

Por otra parte, a partir de la Ec. 2.49 :

$$q_{\max} = q_b + q_c \quad \dots 2.49$$

Donde

$$q_c = \frac{q_b}{1.8 (p_{ws}/p_b - 1)} \quad \dots 2.45a$$

$$q_c = \frac{q_b p_b}{1.8 (p_{ws} - p_b)}$$

Pero:

$$J = \frac{q_b}{(p_{ws} - p_b)} \quad \dots 2.41$$

Por lo que:

$$q_c = \frac{J p_b}{1.8} \quad \dots 2.56$$

Sustituyendo la Ec. 2.56 en la Ec. 2.49, se tiene:

$$q_{\max} = q_b + \frac{J p_b}{1.8} \quad \dots 2.57$$

Como se puede notar, el término q_c corresponde al gasto máximo, - para la porción de la curva generalizada en donde el comportamiento de flujo del yacimiento al pozo es no lineal.

Si a la Ec. 2.40

$$q_o = q_b + q_c \quad 1.0 - 0.2 \left(\frac{P_{wf}}{P_b} \right) - 0.8 \left(\frac{P_{wf}}{P_b} \right)^2 \quad \dots 2.40$$

De la Ec. 2.49

$$q_c = q_{max} - q_b \quad \dots 2.49$$

Sustituyendo la Ec. 2.49 en la Ec. 2.40

$$q_o = q_b + (q_{max} - q_b) \left[1.0 - 0.2 \left(\frac{P_{wf}}{P_b} \right) - 0.8 \left(\frac{P_{wf}}{P_b} \right)^2 \right] \quad \dots 2.58$$

La Ec. 2.58, se puede utilizar de manera conjunta con la Ec. 2.51 o con la Ec. 2.52 y con la Ec. 2.41 o con la Ec. 2.53, para calcular los gastos (q_o), a partir de valores de P_{wf} en la parte de la curva generalizada de IPR donde $P_{wf} < P_b$.

Por otra parte, como puede notarse, para el empleo de las diversas ecuaciones del método se hace necesario la realización de una prueba en el pozo, para así determinar el valor de J y contar además con al menos un dato de P_{wf} vs q , que es todo lo que se necesita para calcular toda la curva generalizada de comportamiento de flujo. Si la prueba se efectúa a una presión abajo del punto de burbujeo, se debe primero calcular el valor de J , pudiéndose emplear la Ec. 2.59.

Sea la Ec. 2.40

$$q_o = q_b + q_c \left(1.0 - 0.2 \left(\frac{P_{wf}}{P_b} \right) - 0.8 \left(\frac{P_{wf}}{P_b} \right)^2 \right) \dots 2.40$$

Pero:

$$q_c = \frac{J P_b}{1.8} \dots 2.56$$

Sustituyendo la Ec. 2.56 en la Ec. 2.40

$$q_o = J (P_{ws} - P_b) + \frac{J P_b}{1.8} \left(1.0 - 0.2 \left(\frac{P_{wf}}{P_b} \right) - 0.8 \left(\frac{P_{wf}}{P_b} \right)^2 \right)$$

Despejando J :

$$J = \frac{q}{\left[P_{ws} - P_b + \frac{P_b}{1.8} \left(1.0 - 0.2 \left(\frac{P_{wf}}{P_b} \right) - 0.8 \left(\frac{P_{wf}}{P_b} \right)^2 \right) \right]} \dots 2.59$$

Hasan²⁴ realizó una ampliación del trabajo de Vogel para la combinación de condiciones de flujo monofásico de líquido y flujo bifásico, utilizando un procedimiento similar al usado por Standing. La ecuación obtenida fue:

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

2.60

Donde:

P_{ws} es la presión estática del yacimiento arriba de la presión de burbujeo.

J es el índice de productividad a las condiciones de flujo abajo del punto de burbujeo.

$J^* = \lim_{P_{wf} \rightarrow P_b} J$ es el índice de productividad arriba del punto de burbujeo.

El procedimiento para determinar la curva de IPR, utilizando la ecuación de Hasan, es como sigue:

1. Si la prueba de pozo se realiza abajo de la presión de burbujeo, la J se puede calcular para la condición de la prueba utilizando la definición del índice de productividad, esto es:

$$J = \frac{q_{\text{prueba}}}{P_{ws} - P_{wf_{\text{prueba}}}}$$

Entonces, utilizando la Ec. 1.60, se calcula J^* y se continúa con el paso 4.

2. Si la prueba de pozo es tomada arriba de la presión de burbujeo, se calcula J^* utilizando la definición de índice de productividad:

$$J^* = \frac{q}{P_{ws} - P_{wf}} \quad \text{para } P_{wf} > P_b$$

3. Para una presión de fondo fluyendo específica se calcula J — utilizando la Ec. 2.60
4. Se calcula el gasto para la presión de fondo fluyendo del paso 3, utilizando la definición de índice de productividad.

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

2.2.6 Curvas de IPR compuestas.

La determinación de las curvas de IPR, como se discutió previamente, están basadas en la suposición de que no se produjo agua de los pozos. El siguiente método puede ser utilizado para determinar las curvas de IPR para pozos de aceite que están produciendo agua. Este método fue obtenido por Petrobrás, sobre la base de la combinación de la Ecuación de Vogel para el flujo de aceite y el índice de productividad lineal para el flujo de agua.

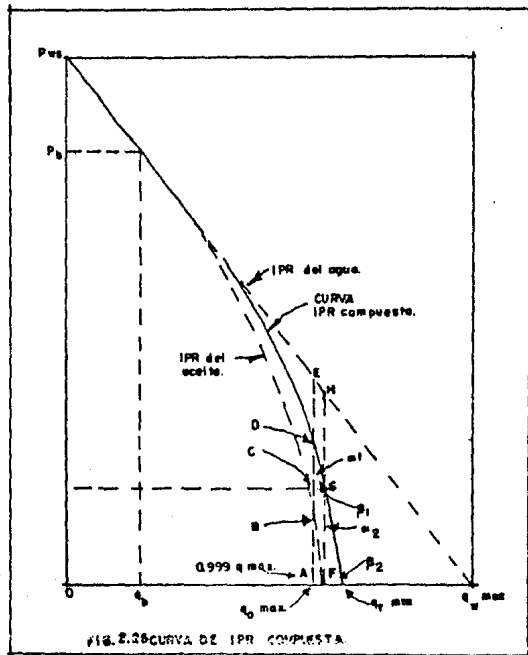
La curva de IPR compuesta se determina geoméricamente a partir de estas ecuaciones, considerando el flujo fraccional de aceite y del agua.

Las ecuaciones para determinar las curvas de IPR compuestas pueden ser obtenidas sobre la base de:

1. Los cálculos de la presión de fondo fluyendo a ciertos gastos de producción total de líquidos.
2. Los cálculos de gastos totales a ciertas presiones de fondo fluyendo.

2.2.6.1 Cálculos de la presión de fondo fluyendo a ciertos gastos totales para la curva compuesta de IPR.

La Fig. 2.26 es utilizada para la obtención de las ecuaciones para los cálculos de la presión de fondo fluyendo a ciertos gastos totales, para una presión del yacimiento mayor que la presión de burbujeo.



En la Fig. 2.25, la curva de IPR compuesta — puede ser dividida en tres intervalos, esto es:

1. El intervalo entre 0 y el gasto en el punto de la presión de burbujeo ($0 < q_t < q_b$). En este intervalo ocurre una — relación lineal entre el gasto y la presión de fondo fluyendo, y la presión de fondo fluyendo para el gasto total puede ser determinada como sigue.

$$P_{wf} = P_{ws} - \frac{q_t}{J} \quad 2.61$$

2. El intervalo entre el gasto en el punto de burbujeo a el-gasto máximo de aceite ($q_b < q_t < q_{omax}$). Para un gasto-total la presión de fondo fluyendo se define como:

$$P_{wf} = f_o P_{wf \text{ aceite}} + f_w P_{wf \text{ agua}} \quad 2.62$$

Donde:

$P_{wf \text{ agua}}$ P_{wf} para una curva de IPR para agua.

$P_{wf \text{ aceite}}$ P_{wf} para una curva de IPR para aceite.

A partir de la Ecuación de Vogel, P_{wfo} puede ser deter-minada como sigue:

$$P_{wfo} = 0.125 P_b \left[-1 + \sqrt{81 - 80 \left(\frac{q_t - q_b}{q_{omax} - q_b} \right)} \right] \quad 2.63$$

A partir del índice de productividad constante, se puede calcular P_{wf} como sigue.

$$P_{wf} = P_{ws} - \frac{q_t}{J} \quad 2.64$$

Sustituyendo la Ec. 2.63 y la Ec. 2.64 en la Ec. 2.62, la presión de fondo fluyendo para el gasto total es:

$$P_{wf} = f_w \left(P_{ws} - \frac{q_t}{J} \right) + f_o (0.125 p_b) \left[-1 + \sqrt{81 - 80 \left(\frac{q_t - q_b}{q_{omax} - q_b} \right)} \right] \quad \dots 2.65$$

3. El intervalo entre el gasto máximo de aceite y el gasto máximo total, $q_{omax} < q_t < q_{tmax}$. En este intervalo, la curva de IPR compuesta tendría una constante, dado que la curva es fuertemente afectada por la producción de agua. De tal forma que la tan β puede ser determinada (hacer referencia a la Fig 2.26) para calcular la presión de fondo fluyendo al gasto total, como sigue:

a. Se toma un gasto total que esté muy cercano al gasto máximo de aceite, por ejemplo:

$$q_t = 0.999 q_{omax}$$

- b. Dado que la diferencia entre q_t y q_{omax} es muy pequeña, se puede suponer que $\alpha_1 = \alpha_2$ y $\beta_1 = \beta_2$ y las tangentes de estos ángulos pueden ser calculados geométricamente en el triángulo sombreado.
- c. A partir del triángulo sombreado:

$$\tan \beta_1 = CD/CG$$

$$\tan \alpha_1 = CG/CD \quad \dots 2.66$$

CD es la diferencia entre la presión de fondo fluyendo en el punto D, P_{wFD} y la presión de fondo fluyendo en el punto C, P_{wFC} , esto es:

$$CD = P_{wFD} - P_{wFC} \quad \dots 2.67$$

El punto D está sobre la curva de IPR compuesta de tal forma:

$$P_{wFD} = f_o P_{wfo} + f_w P_{wfw}$$

O empleando la Fig. 2.26

$$P_{wFD} = f_o P_{wFB} + f_w P_{wFE}$$

$$P_{wFB} = 0.125 P_b \left[-1 + \sqrt{81 - 80 \left(\frac{0.909 q_{omax} - q_b}{q_{omax} - q_b} \right)} \right]$$

$$P_{wFE} = P_{ws} - \frac{0.909 q_{omax}}{J}$$

Por lo tanto:

$$P_{wFD} = f_w \left(p_{ws} - \frac{0.999 q_{omax}}{J} \right) + f_o (0.125) p_b \left[-1 + \sqrt{81 - 80 \left(\frac{0.999 q_{omax} - q_b}{q_{omax} - q_b} \right)} \right] \dots 2.68$$

A partir de la Fig. 2.26, $P_{wFC} = P_{wFG}$, donde G también está sobre la curva de IPR compuesta, para $q_t = q_{omax}$.

$$P_{wFG} = f_o P_{wfo} + f_w P_{wfw}$$

en $q_t = q_{omax}$, $P_{wfo} = 0$, por lo tanto:

$$P_{wFG} = f_w P_{wfw} = f_w \left(p_{ws} - \frac{q_{omax}}{J} \right) P_{wFC} = P_{wFG} = f_w \left(p_{ws} - \frac{q_{omax}}{J} \right) \dots 2.69$$

Sustituyendo las Ecs. 2.68 y 2.69 en la Ec. 2.67, se tiene:

$$CD = P_{wFD} - P_{wFC} = f_w \left(\frac{0.001 q_{omax}}{J} \right) + f_o (0.125) p_b \left[-1 + \sqrt{81 - 80 \left(\frac{0.999 q_{omax} - q_b}{q_{omax} - q_b} \right)} \right] \dots 2.70$$

CG es la diferencia entre q_t y q_{0max} , por lo tanto:

$$CG = q_{0max} - 0.999 q_{0max} = 0.001 q_{0max} \quad \dots 2.71$$

Por lo cual, a partir de las Ecs. 2.70 y 2.71, la $\tan \alpha_1$ o $\tan \beta_2$ pueden calculados.

La presión de fondo fluyendo al gasto entre el gasto máximo de aceite y el gasto máximo total puede ser calculado utilizando la siguiente ecuación:

$$P_{wf} = f_w \left(P_{ws} - \frac{q_{0max}}{J} \right) - \left(q_t - \frac{q_{0max}}{J} \right) \tan \beta \quad \dots 2.72$$

El gasto máximo total, para la curva de IPR compuesta, puede ser calculado utilizando la siguiente ecuación:

$$q_{tmax} = q_{0max} + P_{wfG} \tan \alpha$$

O bien

$$q_{tmax} = q_{0max} + f_w \left(P_{ws} - \frac{q_{0max}}{J} \right) \tan \alpha \quad \dots 2.73$$

2.2.5.2 Cálculo del gasto total para ciertas presiones de fondo fluyendo para la curva de IPR compuestas.

Haciendo referencia a la Fig. 2.27, se muestra que la curva de IPR compuesta puede ser dividida en tres intervalos y para cada intervalo el gasto total a una cierta presión de fondo fluyendo puede ser calculado como sigue:

1. Para presiones entre la presión estática del yacimiento y la presión de burbujeo, el gasto total puede ser calculado utilizando la siguiente ecuación:

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

$$P_{ws} > P_{wf} > P_b$$

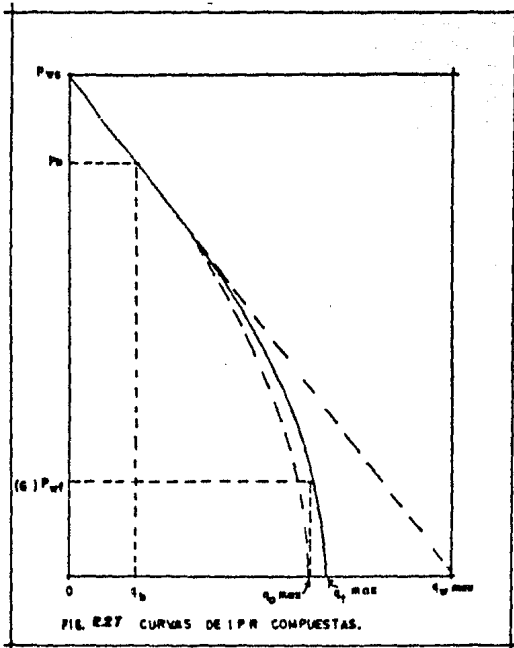
2. Para presiones entre la presión de burbujeo y la presión de fondo fluyendo donde el gasto de aceite es igual al gasto máximo, esto es: $P_{wf} < P_{wf} < P_b$. De donde el gasto total es:

$$q_t = \frac{-C + \sqrt{C^2 - 4 B^2 D}}{2 B^2} \quad \text{para } B \neq 0 \quad \dots 2.74$$

$$q_t = D / C \quad \text{para } B=0 \quad \dots 2.75$$

Donde

$$A = \frac{P_{wf} + 0.125 f_o P_b - f_w P_{ws}}{0.125 f_o P_b} \quad \dots 2.76$$



$$B = \frac{f_w}{0.125 f_o P_b J} \quad \dots 2.77$$

$$C = 2 (A) (B) + \frac{80}{q_{omax} - q_b} \quad \dots 2.78$$

$$D = A^2 - 80 \frac{q_b}{q_{omax} - q_b} - 81 \quad \dots 2.79$$

3. Para presiones entre p_{wfG} y 0, esto es: $0 < P_{wf} < P_{wfG}$, el gasto total es:

$$q_t = \frac{P_{wfG} + q_{omax} \tan \beta - P_{wf}}{\tan \beta} \quad \dots 2.80$$

2.2.5.3 Cálculos preliminares para la construcción de las curvas de IPR compuestas a partir de datos de pruebas.

Las variables que son necesarias para la construcción de las curvas de IPR compuestas son: la presión del yacimiento, la presión de burbujeo, la presión de fondo fluyendo, el gasto total y la fracción de agua.

Hay dos posibilidades que pueden ocurrir, éstas son:

1. Cuando la presión de fondo fluyendo de la prueba está por encima de la presión de burbujeo, $P_{wft} > P_b$, las variables que se necesitan para construir las curva de IPR compuesta - pueden ser calculadas utilizando las siguientes ecuaciones:

$$J = \frac{q_{\text{prueba}}}{P_{ws} - P_{wf \text{ prueba}}} \quad \dots 2.81$$

$$q_b = J (P_{ws} - P_b) \quad \dots 2.82$$

$$q_{\text{omax}} = q_b + \frac{J P_b}{1.8} \quad \dots 2.83$$

$$q_{\text{tmax}} = q_{\text{omax}} + f_w (P_{ws} - \frac{q_{\text{omax}}}{J}) \tan \alpha \quad \dots 2.84$$

2. La presión de fondo fluyendo de la prueba es menor que la presión de burbujeo, $P_{wft} < P_b$. Para la determinación de q_b , q_{omax} y q_{tmax} , el índice de productividad J deberá ser calculado. La siguiente sección presenta la obtención de - la ecuación para determinar J , para esta condición. Hacer referencia a la Fig. 2.26.

$$q_t = f_o q_{oB} + f_w q_{wD} \quad \dots 2.85$$

$$q_{oB} = q_b + (q_{\text{omax}} - q_b) \left[1 - 0.2 \left(\frac{P_{wf \text{ prueba}}}{P_b} \right) - 0.8 \left(\frac{P_{wf \text{ prueba}}}{P_b} \right)^2 \right]$$

Si:

$$A = 1.0 - 0.2 \left(\frac{P_{wfprueba}}{P_b} \right) - 0.8 \left(\frac{P_{wfprueba}}{P_b} \right)^2$$

$$q_{oB} = q_b + (q_{omax} - q_b) A$$

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

$$q_{omax} = q_b + \frac{P_b J}{1.8}$$

Por lo tanto:

$$q_{oB} = J (P_{ws} - P_b) + \left(q_b + \frac{J P_b}{1.8} - q_b \right) A$$

$$q_{oB} = J (P_{ws} - P_b) + \left(\frac{J P_b}{1.8} \right) A \quad \dots 2.86$$

$$q_{wD} = J (P_{ws} - P_{wfprueba}) \quad \dots 2.87$$

Sustituyendo la Ec. 2.86 y la Ec. 2.87 en la Ec. 2.85, se tiene:

$$q_t = \left[f_o J \left(P_{ws} - P_b + \frac{P_b A}{1.8} \right) \right] + f_w J (P_{ws} - P_{wfprueba})$$

$$q_t = J \left[f_o \left(P_{ws} - P_b + \frac{P_b A}{1.8} \right) + f_w (P_{ws} - P_{wfprueba}) \right]$$

$$J = \frac{q_{prueba}}{f_o P_{ws} - P_b + \frac{P_b A}{1.8} + f_w (P_{ws} - P_{wfprueba})} \quad \dots 2.88$$

Si J puede ser determinado de la Ec. 2.88, q_b , q_{0max} -
y q_{tmax} pueden ser calculadas aplicando las Ecs. 2.82, 2.83,
y 2.84 respectivamente.

2.2.5.4 Curva de IPR compuesta para la presión del yacimiento por debajo de la presión de burbujeo.

Para esta condición, las ecuaciones previas - para la construcción de la curva de IPR compuesta, para las presiones de fondo fluyendo por debajo de la presión de burbujeo, se pueden utilizar cambiando p_{ws} por p_b , colocando el valor de q_b - igual a cero y utilizando el mismo procedimiento.

2.2.6 Preparación de curvas de IPR futuras.

La preparación de curvas de IPR futuras es muy importante en la determinación de los gastos de producción futuros, tanto para pozos fluentes como aquellos que tienen instalado un método artificial de producción. Estas curvas también se usan para determinar cuando a un pozo le puede ser instalado un método artificial de producción. La Fig. 2.28, presenta una serie de estas curvas.

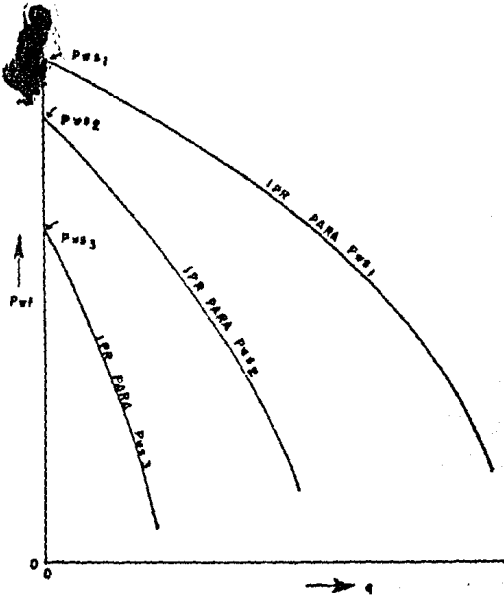


FIG. 2.28 CURVAS DE IPR PARA P_{wf} FUTURAS.

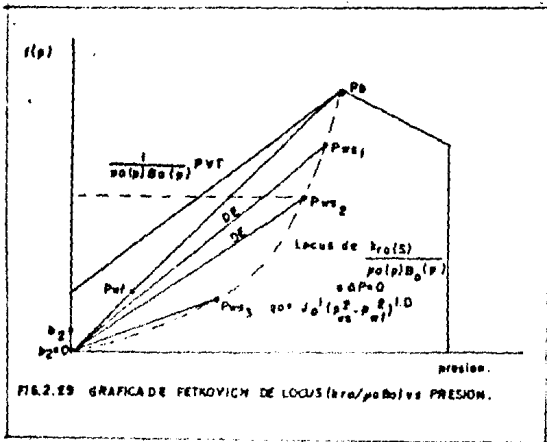


FIG. 2.29 GRAFICA DE FETKOVICH DE LOCUS $(h_{ro}/\mu_0 B_0)$ vs PRESION.

2.2.6.1 Procedimiento de Fetkovich²¹ .

Muskat²⁰ encontró que el índice de productividad de un pozo a un tiempo 1 podría ser relacionado con el índice de productividad del pozo a un tiempo 2 por medio de la siguiente ecuación:

$$\frac{J_1}{J_2} = \left(\frac{k_{ro}}{\mu_o B_o} \right)_1 / \left(\frac{k_{ro}}{\mu_o B_o} \right)_2 \quad \dots 2.89$$

Fetkovich²¹ encontró que en los cálculos de balance de materia, para un yacimiento con empuje de gas disuelto k_{ro} fué aproximadamente lineal con la presión; entonces, se proporciona la siguiente ecuación que permite hacer un cálculo aproximado del cambio de la permeabilidad al aceite con el abatimiento de presión:

$$\frac{k_o p_{ws}}{k_i} = \frac{p_{rs}}{p_{wsi}} \quad \dots 2.90$$

O bien

$$k_{ro} p_{ws} = \frac{p_{ws}}{p_{wsi}} \quad \dots 2.91$$

Donde k_{ro} es tomada con respecto a k_i y se define en un punto donde no existe Δp , es decir, cero de abatimiento de presión. Se presenta la Fig. 2.29, que define el lugar geométrico de los valores de $(k_{ro}/\mu_o B_o)_{p_{ws}}$ vs presión para un abatimiento cero.

Utilizando estas dos ecuaciones:

$$q_{o1} = J'_{o1} (p_{ws1}^2 - p_{wf}^2)^n \quad \dots 2.92$$

que define el gasto vs el abatimiento de presión, y la Ec. 2.91 proporciona la corrección por agotamiento, la ecuación final propuesta por Fetkovich se obtiene como sigue:

$$q_o = J'_{o1} \left(\frac{p_{ws2}}{p_{ws1}} \right) (p_{ws}^2 - p_{wf}^2)^n \quad \dots 2.93$$

Si se realiza una prueba de flujo de tres o cuatro puntos para el tiempo presente, es posible predecir las curvas de IPR para otras presiones estáticas usando la Ec. 2.93.

2.2.6.2 Combinación de los procedimientos de Vogel y de Fetkovich²¹ para la preparación de las curvas de IPR futuras.

Eickmeier²² encontró que si se toma la ecuación de Fetkovich para la presión estática a un tiempo 1 y se divide entre la ecuación de flujo del yacimiento al pozo para un tiempo 2, se obtiene una ecuación que permite la determinación de $q_{o\max}$ al tiempo 2, después de lo cual se pueda usar la Ecuación de Vogel directamente para la preparación de la curva de IPR.

$$q_{o1} = J'_{o1} (p_{ws1}^2 - p_{wf}^2)^n \quad \dots 2.94$$

$$q_{o2} = \left(\frac{p_{ws2}}{p_{ws1}} \right) J'_{o1} (p_{ws2}^2 - p_{wf}^2)^n \quad \dots 2.95$$

Resolviendo para q_{omax} , haciendo $n=1.0$ y $p_{wf} = 0$, y dividiendo la Ec. 2.94 entre la Ec. 2.95, se tiene:

$$\frac{q_{\text{omax1}}}{q_{\text{omax2}}} = \left(\frac{p_{\text{ws1}}}{p_{\text{ws2}}} \right)^3 \quad \dots 2.96$$

Por lo tanto, solamente se necesita una prueba de pozo al tiempo presente a partir de la cual se puede obtener q_{omax1} . Conociendo q_{omax1} y p_{ws1} , se puede resolver para q_{omax2} para cualquier otra presión estática deseada y, utilizando la Ecuación de Vogel, se puede construir una curva completa de IPR para un tiempo 2 (p_{ws2}).

2.2.6.3 Procedimiento de Standing²³ para la predicción de curvas de IPR futuras.

Standing usó la ecuación de Vogel en combinación con las relaciones de Muskat, concernientes a los índices de productividad presentes y futuros. El procedimiento requiere que se realicen cálculos de balance de materia para determinar las saturaciones futuras, a partir de las cuales se puede obtener los valores de k_{ro} .

Se emplean las siguientes relaciones:

$$\frac{J_p^*}{J_f^*} = \left(\frac{k_{ro}}{\mu_o B_o} \right)_p / \left(\frac{k_{ro}}{\mu_o B_o} \right)_f \quad \dots 2.97$$

$$q_o = q_{\max} \left(1 - 0.2 \left(\frac{P_{wf}}{P_{ws}} \right) - 0.8 \left(\frac{P_{wf}}{P_{ws}} \right)^2 \right) \quad \dots 2.22$$

$$q_{o\max} = \frac{q_{\max} J}{1.8} = \frac{J^* P_{ws}}{1.8} \quad \dots 2.56$$

Vogel

Donde:

$$J^* = \lim_{P_{wf} \rightarrow P_{ws}} J$$

$$J = \frac{q_o}{P_{ws} - P_{wf}} \quad \dots 2.5$$

$$J^* = \frac{1.8 q_{\max}}{P_{ws}} \quad \dots 2.98$$

De donde la Ecuación de Vogel puede ser escrita como:

$$\frac{q_o}{q_{\max}} = \left(1 - \frac{P_{wf}}{P_{ws}} \right) \left[1 + 0.8 \left(\frac{P_{wf}}{P_{ws}} \right) \right] \quad \dots 2.99$$

sustituyendo la Ec. 2.5. en la Ec. 2.99, y despejando J se tiene:

$$J = \frac{q_{\max}}{P_{ws}} \left(1 + 0.8 \frac{P_{wf}}{P_{ws}} \right) \quad \dots 2.100$$

Dividiendo la Ec. 2.100 entre la Ec. 2.98, se tiene:

$$\frac{J}{J^*} = \frac{1}{1.8} \left(1 + 0.8 \frac{P_{wf}}{P_{ws}} \right) \quad \dots 2.101$$

Por otra parte, sustituyendo la Ec. 2.56 en la Ec. 2.22, se tiene:

$$q_o = \frac{J^* P_{ws}}{1.8} \left(1.0 - 0.2 \left(\frac{P_{wf}}{P_{ws}} \right) - 0.8 \left(\frac{P_{wf}}{P_{ws}} \right)^2 \right) \dots 2.102$$

De donde J^* , para cualquier P_{ws} futura, se determina como:

$$J_f^* = J_p^* \left(\frac{k_{ro}}{\mu_o B_o} \right)_f / \left(\frac{k_{ro}}{\mu_o B_o} \right)_p \quad \dots 2.103$$

Es necesario realizar una prueba de producción - en el pozo al tiempo presente, de tal forma que el valor presente de P_{ws} y de J puedan ser determinados.

1. Se calcula el valor presente de (J_p^*) con la Ec. 1.98, o puede ser determinada con la Ley de Darcy ; esto es:

$$J_p^* = \frac{7.08 \times 10^{-3} k h}{\mu_o B_o \left(\ln r_e / r_w - 3/4 + S \right)} \quad \dots 2.9$$

2. Se calcula el valor futuro de J a partir de la relación:

$$J_f^* = J_p^* \left(\frac{k_{ro}}{\mu_o B_o} \right)_f / \left(\frac{k_{ro}}{\mu_o B_o} \right)_p \quad \dots 2.103$$

Para utilizar la Ec. 2.103, se necesitan los valores presentes - y futuros de k_{ro} , μ_o , B_o . Por lo que se necesitan realizar - cálculos de balance de materia para establecer las saturaciones de aceite vs P_{ws} , dado que k_{ro} es una función de las saturaciones - de aceite.

REFERENCIAS.

CAPITULO II.

1. Arott, Earl : "Observations Relating to the Wettability of -- Porous Rock" Trans AIME, Vol. 216 (1959).
2. Jennings, H. Y., Jr. : "Surface Properties of Natural and Synthetic Porous Media", Prod. Monthly, No. 5, 20 (1957).
3. Treiber, I. E., Archer, D. J., y Owens, M. W. : "A Laboratory - Evaluation of the Wettability of Fifty Oil-Producing Reservoirs" Trans. AIME, Vol. 253 (1972).
4. Dobrowski, H. S., y Frennall, I. E. : "Residual Equilibrium -- Saturation of Porous Media", Industr. and Eng. Chem. 46, --- (1954).
5. Bird, R., Stewart, W. E., y Lightfoot, E. N. : Transport Phenomena, Wiley and Sons, Inc., New York (1960).
6. Yuster, S. J. : "Theoretical Considerations of Multiphase flow -- in Idealized Capillary System", Proc. Third World Petroleum --- Congress, the Hague (1951).
7. Johnson, E. E., Rossler, D. P. y Naumann, V. O. : "Calculation- of Relative Permeability from Displacement Experiments" Trans - AIME, Vol. 213, (1959).
8. Cich, A. S. : "Effect of Viscosity Ratio on Relative Permeability" Trans. AIME, Vol. 216, (1959) .
9. Cich, A. S. : "Pseudosteady-State Flow Equation and Productivity Index for a Well with Noncircular Drainage Area" Journal of Petroleum Technology, 3/2.
10. Mathews, G. S. y Buruel, D. G. : Pressure Build-up and Flow --- Tests in Wells, Monograph Series, SPE of AIME, (1967).
11. Jones, L. G., Blount, E. M., Glaze, C. E. : "Use of Short Term Multiple Rate Flow Tests to Predict Performance of Wells Having Turbulence" SEP 0133, SPE of AIME, (1976).

12. Brown, K. E. y otros : Technology of Artificial Lift Methods Vol. - 1, Tulsa Oklahoma; PennWell Publishing Co.
13. Vogel, J. V. : "Inflow Performance Relationships for Solution Gas - Drive Wells" Journal of Petroleum Technology (January 1968).
14. Standing, M. B. : "Inflow Performance Relationships for Damaged --- Wells Producing by Solution Gas Drive Reservoirs" Journal of Petroleum Technology (November 1970).
15. Rodríguez, R. M. : Apuntes de Evaluación de la Producción, Fac. de Ingeniería, U.N.A.M.
16. Brown, K. E. y otros : Technology of Artificial Lift Methods Vol. 4. Tulsa Oklahoma; PennWell Publishing Co.
17. Patton, D y otros, Artículo publicado en la revista World Oil, - Mayo (1980).
18. Eringer, H. H., Muskat, M : "Calculation of Theoretical Productivity-Factor" Trans., AIME (1942).
19. Gilbert, W.E. : "Flowing and Gas-Lift Well Performance" Drill. and Prod. Prac., API (1954).
20. Muskat, M. : The Flow of Homogeneous Fluids Through Porous Media -- New York, New York; McGraw-Hill Book, Co, (1957).
21. Fetkovich, M. J. : "The Isochronal Testing of Oil Wells" SPE 4529 - SPE of AIME.
22. Eickmeier, James R. : "How to Accurately Predict Future Well Productivities" World Oil (May 1968).
23. Standing, M. B. : "Concerning the Calculation of Inflow Performance of Wells Producing from Solution Gas Drive Reservoirs" Journal of Petroleum Technology (September 1971).
24. Hasan, M. : "Oil Well Performance in the Presence of a Gas Phase" - SPE 7782, SPE of AIME, 1979.

CAPITULO 3

FLUJO MULTIFASICO VERTICAL

El flujo multifásico en tuberías se define como el movimiento conjunto de gas y líquidos a través de las mismas. El gas y el líquido pueden existir como una mezcla homogénea o fluir conjuntamente como fases separadas, generando de esta forma lo que se denomina patrones de flujo, entendiéndose por ello las diferentes configuraciones que tienen el líquido y el gas en su movimiento a través de las tuberías. La distribución de una fase con respecto a la otra es muy importante para poder hacer una distinción entre los diversos patrones o tipos de flujo. El gas puede estar fluyendo con dos líquidos, normalmente aceite y agua, existiendo en tal forma la posibilidad de que los dos líquidos se encuentren emulsificados.

Los problemas de flujo multifásico pueden ser divididos dentro de cuatro categorías principales: (1) flujo multifásico vertical, (2) flujo multifásico horizontal, (3) flujo multifásico-inclinado, (4) flujo a través de estranguladores y conexiones.

3.1 Correlaciones de Flujo Multifásico.

La existencia del flujo multifásico y sus problemas asociados han sido conocidos desde 1797. Numerosas correlaciones y ecuaciones han sido presentados en la literatura técnica, tanto para intentar predecir el comportamiento de flujo multifásico vertical como el horizontal.

Sin embargo, las contribuciones más significativas se han realizado desde 1945, presentándose trabajos tanto para flujo multifásico vertical, horizontal, inclinado y direccional.

El problema general de la predicción de los gradientes de presión que se tienen en un sistema de flujo multifásico es muy complicado, debido principalmente al gran número de variables involucradas. La co-existencia de numerosos patrones de flujo con una amplia diferencia en cuanto a mecanismos y geometría, la condiciones de inestabilidad superficial y la naturaleza de las fuerzas del yacimiento que están actuando sobre el sistema, son algunas de las dificultades principalmente encontradas. Consecuentemente, una solución al problema se realiza mediante aproximaciones, normalmente utilizando la dinámica de fluidos clásica basada en las formulaciones y soluciones de las ecuaciones de Navier-Stokes. La presencia y efectos de las fuerzas de tensión interfacial sobre el sistema de flujo multifásico complica algo más las aproximaciones teóricas. Por estas razones, muchos investigadores han adoptado métodos de aproximaciones semi-empíricos o puramente empíricos, en un intento de obtener soluciones ingenieriles prácticas a los problemas.

Basándose en los conceptos teóricos, los métodos publicados se pueden dividir en tres grandes categorías.

Categoría 1.

- + Se realizan los cálculos de densidad de las fases, y la densidad de la mezcla sin considerar el colgamiento.
- + La densidad subsuperficial de los fluidos es igual a las densidades superficiales con correcciones únicamente por presión y temperatura.
- + Las pérdidas de presión por fricción se determinan en función del factor de fricción empíricamente correlacionado.
- + No se hace distinción entre los diferentes patrones de flujo.

Ejemplos: Métodos de Poettmann-Carpenter¹ ; Baxendel — Thomas² , Yocum³ , Tek⁴

Categoría 2.

- + Se considera el colgamiento en los cálculos de la densidad.
- + El colgamiento del líquido es correlacionado ya sea separadamente o en combinación en alguna forma con las pérdidas de presión por fricción.

- + Las pérdidas por fricción están basadas en las propiedades composicionales del líquido y del gas.
- + No se hace distinción entre los diferentes patrones de flujo.

Ejemplos: Métodos de Baker-Keep⁵ , Hughmark-Pressburg⁶
Hagerdorn-Brown.⁷

Categoría 3.

- + Se calculan los términos de densidad considerando el colgamiento del líquido.
- + El colgamiento se determina a partir del concepto de resbalamiento.
- + Las pérdidas de presión por fricción se determinan a partir de las propiedades de la fase continua.
- + Se consideran los diferentes regímenes de flujo.

Ejemplos: Métodos de Duns-Ros⁸ , Griffith-Tallis⁹ , Beggs-Brill¹⁰ , Orkiszewski.¹¹

3.2 Flujo Multifásico Vertical.

El flujo multifásico vertical se encuentra en todas las sartas de tuberías utilizadas en la producción de aceite. Es necesario entonces contar con un método de predicción de las caídas de presión en el flujo multifásico vertical, para así tener un perfil de presiones para la tubería de producción, lo cual permitirá:

1. El diseño óptimo de las sartas de producción y las líneas de descarga.
2. En el bombeo neumático, provee de un medio para la determinación del gasto óptimo de inyección de gas, la presión óptima de inyección y el punto de profundidad-óptimo de inyección.
3. Proyectar aparejos para los métodos artificiales de producción (neumático, mecánico, eléctrico)
4. Obtener una p_{wf} sin necesidad de intervenciones en los pozos.

Otras ramas de interés se tienen en los procesos químicos - de refinación y en la ingeniería nuclear, donde se aplica en los - problemas de remoción del vapor generado en los reactores nucleares.

El gradiente de presión total, es decir, la razón de variación de la presión con respecto a una unidad de longitud, para el flujo multifásico vertical, es la suma de tres factores principa - les: gradiente de presión debido a la elevación, gradiente de pre - sión debido a la fricción y gradiente de presión debido a la aceleración.

$$\frac{dp}{dh} = \frac{\rho}{g_c} + \frac{f \rho v^2}{2 g_c d} + \frac{\rho v dv}{g_c dh}$$

..3.1

En todos los métodos de flujo multifásico vertical los e - efectos de las reacciones químicas entre las fases son despreciados, - sin embargo se incluyen factores tales como la viscosidad, la ten - sión interfacial, la densidad, etc.

3.3 Patrones de Flujo en el flujo multifásico vertical.

Orkiszewski realizó una descripción bastante clara de lo — que considera los cuatro patrones de flujo principales para el flujo multifásico en tuberías verticales, siendo éstos: burbuja, bache, transición y niebla. Ros¹² realizó una identificación de — los regímenes de flujo en función de las velocidades del gas y del líquido, considerando además dos regímenes o patrones de flujo adicionales a los anteriormente mencionados, el flujo tapón y el flujo espuma.

1. Flujo Burbuja.

La tubería se encuentra casi completamente llena con lí — quido y la fase de gas libre es pequeña. El gas está — presente en forma de pequeñas burbujas, distribuidas — aleatoriamente y cuyos diámetros varían también arbitra — riamente. Las burbujas se mueven a diferentes veloci — dades, dependiendo de sus diámetros respectivos. El lí — quido se mueve con una velocidad casi uniforme y, excep — to por su densidad, la fase de gas tiene un efecto peque — ño sobre el gradiente de presión. Este flujo se tiene — para gastos bajos de gas.

2. Flujo Tapón.

A gastos mayores de gas, pero gastos bajos de líquido, — se encuentra que conforme aumenta el gasto del gas el nú — mero y tamaño de las burbujas se incrementa, formándose — tapones de gas en forma de bala.

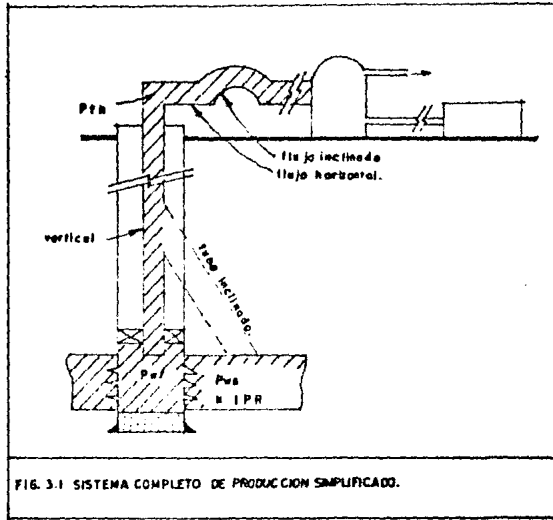


FIG. 3.1 SISTEMA COMPLETO DE PRODUCCION SIMPLIFICADO.

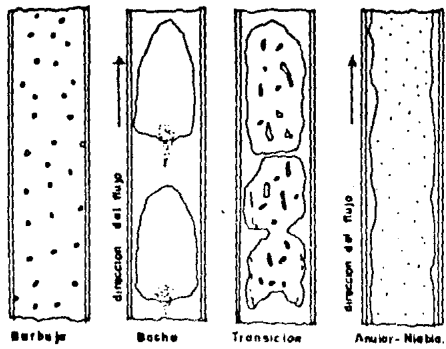


FIG. 3.2 PATRONES DE FLUJO EN EL FLUJO VERTICAL.

3. Flujo Bache.

En este régimen la fase de gas es más pronunciada. Aunque la fase líquida permanece constante, las burbujas de gas coalescen y forman burbujas estables de aproximadamente el mismo tamaño y forma, cuyo diámetro es casi el de la tubería. La velocidad de la burbuja es tan grande como la del líquido y puede ser predicha en relación a la velocidad del bache de líquido. Hay una película de líquido alrededor de las burbujas de gas. La velocidad del líquido no es constante, mientras que el bache de líquido siempre se mueve hacia arriba, en la dirección del flujo volumétrico; el líquido en la película puede moverse hacia arriba, pero a una velocidad más baja, o puede moverse hacia abajo. Estas variaciones en las velocidades del líquido resulta no solamente en variaciones en las pérdidas de presión por fricción, sino también en una variación en el colapso del líquido, lo cual influye la densidad fluyente de la mezcla. Para velocidades altas de flujo, el líquido puede entonces entrar en las burbujas de gas. Tanto la fase de gas como de líquido tienen un efecto significativo sobre el gradiente de presión.

4. Flujo Transición.

El cambio de la fase de líquido a la fase de gas como la fase continua ocurre en esta región. El bache de líquido entre las burbujas virtualmente desaparece, y una cantidad significativa de líquido viene a introducirse den-

tro de la fase de gas. Aunque los efectos del líquido son significativos, los de la fase de gas son más predominantes.

5. Flujo Niebla.

La fase de gas es la continua. El volumen de líquido se encuentra dentro y es acarreado con la fase de gas. Una película de líquido moja las paredes de la tubería, pero sus efectos son secundarios. La fase de gas es el factor que controla los gradientes de presión. Para $v_{sg} > 50$ pie/seg y $v_{sL} < 1.25$ pie/seg, el flujo cambia de bache a niebla.

6. Cuando la v_{sL} alcanza valores superiores a 5.25 pie/seg ya no es fácil distinguir entre los diferentes patrones de flujo.

7. Para valores bajos de v_{sg} y v_{sL} se presenta el fenómeno conocido como cabeceo, en el que el flujo varía cíclicamente en pocos segundos. El flujo es inestable y los gradientes de presión son muy variables y difíciles de predecir.

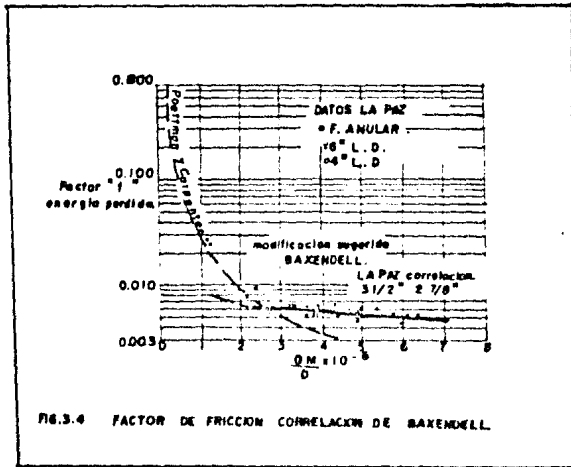
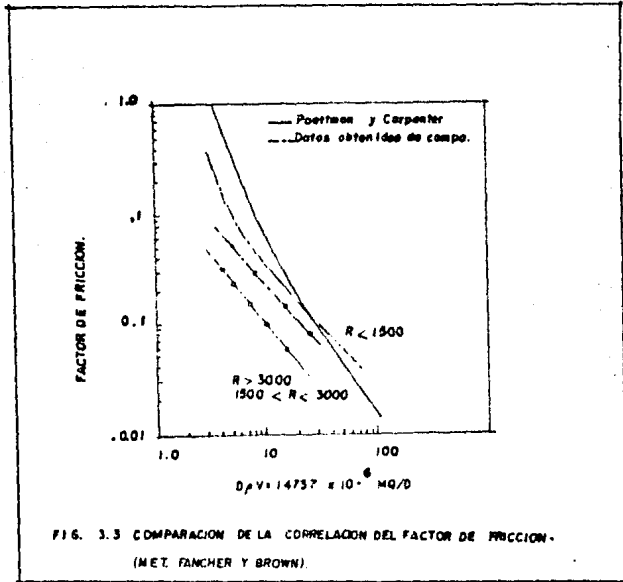
3.4 METODO DE POETTMANN-CARPENTER-BAKENDL^{1,2}

Poettmann y Carpenter¹ desarrollaron un método semiempírico en el cual se incorpora la ecuación general de energía, datos de 34 pozos fluyentes y 15 pozos con bombeo neumático con diámetros de tuberías de 2, 2 1/2, y 3 pg. El aceite, gas y agua son considerados como fases simples y además no se intentó establecer una correlación para el colapso. Todas las pérdidas de energía, incluyendo los efectos de resbalamiento, son combinados dentro de un "factor de pérdida de energía" el cual se supone constante en toda la longitud de la tubería.

Se consideró que el flujo multifásico vertical del aceite, gas y agua, era en un régimen enteramente turbulento. El término de pérdida de energía se correlacionó con el numerador del Número de Reynolds (Fig. 3.3).

Algunos puntos importantes con relación al método son:

1. La correlación es aplicable a los diámetros de tuberías utilizadas en el estudio (2, 2 1/2, 3 pg) y la extensión a otros diámetros deberá de ser hecha con precaución.
2. El gasto total producido fué utilizado para calcular la densidad para cualquier punto.
3. Se ignoraron los patrones de flujo.
4. Se despreciaron los efectos de la viscosidad.



5. En cuanto al término de aceleración de la ecuación general de energía, se consideró que podía ser despreciado. Esto sería verdadero para la mayoría de los casos, pero el término es significativo para el caso de velocidades muy altas, y por tanto, se incluyó en el factor de fricción.

El término de pérdida de energía es:

$$\frac{\Delta P}{\Delta h} = \frac{1}{144} \left(\rho_{ns} + \frac{f_{tp} (q_o E)^2}{2.979 \times 10^5 \rho_{ns} d^5} \right) \quad \dots 3.2$$

El factor de fricción fué determinado a partir de datos medidos de presiones de fondo. Los valores de f_{tp} así obtenidos se correlacionaron con el numerador del Número de Reynolds, que expresado en unidades prácticas queda:

$$d \vee \rho_{ns} = 1.77 \times 10^{-4} \frac{q_o^2}{d} \quad \dots 3.3$$

Mediante una extensión del método, Baxendell y Thomas² pudieron emplearlo con éxito para pozos con gastos altos y flujo por espacio anular. Se muestra un resultado de las dos correlaciones en la Fig. 3.4.

La siguiente ecuación puede emplearse para obtener el valor de f_{tp} :

$$f_{tp} = 5.415 \times 10^{-3} - 5.723 \times 10^{-4} a + 1.848 \times 10^{-4} a^2 + 3.5843 \times 10^{-6} a^3 \quad \dots 3.4$$

Donde:

$$a = \frac{d \times 10^6}{q_o \cdot M} \quad \dots 3.5$$

Procedimiento de Cálculo.

1. A partir de una p y h (sean condiciones en la cabeza o en el fondo del pozo), fijar una Δp y obtener:

$$p_2 = p_1 + \Delta p \quad \bar{p} = p_1 + (\Delta p / 2)$$

2. Calcular, para las condiciones medias del intervalo \bar{p} \bar{T} (ésta temperatura generalmente estimada), los valores de Z , B_o , R_s y B_g .
3. Calcular ρ_{ns} a \bar{p} , con la Ec. A.9
4. Determinar el valor de d y ρ_{ns} y obtener f_{tp} de la Fig. 3.4 o con las Ecs. 3.4 y 3.5.
5. Aplicando la Ec. 3.2, cuantificar Δh .
6. Repetir el procedimiento hasta completar la profundidad del pozo.

3.5 METODO DE ORKISZEWSKI¹¹ .

El método de Orkiszewski es el resultado del análisis y comparación de algunos métodos publicados para determinar si a través de alguno se podían calcular las caídas de presión, para un amplio rango de condiciones prevalecientes en los pozos utilizados en las pruebas. Estos métodos fueron clasificados sobre la base de similitudes en los conceptos teóricos. Algunos fueron seleccionados para cada una de las categorías descritas en la sección 3.1, en donde se establecieron los siguientes parámetros principales de clasificación: 1) Si el colapso del líquido es considerado en los cálculos de la densidad; 2) Como se manejan las pérdidas de presión por fricción; 3) Si se hace consideración de los patrones de flujo.

Orkiszewski obtuvo el colapso del líquido a partir de la observación física del fenómeno, y el gradiente de presión lo relacionó con la distribución geométrica de la fase gaseosa y la líquida. También pudo diferenciar entre cuatro patrones de flujo, y estableció una correlación relacionando el resbalamiento y el factor de fricción para cada una de ellos. Estos cuatro patrones de flujo son: burbuja, bache, transición y niebla.

3.5.1 Desarrollo de la correlación.

Se hizo el análisis de cinco métodos seleccionados, realizándose una comparación de los resultados mediante el grado de desviación de las caídas de presión calculadas con las medidas en los pozos. Con ello se determinó que habían dos métodos que resultaban ser los más aproximados para las condiciones manejadas; éstos

ser el de Duns-Ros⁸ y el de Griffith-Mallis⁹, los cuales fueron entonces programados y posteriormente probados para condiciones prevalcientes en 148 pozos. Se demostró que ningún método proporcioa una precisión adecuada para todo el rango de condiciones manejadas. Aunque se encontró que el método de Griffith-Mallis era bastante útil para gastos bajos en régimen de flujo bache, pero inadecuado cuando cuando se tienen gastos altos. El método de Duns-Ros mostró el mismo comportamiento, excepto que resulta inadecuado para acci-
tes de alta viscosidad a gastos bajos.

Por lo que, el método de Griffith-Mallis resultó el -
mejor en la búsqueda de una correlación general mejorada, aunque -
las valores encontrados tenían un error mayor (21.9%) en compara-
ción al método de Duns-Ros (2.4%). Además, la parte principal
del método era el cálculo del resbalamiento a partir de la observa-
ción física del fenómeno, en cambio las caídas de presión por fric-
ción habían sido despreciadas, siendo así un camino para mejorar
la correlación. Por otra parte, la correlación de Duns-Ros pre-
senta una serie compleja de ecuaciones y parámetros interrelaciona-
dos, lo que dificultaba grandemente establecer una relación con lo
que físicamente ocurre en la tubería.

Griszewski mejoró el trabajo de Griffith-Mallis para
que fuera útil en el manejo de gastos altos. En la modificación
del método se desarrolló el parámetro δ , que se denomina coefi-
ciente de distribución del líquido, por medio del cual se conside-
ran: 1) La distribución del líquido atrapado dentro de la burbuja
de gas; 2) El colamiento del líquido para altas velocidades de
flujo. Este parámetro resulta particularmente útil para el cálculo
de las pérdidas de presión por fricción y la densidad de la mezcla
fluyendo.

Para el establecimiento de las fronteras entre los cuatro patrones de flujo considerados, se relacionarán los métodos en la siguiente forma:

Método	Patrón de flujo.
Griffith-Wallis ⁹	Burbuja.
Griffith-Wallis ⁹ Orkiszewski ¹¹	Bache (considerando ya la fricción).
Duns-Ros ⁸	Transición (bache-niebla).
Duns-Ros ⁸	Niebla.

Como se estableció, las caídas de presión dentro de una tubería vertical son la suma de las pérdidas de energía por fricción, cambio en la energía potencial y cambios en la energía cinética. Este balance de energía es la base para todos los cálculos de caídas de presión, que puede escribirse en una forma generalizada como:

$$\frac{dp}{dl} = \gamma_f \frac{dh}{dl} + \left(\frac{g \rho}{g_c} \right) \frac{dh}{dl} + \left(\frac{\rho v}{g_c} \right) dv \frac{dh}{dl}$$

...3.6

Para la aplicación de la ecuación 3.6, se requiere que: 1) Para el flujo a través de una sarta de producción no exista una gran variación en las propiedades de los fluidos para cualquier incremento de longitud; 2) El régimen de flujo y las variables \bar{v} y γ_f deberán de ser calculadas para cada incremento de

longitud; 3) Cada incremento de longitud deberá de ser evaluado - por un proceso iterativo. Además, que tanto \bar{p} como $\bar{\tau}_f$ son - influenciados por el régimen de flujo, y los tres términos de la - Ec. 3.6, son función de la presión y de la temperatura.

El término correspondiente a la energía cinética es só - lamente significativo para el patrón de flujo niebla. En este ré- - gimen $v_L \ll v_G$, y el término puede expresarse en su manera más - simple como:

$$\left(\frac{\rho v}{\rho_c} \right) dv = - \frac{W_m v_{sg}}{\rho_c A_t \bar{p}} dp \quad \dots 3.7$$

De donde, expresando la Ec. 3.6 en una forma mas con- - veniente, se tiene:

$$\frac{\Delta P}{\Delta h} = \frac{1}{144} \left[\frac{\bar{p} + \bar{\tau}_f}{1 - \frac{W_m v_{sg}}{4907 A_t \bar{p}}} \right] \quad \dots 3.8$$

Si no se considera el término de energía cinética, el gradiente de - presión total se obtiene de la siguiente forma:

$$\frac{\Delta P}{\Delta h} = \left(\frac{\Delta P}{\Delta h} \right)_f + \left(\frac{\Delta P}{\Delta h} \right)_{\bar{p}} \quad \dots 3.9$$

Donde las variables que intervienen en la determinación del gradiente - de presión se determinan en función del régimen de flujo que pre- - valezca, de acuerdo a las condiciones de escurrimiento existentes.

3.5.1.1 Régimen Burbuja.

Las fronteras se presentan dentro de los siguientes límites:

$$v_{sE} / v_m < L_B$$

Donde

$$L_B = 1.071 - (2.6616 v_m^2 / d) \quad \dots 3.10$$

$$L_B \text{ limitado a } L_B \geq 0.13$$

+ Gradiente por densidad.

$$H_L = 1 - \frac{C_1 - C_2}{2} \quad \dots 3.11$$

$$C_1 = 1 + \frac{v_m}{0.8} \quad \dots 3.12$$

$$C_2 = (C_1^2 - \frac{4 v_{sE}}{0.8})^{0.5} \quad \dots 3.13$$

Una vez conocido H_L , el gradiente por densidad se obtiene como:

$$\left(\frac{dp}{dh} \right)_\rho = \frac{1}{144} (\rho_L H_L + \rho_G (1 - H_L)) \quad \dots 3.14$$

+ Gradiente por fricción.

El gradiente por fricción se determina con -
la Ec. 3.15, utilizando un proceso iterativo para el cálculo del -
factor de fricción:

$$\left(\frac{dp}{dh} \right)_f = \frac{1}{144} \left(\frac{12 f \rho_L v_L^2}{64.4 d} \right) \quad \dots 3.15$$

3.5.1.2 Régimen Bache.

Este régimen es el mas importante, ya que se
encontró en la mayoría de los pozos fluyentes o con bombeo neumático
estudiados.

Se encuentra dentro de los siguientes límites:

$$v_{sg} / v_m > L_D \quad N_{vg} < L_s$$

Donde

$$L_s = 50 + 36 N_{vL} \quad \dots 3.16$$

+ Gradiente por densidad.

Se define como:

$$\left(\frac{dp}{dh} \right) = \frac{1}{144} \left(\frac{C_3}{v_m + v_b} + (L \mathcal{S}) \right) \quad \dots 3.17$$

$$C_3 = L (v_{sL} + v_b) + \rho_g v_{sg} \quad \dots 3.18$$

El término \mathcal{S} , se conoce como el coeficiente de distribución de líquido, el cual se obtiene de la manera siguiente

Fase continua	v_m	Usar ecuación
Agua } $f_o \leq 25 \%$	< 10	3.19
Agua } $f_o \leq 25 \%$	> 10	3.20
Aceite } $f_o \geq 25 \%$	< 10	3.21
Aceite } $f_o \geq 25 \%$	> 10	3.22

$$\mathcal{S} = ((0.013 \log \mu_L)/(d/12)^{1.380}) - 0.681 + 0.232 \log v_m - 0.428 \log (d/12) \quad \dots 3.19$$

$$\mathcal{S} = ((0.0451 \log \mu_L)/(d/12)^{0.709}) - 0.709 - 0.162 \log v_m - 0.888 \log (d/12) \quad \dots 3.20$$

$$S = ((0.0127 \log(\mu_L + 1)) / (d/12)^{1.45}) - 0.284 + 0.167 \log v_m + 0.113 \log(d/12) \quad \dots 3.21$$

$$S = ((0.0274 \log(\mu_L + 1)) / (d/12)^{1.371}) + 0.161 + 0.569 \log(d/12) - \log v_m ((0.01 \log(\mu_L + 1)) / (d/12)^{1.571}) + 0.397 + 0.631 \log(d/12) \quad \dots 3.22$$

El valor de S está sujeto a los siguientes límites:

$$a. \quad v_L < 10 \quad S \geq -0.065 v_m \quad \dots 3.23$$

$$b. \quad v_m > 10 \quad S \geq -\frac{v_b A_t}{a_t + v_b A_t} \left[\left(1 - \frac{\bar{P}_m}{\rho_L} \right) \right] \quad \dots 3.24$$

Donde A_t está en (pies).

El valor de la velocidad de la burbuja (v_b) se determina en la forma siguiente:

1o. Calcular el Número de Reynolds de la burbuja y el Número de Reynolds del líquido:

$$N_{Reb} = \frac{v_b d \rho_L}{8.064E-3 \mu_L} \quad \dots 3.25$$

$$N_{ReL} = \frac{v_m d \rho_L}{8.064E-3 \mu_L} \quad \dots 3.26$$

20. El valor de v_b se calcula directamente con las siguientes ecuaciones:

Para: $N_{Reb} \leq 3000$

$$v_{bc} = (8.74E-6 N_{ReL} + 0.546) v_{bs} \dots 3.27$$

Para: $N_{Reb} \geq 8000$

$$v_{bc} = (8.74E-6 N_{ReL} + 0.350) v_{bs} \dots 3.28$$

Para: $3000 < N_{Reb} < 8000$

$$v_{bc} = ((\omega^2 + k_v)^{0.5} + \omega) / 2 \dots 3.29$$

$$\omega = (8.74E-6 N_{ReL} + 0.251) v_{bs} \dots 3.30$$

$$k_v = \frac{13.59 \mu_L}{\rho_L (d/12)^{0.5}} \dots 3.31$$

Es conveniente suponer un valor de v_{bs} igual a:

$$v_{bs} = 1.75 \text{ pies/seg}$$

O bien

$$v_{bs} = \left(\frac{E d}{12} \right)^{0.5}$$

Al realizar los cálculos se determina un valor de v_{bc} , - si éste coincide con el valor supuesto, continuar con el - procedimiento; en caso contrario, tomar como nuevo valor de v_{bs} el valor de v_{bc} obtenido y entonces repetir los cálculos.

+ Gradiente por fricción.

El término de gradiente por fricción se obtiene con la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{dp}{dh} \right)_f = \frac{f v_m^2 \rho_L}{772.8 d} \left[\mathcal{J} + \frac{v_{sL} + v_b}{v_m + v_b} \right] \quad \dots 2.32$$

Donde el factor de fricción se obtiene mediante un proceso iterativo, para un número de Reynolds calculado de la siguiente forma:

$$N_{Re} = \frac{124 \rho_L d v_m}{\mu_L} \quad \dots 3.33$$

3.5.1.3 Régimen de Transición.

Para este caso se consideró el método sugerido por Duns y Ros, el cual consiste en calcular primeramente los gradientes por fricción y por elevación en las fronteras para flujo b_{bc} y flujo niebla, y después ponderar linealmente cada término con respecto al valor de N_{vg} .

La zona de transición está definida en los siguientes límites:

$$L_m > N_{vG} > L_s$$

Donde:

$$L_m = 84 N_{vL}^{0.75} + 75 \quad \dots 3.34$$

La ponderación se realiza de la manera siguiente:

$$A = \frac{L_m - N_{vG}}{L_m - L_s} \quad \dots 3.35$$

$$B = \frac{N_{vG} - L_s}{L_m - L_s} \quad \dots 3.36$$

+ Gradiente por densidad.

$$\left(\frac{dp}{dh} \right)_f = A \left(\frac{dp}{dh} \right)_{\text{bache}} + B \left(\frac{dp}{dh} \right)_{\text{niebla}} \quad \dots 3.37$$

+ Gradiente por fricción.

$$\left(\frac{dp}{dh} \right)_f = A \left(\frac{dp}{dh} \right)_{f_{\text{bache}}} + B \left(\frac{dp}{dh} \right)_{f_{\text{niebla}}} \quad \dots 3.38$$

3.5.1.4 Régimen Niebla

Para el cálculo del gradiente de presión en este régimen se aplica el método de Duns y Ros.

La región para el régimen niebla está definida para:

$$N_{vg} > L_m$$

+ Gradiente por densidad.

El líquido va en suspensión de la corriente de gas y prácticamente no existe diferencia de velocidad entre las dos fases.

$$\bar{p}_m = \frac{\rho_L v_{sl}}{v_m} + \frac{\rho_g v_{sg}}{v_m} \quad \dots 3.38$$

+ Gradiente por fricción.

En esta región, únicamente, se supone que la mayor parte de las caídas de presión por fricción se deben al flujo de gas dentro de la tubería.

$$\tau_f = \frac{f \rho_g v_{sg}^2}{5.36667 d} \quad \dots 3.39$$

Donde el valor del factor de fricción se obtiene mediante un proceso iterativo, para un número de Reynolds calculado como sigue:

$$N_{Re} = \frac{124 v_{sg} d \rho_g}{\mu_L} \quad \dots 3.40$$

Para este caso, la rugosidad relativa, según lo marca Duns y Ros, habrá de calcularse como una función del número de Weber y su valor sólo será significativo cuando esté comprendido entre 10^{-3} y 0.5. - En estos límites la rugosidad relativa se calcula con las ecuaciones siguientes:

Sea:

$$N_{\mu} N_w = 0.093 \left(\frac{v_{sg} \mu_L}{\sigma L} \right)^2 \frac{\rho_g}{\rho_L} \quad \dots 3.41$$

Si: $N_{\mu} N_w < 0.005$

$$f = 0.8988 \frac{\sigma L}{\rho_g v_{sg}^2 d} \quad \dots 3.42$$

Si: $N_{\mu} N_w > 0.005$

$$f = 4.4556 \frac{\sigma L (N_{\mu} N_w)^{0.302}}{\rho_g v_{sg}^2 d} \quad \dots 3.43$$

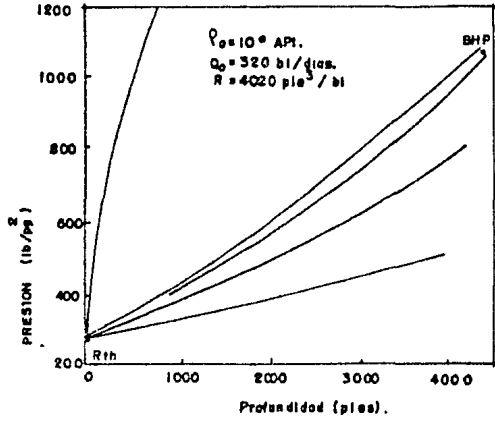


FIG.3.5 - COMPARACION DE PERFILES DE PRESION CALCULADOS POR VARIOS METODOS.

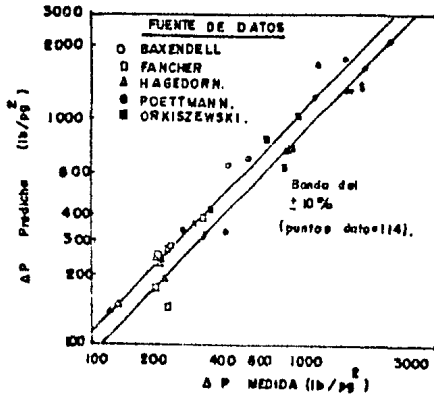


FIG 3.6 - COMPARACION ENTRE ΔP MEDIDOS Y CALCULADOS.

Finalmente el gradiente de presión total podrá calcularse como:

$$\left(\frac{dp}{dh} \right)_T = \frac{1}{144} \left[\frac{\overline{\rho}_f + \overline{\rho}_m}{1 - \frac{W_m v_{sg}}{4636.8 \overline{p} A_t}} \right] \dots 3.44$$

3.5.2 Procedimiento de cálculo.

1. A partir de p y h conocidas (sean condiciones en la cabeza o en el fondo del pozo), suponer una Δp y obtener \overline{p} y p_2 .
2. Determinar las propiedades de los fluidos a las - condiciones medias de escurrimiento ($R_s, B_o, B_g, - \rho_L, \mu_L, \rho_g, \mu_g$).
3. Calcular para las condiciones medias $v_{sg}, v_{sL}, - N_{vg}, N_{vL}$.
4. Calcular v_m, L_B, L_s y L_m .
5. Determinar el régimen de flujo (burbuja, bache, - transición, niebla).
6. Calcular el gradiente por densidad y el gradiente por fricción de acuerdo a' régimen de flujo en que - se encuentre el intervalo.

7. Aplicando la ecuación correspondiente determinar el valor del gradiente de presión total ($\Delta p/\Delta h$) y con éste la Δh correspondiente a la Δp supuesta.

8. Reemplazar h_2 por $h_1 + \Delta h$; si este valor es menor que la longitud total, igualar p_1 con p_2 y regresar al paso 1. Si h_2 es mayor que la longitud total, se termina el cálculo, y se obtiene la presión final por interpolación.

3.6 METODO DE BEGGS Y BRILL¹⁰.

En los últimos 25 años se ha realizado investigación intensiva sobre flujo multifásico en tuberías, pero la gran mayoría de estas investigaciones se han concentrado al estudio del flujo vertical como horizontal, lográndose algunas correlaciones bastante buenas para la predicción de las caídas de presión y el colgamiento del líquido en cualquiera de los dos tipos de flujo; pero estas correlaciones no muestran tan buenos resultados cuando se utilizan para flujo inclinado. El número de pozos direccionales se ha incrementado grandemente, en perforación profunda, varios de ellos son perforados desde una misma plataforma por razones económicas. - Desviaciones de 35° a 45° de la vertical son comunes.

Beggs y Brill condujeron investigaciones enfocadas al estudio del flujo de gas y líquido en tuberías inclinadas, para determinar el efecto del ángulo de inclinación sobre el colgamiento y las pérdidas de presión. Desarrollaron correlaciones para determinar el colgamiento del líquido y el factor de fricción, que permiten hacer la predicción de los gradientes de presión para flujo bifásico en tuberías colocadas en cualquier ángulo de inclinación y una amplia variedad de condiciones de flujo.

3.6.1 Desarrollo de la correlación.

Los datos para el desarrollo del método fueron tomados a partir de pruebas realizadas en tubos de acrílico transparente de 90 pies de longitud, se diseñó y construyó un aparato experimental que permitió la medición de gastos, gradientes de presión, ángulos de inclinación y el colgamiento del líquido durante las pruebas.

Las pruebas se realizarón para los siguientes parámetros y rangos de variación:

1. Gasto de gas (0 a 300 m pies³/día).
2. Gasto de líquido (0 a 1030 bl/día).
3. Presión media del sistema (35 a 95 lb/pg² abs.).
4. Diámetro de la tubería (1 y 1.5 pg).
5. Colgamiento del líquido (0 a 0.870).
6. Gradiente de presión (0 a 0.8 lb/pg² abs/pie).
7. Angulos de inclinación (-90° a +90°).
8. Patrones de flujo.

La ecuación general, reducida para el cálculo de gradientes de presión para flujo vertical, es:

$$\frac{dp}{dh} = \frac{1}{144} \left[\frac{\frac{g}{g_c} \bar{\rho}_m + \frac{f_{tp} \bar{\rho}_{ns} v_m^2}{5.362 d}}{1 - \frac{v_m v_{sg} \bar{\rho}_m}{g_c \bar{p}}} \right] \dots 3.45$$

En esta ecuación se identifican los gradientes por densidad, por fricción, así como el término de aceleración, es decir:

$$\frac{dp}{dh} = \frac{\left(\frac{dp}{dh} \right)_e + \left(\frac{dp}{dh} \right)_f}{1 - E_k} \dots 3.46$$

El factor de fricción se calcula de:

$$f_{tp} = (f_{tp} / f_{ns}) f_{ns} \quad \dots 3.47$$

Donde la división entre f_{ns} , que es el factor de fricción, obtenido sin considerar el resbalamiento, a partir del diagrama de Moody para tuberías lisas, permite normalizar el factor de fricción para las dos fases, f_{tp} .

El factor de fricción, f_{ns} , puede obtenerse con la siguiente ecuación :

$$f_{ns} = \left[2 \log \left(\frac{N_{Re}}{4.5223 \log N_{Re} - 3.6215} \right) \right]^{-2} \quad \dots 3.48$$

Donde

$$N_{Re} = \frac{124 \, d \, v_m \, \rho_{ns}}{\mu_{ns}} \quad \dots 3.49$$

El factor de fricción para dos fases normalizado, f_{tp} en función del colgamiento del líquido, H_L , y de λ , se puede calcular de:

$$f_{tp}/f_{ns} = e^S \quad \dots 3.50$$

Donde:

$$S = \frac{\ln y}{-0.0523 + 3.182 \ln y - 0.8725 (\ln y)^2 + 0.01853 (\ln y)^3} \quad \dots 3.51$$

$$\gamma = \lambda / H_L^2 \quad \dots 3.52$$

Con la restricción de que en el intervalo $1 < \gamma < 1.2$, la función S deberá calcularse como:

$$S = \ln (2.2 \gamma - 1.2) \quad \dots 3.53$$

3.3.2 Procedimiento de cálculo.

1. A partir de una p y h dadas, condiciones en la cabeza o en el fondo del pozo, suponer una Δp y obtener p_2 y \bar{p} .
2. Calcular, para las condiciones medias del intervalo, \bar{p} y \bar{T} (esta temperatura generalmente estimada), los valores de Z , B_o , R_s , B_g , ρ_L , μ_L , ρ_g , F_g .
3. Calcular ρ_{ns} a \bar{p} .
4. Calcular v_{sg} , v_{sl} , v_m y λ con las Ecs.
5. Obtener el colgamiento H_L , con la Ec.
6. Calcular ρ_m con la Ec.
7. Determinar μ_{ns} con la Ec. y N_{Re} con la Ec.

8. Calcular f_{ns} con la Ec. 3.48, y f_{tp} con las -
Ecs. 3.50 a 3.52.
9. Obtener el término de aceleración, E_k .
10. Calcular el gradiente de presión total con la -
Ec. 3.45 y el valor Δh .
11. Repetir el procedimiento hasta completar la pro-
fundidad total del pozo.

3.7 METODO DE HAGERDORN-BROWN.

Hagerdorn y Brown utilizaron un pozo experimental de 1500 pies de profundidad para estudiar los gradientes de presión que se tienen durante el flujo bifásico vertical a través de tuberías de un diámetro nominal de 1 1/4, 1 1/2 y 1 pg.

El pozo de prueba fue equipado con dos válvulas de bombeo neumático y cuatro transmisores electrónicos de presión, así como con instrumentos para medir el gasto de producción, el gasto de inyección de aire, la temperatura y la presión.

Las pruebas fueron conducidas para una amplia variedad de gastos de líquido, relaciones de gas/líquido y viscosidades de líquido. A partir de los datos obtenidos, se construyó una curva de gradiente, con un grado de precisión adecuado, en cada prueba, para cada uno de los tres diámetros de tuberías.

De los resultados de las pruebas, se desarrollaron correlaciones con las cuales se logra una adecuada predicción de los gradientes de presión, para una amplia variedad de diámetros de tuberías, condiciones de flujo y propiedades de los fluidos. Las correlaciones y ecuaciones están también desarrolladas para satisfacer la condición necesaria de reducirse a una relación apropiada para flujo monofásico, cuando el flujo tanto de la fase de gas o de líquido viene a ser cero. Todas las correlaciones involucran sólo grupos adimensionales, lo cual es una condición buscada para análisis similares, pero que no siempre se logra.

Las correlaciones desarrolladas en este estudio han sido utilizadas para calcular los gradientes de presión para tuberías de un diámetro mayor al utilizado para el desarrollo de éstas; la comparación de los gradientes calculados con los experimentalmente determinados para las condiciones de flujo obtenidos a partir de datos de la literatura, indica que la extrapolación a estas tuberías de diámetro grande es posible con un grado de precisión satisfactorio.

3.7.1 Desarrollo de la correlación.

El problema de la predicción de la caída de presión - que ocurre en el flujo multifásico difiere del flujo monofásico, - lado que otras fuentes de pérdida de presión son introducidos; normalmente estas pérdidas de presión aumentan con el resbalamiento entre las fases. En contraste con el flujo monofásico, las pérdidas de presión para flujo multifásico no siempre se incrementan con un decremento en el diámetro del conducto o con un incremento en el gasto de producción. Este es atribuido a la presencia de la fase gaseosa, la cual tiende a resbalar por entre la fase de líquido sin que realmente contribuya a su elevación.

Muchos investigadores han intentado correlacionar las pérdidas por resbalamiento y las pérdidas por fricción por medio - del factor de pérdida de energía análogo al utilizado en los problemas de flujo monofásico. En una aproximación de este tipo, sin embargo, muchas de las variables importantes, tales como la relación gas/líquido, la viscosidad del líquido y la tensión superficial, no son tomados en cuenta en una forma adecuada. Además de no existir correlaciones generales, se requeriría de un gran número de correlaciones para cubrir el rango de condiciones encontrados en las prácticas normales de campo.

Otros investigadores han seleccionado medir el colgamiento del líquido, esto les permite corregir la porción de gradiente estático del gradiente total por los efectos de resbalamiento. Las pérdidas remanentes son atribuidas a la fricción, siendo los factores de fricción calculados a partir de los datos. Sin embargo, cuando se aplican estas correlaciones a los datos tomados en una tubería de diámetro grande, las presiones calculadas son mucho más grandes que las realmente observadas y, en muchos casos, estas pérdidas, calculadas por medio del gradiente estático corregido, exceden por sí solas a las pérdidas totales observadas. Esto indica que la fracción volumétrica del tubo realmente ocupada por el líquido es más pequeña para un tubo grande que para un tubo de diámetro grande.

El objeto del estudio fue obtener datos de las pruebas realizadas en tubos de diámetro grande y utilizar estos datos para desarrollar correlaciones que contabilicen separadamente los efectos del resbalamiento y de la fricción.

Dado que realizar mediciones en tuberías de diámetro grande presentaría una gran cantidad de problemas experimentales, sin mencionar el incremento en los costos, una alternativa para la solución del problema fue determinar una correlación del factor de fricción sobre la base de una analogía con el flujo monofásico. Las pérdidas de presión por fricción pueden entonces ser determinadas utilizando estos factores de fricción y la diferencia entre la presión total medida, y las pérdidas de presión por fricción pueden ser atribuidas al gradiente estático por un incremento del resbalamiento entre las fases. El factor de colgamiento puede entonces ser calculado a partir de los datos de las pruebas. Por lo que si una correlación del factor de fricción razonable puede ser determi-

nada, un gran porcentaje de las pérdidas de presión calculadas - con este factor de fricción serán debidos a la fricción. Dado que la otra fuente principal de pérdida de presión es el gradiente estático, el cual se incrementa de acuerdo al resbalamiento, este tipo de pérdida de presión tendrá que ser reflejado con la correlación de colgamiento. Es cierto que algunas de las pérdidas por fricción pueden ser incluidos en la correlación del colgamiento y viceversa.

Una serie completa de pruebas fueron realizadas para cada una de los tres diámetros de tuberías 1, 1 1/4 y 1 1/2 pulgadas de diámetro nominal. Estas tres series de datos, conjuntamente con los datos tomados por Fancker y Probst¹⁵, para una tubería de 2 pulgadas de diámetro nominal, hizo posible estudiar el efecto del diámetro de la tubería sobre las curvas de gradiente.

Cuatro líquidos, con diferentes viscosidades, se probaron en la tubería de 1 1/4 pulgadas y dos líquidos de diferente viscosidad en la tubería de 1 1/2 pulgadas. Los datos fueron utilizados para determinar el efecto de las propiedades del líquido, principalmente la viscosidad y la densidad del líquido, sobre los gradientes de presión. Las propiedades de estos líquidos están dados en la Tabla 3.1

Para cada líquido de prueba en una determinada tubería el tipo del líquido fue variado, y para cada caso de líquido el grado de inyección de gas fue variado sobre el rango completo que el equipo experimental lo permitió. Estos datos hicieron posible estudiar los efectos de los parámetros de flujo sobre los gradientes de presión. Por otra parte, no se hizo ningún intento de estudiar específicamente el efecto de la ansión superficial, la tensión super-

ficial se varió solamente el doble de su valor, mientras que la viscosidad del líquido en este estudio se varió cientos de veces. Se ha encontrado también que en las tuberías de diámetro pequeño los efectos de la tensión superficial, la relación de densidades, y las inyecciones son más importantes que en las tuberías de diámetro grande.

Considerando la ecuación básica de flujo en forma diferencial, sobre la base de 1 lb_m de fluido, se tiene:

$$144 \frac{\sigma_c}{g} V dp + dh + \frac{v dv}{g} + dW_f + dW_e = 0 \quad \dots 3.54$$

Si se considera despreciable el trabajo externo:

$$dW_e = 0$$

Por lo que:

$$144 \frac{\sigma_c}{g} V dp + dh + \frac{v dv}{g} + dW_f = 0 \quad \dots 3.55$$

Donde \bar{v} está basado en la relación de fluidos que entra o sale del sistema. Por definición, el factor de fricción para dos fases de manera similar que para flujo monofásico, es:

$$f = \frac{2 g (d/12)}{v_m^2} \frac{dW_f}{dh} \quad \dots 3.56$$

Sustituyendo en la Ec. 3.54

$$144 \frac{\sigma_c}{g} V_m dp + dh + \frac{v_m dv_m}{g} + \frac{f \bar{v}_m^2 dh}{2 g (d/12)} = 0 \quad \dots 3.57$$

Donde \bar{v}_m es la velocidad promedio de la mezcla, para el rango de p_1 a p_2 . Por lo cual, integrando de p_1 a p_2 se tiene:

$$144 \frac{g_c}{g} \int_{p_2}^{p_1} v_m dp + (h_2 - h_1) + \frac{(v_m^2 - v_{m1}^2)}{2g} + \frac{f v_m^2 (h_2 - h_1)}{2g (d/12)} = 0 \quad \dots 3.58$$

Considerando la ecuación a las condiciones medias de presión:

$$144 \frac{g_c}{g} \bar{v}_m p + h + \frac{v_m^2}{2g} + \frac{f \bar{v}_m^2 h}{2g (d/12)} = 0 \quad \dots 3.59$$

Dado que:

$$\rho_m = 1 / \bar{v}_m$$

Se tiene:

$$\frac{\Delta p}{\Delta h} = \frac{1}{144} \left[\bar{p}_m + \frac{f_{tp} q_L^2 M^2}{2.9652E11 (d/12)^5 \bar{p}_m} + \frac{\bar{p}_m \Delta \left(\frac{v_m^2}{2g} \right)}{\Delta h} \right] \quad \dots 3.60$$

Tomando el término de aceleración:

$$E_k = \frac{\rho_m \Delta (v_m)^2}{9266.112 \Delta p} \quad \dots 3.61$$

La Ec. 3.60 puede escribirse como :

$$\frac{\Delta P}{\Delta h} = \frac{1}{144} \left[\frac{\bar{\rho}_m + \frac{62.06512E+2 f_{tp} v_m^2}{d^5 \rho_m}}{1 - \frac{E_k}{E_k}} \right] \quad \dots 3.62$$

O bien:

$$\frac{\Delta P}{\Delta h} = \frac{1}{144} \left[\frac{\bar{\rho}_m + \frac{f_{tp} \bar{\rho}_m v_m^2}{5.362 d}}{1 - \frac{E_k}{E_k}} \right] \quad \dots 3.63$$

La viscosidad de la mezcla se obtiene de la manera es
pecificada por Arrhenius⁷ . El número de Reynolds
para las dos fases fue definido por la siguiente ecuación:

$$N_{Rem} = 124 \frac{d \bar{v}_m \bar{\rho}_m}{\mu_m} \quad \dots 3.64$$

$$u_m = u_1^x u_2^{1-x} \quad \dots 3.64a$$

Bajo esta condición, la ecuación general para el cálculo de gra-
diente (Ec. 3.63), se reduce a una ecuación de flujo monofásico
de líquido cuando $N_L \rightarrow 1$, $q_g \rightarrow 0$, y para gas cuando
 $N_L \rightarrow 0$, $q_L \rightarrow 0$. Los números de Reynolds respectivos serán:

$$N_{Reg} = 124 \frac{d v_g \rho_g}{\mu_g} \quad \dots 3.65$$

$$N_{ReL} = 124 \frac{d v_L \rho_L}{\mu_L} \quad \dots 3.66$$

Utilizando un método similar al de Duns y Ros³, -
 Brown y Hagerdorn encontraron que el colgamiento del líquido está
 relacionado principalmente con cuatro parámetros adimensionales:

$$N_{Lv} = 1.938 v_{sL} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0.25} \quad \dots 3.67$$

$$N_{gv} = 1.938 v_{sg} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0.25} \quad \dots 3.68$$

$$N_d = 10.07266 d \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0.25} \quad \dots 3.69$$

$$N_L = 0.15726 \mu_L \left(\frac{1}{\rho_L \sigma_L^3} \right)^{0.25} \quad \dots 3.70$$

Se emplea una técnica de regresión lineal para rela -
 cionar los cuatro grupos adimensionales, así como también un tér -
 mino de presión, y como resultado se obtuvo la Fig. 3.7

Como puede notarse la correlación de colgamiento de -
 Hagerdorn-Brown es en realidad una pseudocorrelación, dado que es
 te colgamiento no es realmente realido, pero se calcula conocien -
 do las pérdidas las pérdidas de presión totales y utilizando el -
 factor de fricción obtenido a partir del número de Reynolds para -
 dos fases.

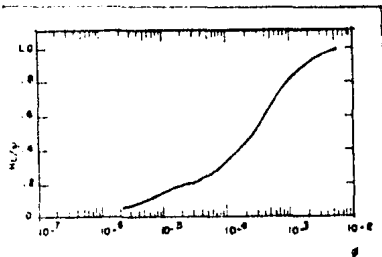


FIG. 3.7 CORRELACION DEL DESLIZAMIENTO DEL LIQUIDO.

TABLA 3.1
Propiedades de los líquidos.

Líquido	ρ gr	σ din/cm	μ (cp a 80°F)
Agua	1,000	72.00	0.80
Aceite	0,875	22.50	10.00
Aceite	0,875	31.80	35.00
Aceite	0,800	30.30	110.00
Aceite	0,875	24.10	30.30

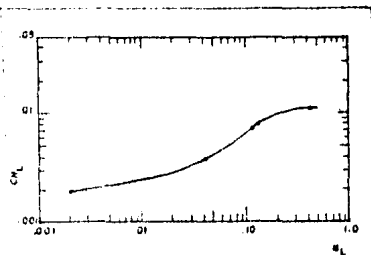


FIG. 3.8 CORRELACION DEL COEFICIENTE DEL NUMERO DE VISCOSIDAD, C.

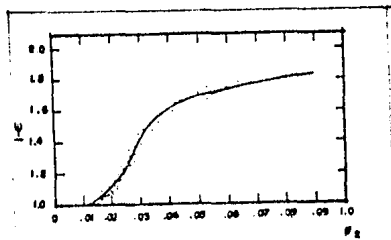


FIG. 3.9 CORRELACION DEL FACTOR DE CORRECCION Y

Para contabilizar la viscosidad del líquido el término CN_L fue incluido en el numerador de la función de correlación utilizada para la abscisa de la Fig. 3.7. Una gráfica de N_L vs CN_L se tiene en la Fig. 3.8. El agua fue seleccionada como el fluido de la curva base; por lo que, el valor de la constante C es 1. Esta gráfica muestra que para valores bajos de la viscosidad del líquido, la viscosidad tiene un efecto muy pequeño.

Se hizo necesario utilizar un factor adicional para la adecuada predicción del colgamiento, debido a que fue imposible obtener una curva en la que se tomara en cuenta las desviaciones que se tienen a gastos de gas y viscosidades de crudo, altas. El segundo factor de corrección (Ψ) fue graficado en contra de los valores del grupo de términos $N_{gv} N_L^{0.38}/N_d^{2.14}$ (Fig. 3.9). En la mayoría de los casos se encontró que el valor de Ψ más adecuado era 1.

La función de correlación del colgamiento del líquido puede ser expresado en unidades de campo como sigue:

$$\left(N_{LW} / N_{gv} \right)^{0.575} \left(P/P_a \right)^{0.1} \left(C N_L / N_d \right) = 0.00326 \text{ cm}_1 / \text{cm}_2 \quad \dots 3.71$$

Bordes:

$$\text{cm}_1 = g_L^{0.425} \left(f_o B_o + f_w E_w \right)^{-0.675} \sigma_L^{0.394} CN_L \quad \dots 3.72$$

$$\text{cm}_2 = (d/12)^{1.85} ((1+400) Z)^{0.575} \rho_L^{0.394} (R-R_s f_o)^{0.575} \quad \dots 3.73$$

Un trabajo de Prill⁸ mejoró considerablemente el método. Según lo sugiere Prill, el método de Griffith se debe utilizar cuando se tiene flujo burbuja. En resumen los siguientes dos ajustes se hicieron al método:

1. La densidad de la mezcla se calcula utilizando la correlación de colgamiento de Hagedorn-Brown, este valor se debe de comparar con la densidad de la mezcla calculada suponiendo que no hay resbalamiento. Se debe emplear el mayor de éstos valores.
2. Se debe determinar el régimen de flujo, en el caso de tenerse régimen burbuja, se tendrá que calcular el gradiente utilizando el método de Griffith.

Método de Griffith - Régimen Burbuja⁹.

Las fronteras de este régimen se presentan dentro de los siguientes límites:

$$v_{sg}/v_m \leq L_B$$

Donde:

$$L_B = 1.071 - (2.8618 v_m^2/d)$$

$$L_B \text{ limitada a } L_B \leq 0.13$$

+ Gradiente por densidad.

$$H_L = 1 - \frac{c_1 - c_2}{2} \quad \dots 3.74$$

$$C_1 = 1 + \frac{v_m}{0.8} \quad \dots 3.75$$

$$C_2 = (C_1^2 - 4 \frac{v_{sg}}{0.8})^{0.5} \quad \dots 3.76$$

Una vez conocido H_L , el gradiente por densidad se obtiene como:

$$\left(\frac{dp}{dh} \right)_\rho = \frac{1}{144} (\rho_L H_L + \rho_B (1 - H_L)) \quad \dots 3.77$$

+ Gradiente por fricción.

El gradiente de fricción se determina con la Ec. 3.78 utilizando un proceso iterativo para el cálculo del factor de fricción:

$$\left(\frac{dp}{dh} \right)_f = \frac{1}{144} \left(\frac{12 f \rho_L v_L^2}{64.4 d} \right) \quad \dots 3.78$$

3.7.2 Procedimiento de cálculo.

1. A partir de una p y h dadas (condiciones en la cabeza o en el fondo del pozo), suponer una ΔP y obtener p_2 y \bar{p} .
2. Calcular para las condiciones medias del intervalo \bar{p} y \bar{T} (esta temperatura generalmente estimada)

los valores de Z , B_o , B_g , R_s , ρ_o , g , F_o , F_g , F_w ,
 ρ_w .

3. Determinar el valor de ρ_L , F_L , \overline{G}_{LV}
4. Calcular para las condiciones medias: v_{sL} , v_{sg} ,
 N_{Lv} , N_{gv} , N_L , N_d , v_m .
5. Determinar el valor de L_B y verificar si se cumplen las condiciones para régimen burbuja. En caso afirmativo, realizar el cálculo del gradiente de presión según lo indica el método de Griffith y continuar con el paso 14.
6. Calcular la función de correlación del colgamiento, β .

$$\beta = \left(\frac{N_{Lv}}{N_{gv}^{0.575}} \right) \left(\frac{\bar{p}}{14.7} \right)^{0.10} \left(\frac{CN_L}{N_d} \right) \quad \dots 3.71$$

7. Obtener el valor de H_L/ψ , de la Fig. 3.7.
8. Determinar el segundo factor de correlación, β_2 .

$$\beta_2 = \frac{N_{gv} N_L^{0.38}}{N_d} \quad \dots 3.79$$

9. Obtener el valor de Ψ , de la Fig. 3.9.
10. Calcular el valor de H_L

$$H_L = \left(\frac{\Pi_L}{\Psi} \right) \Psi \quad \dots 3.80$$

Para el caso de viscosidades bajas, la corrección no es necesaria y $\psi = 1.00$.

11. Determinar el valor del número de Reynolds para las dos fases, y calcular el valor del factor de fricción por medio de un proceso iterativo similar al usado para flujo monofásico.

12. Calcular el valor de las velocidades a p_1 y p_2 y obtener el valor de $\Delta(v_m)^2$.

$$v_{m1} = v_{s11} + v_{sg1} \quad \dots 3.81$$

$$v_{m2} = v_{s12} + v_{sg2} \quad \dots 3.82$$

$$\Delta(v_m)^2 = v_{m1}^2 - v_{m2}^2 \quad \dots 3.83$$

13. Determinar el valor del término de aceleración E_k , con la Ec. 3.61 y calcular el valor del gradiente de presión total con la Ec. 3.63, y con éste la Δh_c correspondiente a la Δp supuesta.

14. Reemplazar h_2 por $h_1 + \Delta h_c$, si este valor es menor que la longitud total, igualar p_1 con p_2 y regresar al paso 1. Si h_2 es mayor que la longitud total, se termina el cálculo, y se obtiene la presión final por interpolación.

Muchos investigadores han desarrollado métodos para la predicción de las pérdidas de presión que se tienen en el flujo bifásico vertical, pero pocos han considerado específicamente el flujo a través del espacio anular, y cuando éste se ha hecho, solamente se han manejado gastos bajos.

Los pozos productores de gastos altos, aunque pocos en número, cuando se comparan con el total de pozos productores del mundo proporcionan una cantidad considerable de la producción mundial. - Cormish, como objeto principal de su estudio, proporciona un método de cálculo de caídas de presión con flujo multifásico vertical - para gastos de producción que exceden los 5,000 bbl/día, cuando se tienen tuberías de producción y de revestimiento de gran diámetro o el caso de flujo anular.

3.8.1 Desarrollo de la correlación.

Para el cálculo del gradiente de presión se presenta - la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta h} \right) = \frac{1}{144} \left[\frac{\bar{P}_m + \frac{6281.407 V_p^2 f}{\bar{P}_m d^5}}{1 + \frac{33670.029 V_m^2 \ln(P_{rw}/P_{ml})}{d^4 P_g}} \right]$$

...3.84

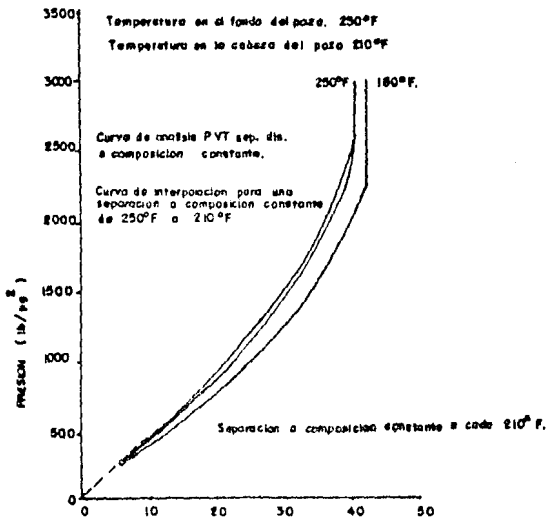


FIG-3.10 CURVA DE DENSIDAD DE LA MEZCLA. (lb/ps²)

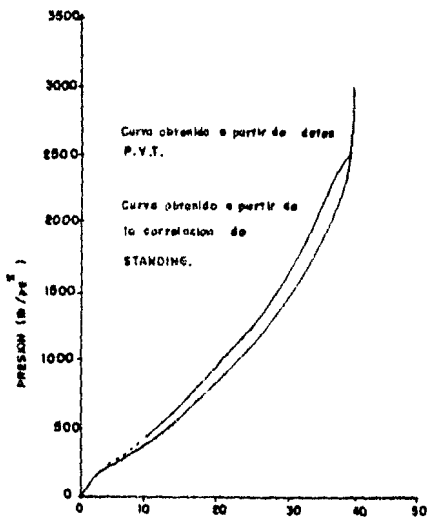


FIG-3.11 CURVA DE COMPARACION DE DENSIDAD DE LA MEZCLA.

O bien:

$$\frac{\Delta P}{\Delta h} = \frac{1}{144} \left[\frac{\bar{P}_m + \frac{\bar{P}_m v_m^2}{5.962 d}}{1 + \frac{\bar{P}_m^2 v_m^2 \ln(\bar{P}_{m2}/\bar{P}_{m1})}{\bar{P}_g}} \right] \quad \dots 3.85$$

Donde el término de aceleración E_k , es:

$$E_k = \frac{33670.033 W_m^2 \ln(\bar{P}_{m2}/\bar{P}_{m1})}{d^4 \bar{P}_g} \quad \dots 3.86$$

En la Ec. 3.84, o bien:

$$E_k = \frac{\bar{P}_m^2 v_m^2 \ln(\bar{P}_{m2}/\bar{P}_{m1})}{\bar{P}_g} \quad \dots 3.87$$

En la Ec. 3.85.

Una cosa interesante que puede notarse, es que el término E_k aparece en el divisor en forma de adición, en vez de estar sustrayendo como normalmente aparece en los métodos anteriormente estudiados.

La Ec. 3.85 es en muchas formas similar a la de Poettmann-Carpenter y Hagendorf-Brown, y puede ser obtenida a partir de la ecuación general de energía. La diferencia fundamental entre este estudio y los trabajos previamente realizados, es que

no se desarrollaron correlaciones generales a partir de datos tomados en el campo o en forma experimental. La ecuación de gradiente es evaluada utilizando datos pVT de los crudos que están siendo considerados. El factor de fricción se calculó utilizando el diagrama de Moody o bien la ecuación de Colebrook.

Para el rango de gastos manejados en el estudio, no se estimó de una importancia práctica definir el número de Reynolds sobre la base de la viscosidad de la mezcla, debido a que el número de Reynolds del líquido, que define el límite inferior del número de Reynolds para dos fases, es bastante alto, de tal manera que el factor de fricción es substancialmente constante para una determinada rugosidad para cualquier incremento en el valor del número de Reynolds. Para el caso de que el método fuera utilizado, - para tuberías de un diámetro muy grande (13 3/8 pg o más grandes) donde el número de Reynolds del líquido puede tener un valor tan bajo como 10^4 , un número de Reynolds para dos fases deberá de ser usado para el cálculo del factor de fricción mediante un proceso iterativo.

$$N_{Re} = \frac{124 d v_m \rho_m}{\mu_m} \quad \dots 3.88$$

Para el caso de flujo anular, se hace necesario contar con algún medio para contabilizar la diferencia de rugosidad entre la parte interior de la tubería de revestimiento y la parte exterior de la tubería de producción. Para esto, Cornish propone que la rugosidad efectiva puede ser calculada por medio de la siguiente relación:

$$e' = e_c \left[\frac{d_{ci}}{d_{ci} + d_{te}} \right] + e_t \left[\frac{d_{te}}{d_{ci} + d_{te}} \right] \quad \dots 3.89$$

En flujo anular, el diámetro de la tubería (d), - es reemplazado por el diámetro hidráulico (d_e), que se define como:

$$d_e = \frac{4 \times \text{área de la sección transversal}}{\text{perímetro mojado}} \quad \dots 3.90$$

Por lo cual, la relación anular se reduce a:

$$d_e = d_{ci} - d_{te} \quad \dots 3.91$$

Este diámetro es utilizado en el cálculo del gradiente el número de Reynolds, y la rugosidad relativa. En la Mecánica - de Fluidos Clásica esta sustitución es considerada efectiva si la - relación de diámetros entre el diámetro exterior de la tubería de - producción y la interior de la tubería de revestimiento no excede a un valor de 0.3 . Sin embargo, para el caso de un espacio anular pequeño (6 5/8 pg x 2 7/8 pg) la sustitución se considera satisfactoria.

El efecto de los coples y uniones en el espacio anular no han sido considerados en el presente estudio; pero su influencia puede bien ser incluido en el cálculo de la rugosidad efectiva.

De lo anterior, los pozos de alta producción, en los cuales la Ec. 3.85 para el cálculo del gradiente puede ser utilizado, son aquellos que reúnen las condiciones siguientes:

1. Se dispone de datos pVT del crudo.

2. El pozo se encuentra fluyendo a un gasto estabilizado.
3. El número de Reynolds calculado es mayor de 10^5 .

3.8.2 Procedimiento de cálculo.

1. A partir de los datos de un análisis pVT del crudo que se maneje, contrórase gráficas densidad-presión, R_g -presión, B_o -presión, R_s -presión, ρ_g -presión, μ_o -presión, μ_g -presión, Z -presión, para la temperatura en la cabeza y fondo del pozo.
2. Calcular el área de la tubería. En caso de flujo anular utilizar el diámetro hidráulico.
3. A partir de una p y h (condiciones en la cabeza o en el fondo del pozo), suponer una Δp y obtener \bar{p}_2 y \bar{p} .
4. Determinar el valor del colgamiento H_L , con la Ec. 1.30. En caso de considerarse buenos los resultados, despreciando el resbalamiento entre las fases, calcular entonces λ , el cual puede ser expresado en función de datos del análisis pVT, mediante la relación de volúmenes y gas liberado por unidad de volumen de aceite residual, ésto es:

$$\lambda = \frac{V/V_b - R B_g V/V_b}{V/V_{sat}} \quad \dots 3.02$$

Donde:

$$B_g = \frac{P_{sc} (T + 460) Z}{\bar{p} (T_{sc} + 460) 5.615} \quad \dots 3.93$$

V/V_b .- es el volumen relativo del análisis pVT.

5. Con el gasto manejado (q_o) y utilizando los datos del análisis pVT, determinar el valor de W_m .

$$W_m = \frac{5.615 \rho_b B_o q_o}{86400} \quad \dots 3.94$$

6. A partir de las gráficas determinar el valor de $\bar{\rho}_o$, $\bar{\rho}_g$, μ_o , μ_g . Calcular el valor de μ_m , $\bar{\rho}_{m1}$, $\bar{\rho}_{m2}$, ρ_m .

7. Para el caso de flujo anular, calcular el valor de e' y e'/d_e .

8. Con la Ec. 3.95, calcular el valor de N_{Re} , y mediante un proceso iterativo determinar el factor de fricción:

$$N_{Re} = \frac{22737.4355 W_m}{d \mu_m} \quad \dots 3.95$$

9. Obtener el término de aceleración E_k , con la Ec. 3.86 o con la Ec. 3.87.

10. Calcular el gradiente de presión total con la - Ec. 3.85 o con la Ec. 3.84, y el valor de Δh , correspondiente a la Δp supuesta.
11. Reemplazar h_2 por $h_1 + \Delta h$, si este valor es menor que la longitud total, igualar p_1 con p_2 y regresar al paso 3. Si h_2 es mayor que la longitud total, se termina el cálculo y se obtiene la - presión final por interpolación.

REFERENCIAS.

CAPITULO III.

1. Poettmann F.H. y Carpenter P.G.: "The Multiphase Flow of Gas, Oil and Water Through Vertical Flow Strings with Application to the - Design of Gas Lift Installations" Drill. and Prod. Prac., API - (1952).
2. Baxendell P. B. y Thomas R. : "The Calculation of Pressure Gradients in High Rate Flowing Wells", Journal of Pet. Tech., Octubre (1961).
3. Yocum, B. T. : "Two-Phase Flow in Well Flowlines" Pet. Eng. - (Nov. 1959).
4. Tek, M. R. : "Multiphase Flow of Water, Oil and Natural Gas - Through Vertical Flow Strings " Journal of Pet. Tech. (Octubre 1961).
5. Baker, W. J. y Keep, K. R. : "The Flow of Oil and Gas Mixtures in Wells and Pipelines: Some Useful Correlations", J. Inst. of Pet. (Mayo 1961).
6. Hugmark, G. A. y Pressburg, B. S. : "Holdup and Pressure Drop with Gas-Liquid Flow in Vertical Pipe" AIChE Journal 7 (Diciembre 1961).
7. Hagedorn, A. R. y Brown, K. E. : "Experimental Study of Pressure Gradients Occurring During Continuous Two-Phase Flow in Small Diameter Vertical Conduits" Journal of Pet. Tech. (Abril 1965)
8. Duns, H. y Ros, N. C. J. : "Vertical Flow of Gas and Liquid - Mixtures in Wells" 6th World Pet. Congress, Frankfurt Germany.
9. Griffith, P. y Wallis, G. B. : "Two-Phase Slug Flow" ASME Jou. of Heat Transfer (Agosto 1961).
10. Beggs, H. D. y Brill, J. P. : "A Study of Two-Phase Flow in Inclined Pipes" Journal of Pet. Tech. (Mayo 1973).
11. Orkiszewski, J. : "Predicting Two-Phase Pressure Drops in Vertical Pipe" Journal of Pet. Tech. (Junio 1967).

12. Ros, N. C. J. : "Simultaneous Flow of Gas and Liquid as Encountered in Well Tubing" Journal of Pet. Tech. (Octobre - 1961).
13. Cornish, R. E. : "The Vertical Multiphase Flow of Oil and Gas at High Rates" Journal of Pet. Tech. (Julio 1976).
14. Griffith, P. : "Two-Phase Flow in Pipes" Special Summer - Program, M.I.T. (1962).
15. Fancher, G. W., Jr, Brown, K. E. : "Prediction of Pressure Gradients for Multiphase Flow in Tubing" Soc. Pet. Eng. Jour. - (March, 1963).
16. Brown, K. E. y otros : Technology of Artificial Lift Methods, Vol. 1, Tulsa Oklahoma; Pennell Publishing Co.

CAPITULO 4

FLUJO MULTIFASICO HORIZONTAL.

Los mecanismos y características de los sistemas en los que existe flujo multifásico horizontal han sido de gran interés para la industria desde hace muchos años. En numerosas instalaciones, tales como líneas de conducción superficiales, reactores químicos e intercambiadores de calor, existe flujo multifásico. En las operaciones de producción de crudo es necesario, en algunos casos, considerar el transporte de aceite y gas a través de una tubería común, desde los campos productores hasta las plantas de tratamiento y separación. La tendencia de centralizar las baterías de separación, para recibir la producción de varios campos productores, ha tenido como resultado la existencia de líneas de recolección en las que fluye más de una fase. El incremento en la capacidad de producción de algunos pozos, debido a la utilización de nuevas técnicas, ha creado la necesidad de revisar y rediseñar las líneas de conducción superficiales para así tener un manejo adecuado del incremento de producción.

La predicción de las pérdidas de presión en tuberías horizontales en las que existe flujo multifásico, es de gran utilidad para resolver tres problemas operacionales principales en la producción de crudo: 1) En la producción de campos en zona marítima; dimensionar las líneas de conducción de las mezclas de aceite y gas; 2) Dimensionar las líneas de conducción superficiales desde el cabezal hasta la batería; 3) Con las pérdidas de presión predichas para la línea de conducción existente y dependiendo de las condiciones deseadas (presión de separación o presión en cabeza) determinar el gasto que el pozo debe producir.

Los factores básicos involucrados en el flujo multifásico horizontal a través de tuberías son esencialmente los mismos que para el flujo vertical. En flujo horizontal, las pérdidas de presión totales son la suma de los cambios en la energía cinética y cambios de energía debidos a la fricción, dado que los cambios por elevación son iguales a cero. Es decir:

Gradiente total = Gradiente por fricción
 +
 Gradiente por aceleración.

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta h} \right)_{\text{tot}} = \left(\frac{\Delta p}{\Delta h} \right)_f + \left(\frac{\Delta p}{\Delta h} \right) \quad \dots 4.1$$

Para flujo de dos fases se tiene:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta h} \right)_{\text{tot}} = \frac{f \rho_m v_m^2}{2 g_c (d/12)} + \frac{\rho_m v_m dv_m}{g_c dh} \quad \dots 4.2$$

o en forma de incrementos:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta h} \right) = \frac{f \rho_m v_m^2}{2 g_c (d/12)} + \frac{\rho_m \Delta (v_m)^2}{2 g_c h} \quad \dots 4.3$$

O bien

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta h}\right)_{tot} = \frac{\frac{f \rho_m v_m^2}{2 g_c (d_p/12)}}{1 - \frac{\rho_m \Delta (v_m)^2}{2 g_c \Delta P}} = \frac{\frac{f \rho_m v_m^2}{2 g_c (d_p/12)}}{1 - E_k} \quad \dots 4.4$$

Donde

$$E_k = \frac{\rho_m \Delta (v_m)^2}{2 g_c \Delta P} \quad \dots 4.5$$

3.1 Patrones de flujo en tuberías horizontales.

Existe una amplia controversia en cuanto a la definición de las fronteras de los diferentes patrones de flujo, lo que resulta comprensible dado que para el establecimiento de métodos de predicción en flujo multifásico existen diferentes aspectos que no se logran resolver de una manera satisfactoria y, dependiendo grandemente de los procedimientos experimentales, cada investigador podrá encontrar soluciones que resulten adecuadas para las condiciones establecidas en el laboratorio. Algunas veces, en la resolución de problemas de campo, podría encontrarse que los métodos más sencillos, en los que no se hace consideración de los patrones de flujo, resultan los más adecuados. A continuación se hace una descripción de los patrones de flujo:

Flujo burbuja. En este tipo de flujo las burbujas se desplazan por la parte superior de la tubería a la misma velocidad que el líquido.

Flujo tapón. Flujo en el cual se alternan tapones de líquido y de gas en la parte superior de la tubería.

Flujo estratificado. El líquido fluye por el fondo de la tubería y el gas se desplaza sobre la interfase gas líquido.

Flujo ondulado. Es similar al estratificado; pero el gas se mueve a mayor velocidad que el aceite y la interfase está formada por ondas que se desplazan en la dirección del flujo.

Flujo bache. Impulsadas por la mayor velocidad del gas las ondas se elevan periódicamente, hasta tocar la parte superior de la tubería, formando espuma.

Flujo anular. El líquido forma una película alrededor del interior de la tubería y el gas fluye a alta velocidad en su parte central.

Flujo niebla. La mayor parte del líquido fluye disperso en forma de niebla.

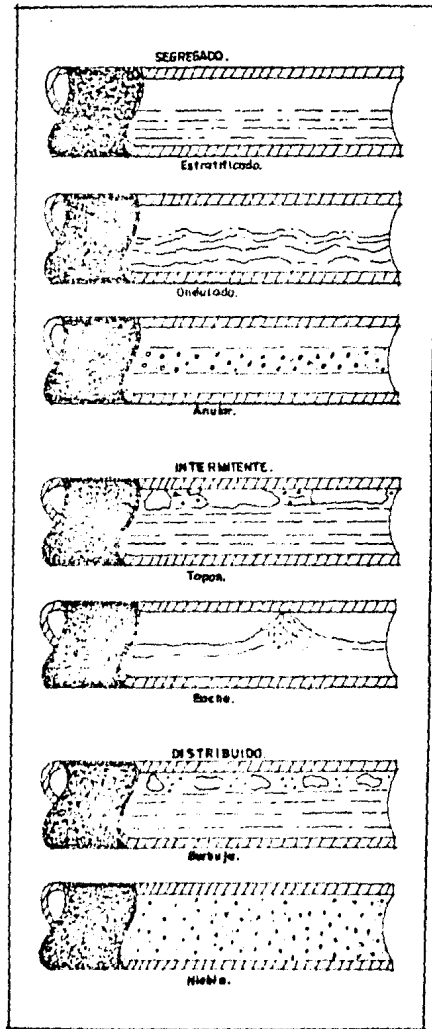


FIG. 4.1 - PATRONES EN FLUJO HORIZONTAL.

4.2 Método de Bertuzzi-Tek-Poettmann¹

Por medio de la utilización de mediciones en laboratorio, - Bertuzzi-Tek-Poettmann lograron desarrollar un método para la predicción de las caídas de presión para flujo bifásico en tuberías horizontales, las características principales del procedimiento son: 1) es relativamente simple en su aplicación; 2) no se hace consideración de los patrones de flujo; 3) no se consideran las pérdidas de presión por aceleración.

4.2.1 Desarrollo de la correlación.

El propósito del estudio presentó dos objetivos principales, primeramente la utilización del factor f para dos fases, - al que se denominó función de disipación de energía; y por segunda cuenta se eliminó la necesidad del establecimiento de los patrones de flujo para la predicción de las caídas de presión, dado que las mismas variables fundamentales que determinan los patrones determinan también las caídas de presión.

El factor f para las dos fases se definió y correlacionó con el flujo másico de gas y de líquido, el número de Reynolds del líquido, y el número de Reynolds del gas. Al expresar el factor f en términos del número de Reynolds se involucran implícitamente las fuerzas de inercia y las viscosas; pero en el flujo bifásico juegan un papel importante también las fuerzas interfaciales y gravitacionales. Se intentó correlacionar por tanto, el factor f por medio de números adimensionales en los que se involucra estas cuatro fuerzas, teniendo poco éxito en ello, considerando entonces las suposiciones tomadas por Lockhart-Martinelli⁵ se logró resultados aceptables para propósitos de cálculos de ingeniería.

Para la obtención del factor de fricción se deberá de emplear el siguiente procedimiento:

1. Se obtienen los números de Reynolds del gas y del líquido.

$$N_{ReL} = 22737 \frac{W_L}{d \mu_L} \quad \dots 4.6$$

$$N_{ReG} = 22737 \frac{W_G}{d \mu_G} \quad \dots 4.7$$

2. Se calcula el valor de la función del número de Reynolds - (ϕ).

$$\phi = (N_{ReG})^a (N_{ReL})^b \quad \dots 4.8$$

Donde

$$a = \Psi / (1 + \Psi) \quad \dots 4.9$$

$$b = 1 / \exp(0.1 \Psi) \quad \dots 4.10$$

$$\Psi = W_G / W_L \quad \dots 4.11$$

3. Se obtiene el valor de f_{tp} empleando las siguientes ecuaciones:

para $0 \leq \beta \leq 500$

$$\log f_{tp} = 1.235 \gamma - 0.06561 \log \beta - 0.37 \quad \dots 4.12$$

para $\beta \geq 10000$

$$\log f_{tp} = 0.49 \gamma - 0.12616 \log \beta - 1.702 \quad \dots 4.13$$

para $500 < \beta < 10000$

$$\begin{aligned} \log f_{tp} = & F_{500} - 0.6561 \gamma + (1.1056 + 1.7723 \Delta F) \gamma^2 \\ & - (0.46214 + 0.90817 \Delta F) \gamma^3 \quad \dots 4.14 \end{aligned}$$

Donde

$$F = F_{10000} - F_{500} \quad \dots 4.15$$

$$F_{10000} = \log f_{tp} (\gamma , \beta = 10000) \quad \dots 4.16$$

$$F_{500} = \log f_{tp} (\gamma , \beta = 500) \quad \dots 4.17$$

$$\gamma = \log \beta - 2.609 \quad \dots 4.18$$

Considerando la ecuación básica de conservación de energía para cualquier sistema en el que exista flujo de fluidos se tiene:

$$\int_{P_2}^{P_1} v \, dp + \Delta \left[\frac{v^2}{2 g_c} \right] + \Delta h + W_f + W_s = 0 \quad \dots 4.19$$

Para una tubería horizontal la diferencia de elevación Δh es cero, este término de disipación de energía puede por tanto eliminarse. Considerando también que los cambios de energía por trabajo externo, W_s , y energía cinética pueden ser despreciados, - la Ec. 4.19 se reduce entonces a:

$$\int_{P_2}^{P_1} v \, dp + W_f = 0 \quad \dots 4.20$$

escribiendo ésta en forma diferencial se tiene:

$$\frac{dp}{\rho} + dW_f = 0 \quad \dots 4.21$$

donde W_f es el término que expresa los cambios de energía debidos a la fricción. Para flujo monofásico el factor de fricción es:

$$f = \frac{2 g_c W_f (d/12)}{4 v^2 L} \quad \dots 4.22$$

Combinando las Ecs. 4.22 y 4.21.

$$\frac{dp}{\rho} + \frac{4 f v^2 dL}{2 g_c (d/12)} = 0 \quad \dots 4.23$$

Dado que $W/A = \rho v$, el gradiente puede escribirse como:

$$\frac{dp}{dL} = \frac{2 f (W/A)^2}{g_c (d/12) \rho} \quad \dots 4.24$$

Considerando análogo el factor de fricción para flujo monofásico con el factor de fricción para dos fases, entonces:

$$f = f_{tp} \quad , \quad W = W_m$$

de donde

$$\frac{dp}{dL} = \frac{2 f_{tp} (W_m/A)^2}{g_c (d/12) \rho} \quad \dots 4.25$$

Escribiendo ésta en unidades prácticas:

$$\frac{dp}{dL} = \frac{174.1409 f_{tp} W_m^2}{\rho_{ns} d^5} \quad \dots 4.26$$

4.2.2 Procedimiento de cálculo.

1. Se inicia con una presión P_1 a la entrada de la tubería. A este punto le corresponde un valor de $L = 0$
2. Suponer una caída de presión Δp y calcular \bar{p} y P_2 .
3. Determinar las propiedades de los fluidos (R_g , σ , B_o , Z , B_G , μ_o , μ_L , ρ_o , ρ_g) a las condiciones medias de escurrimiento.
4. Obtener el valor de W_m y λ .
5. Determinar el factor de fricción para dos fases
6. Calcular el valor de ρ_{ns}
7. Determinar el gradiente de presión y con éste — obtener la Δl correspondiente al incremento de — presión supuesto.

El procedimiento anterior se emplea cuando el flujo es isotérmico. Cuando esta condición no es válida, se tienen que incluir los siguientes pasos.

- 2'. Suponer un incremento de longitud correspondiente a la Δp supuesta y calcular la temperatura — media en el incremento.

- 3'. Si la ΔL_c calculada es igual o difiere de la ΔL_s supuesta en un valor menor que una tolerancia continuar con el paso (9). Si no, $\Delta L_s = \Delta L_c$ y determinar la temperatura media en el intervalo y regresar al paso (3).

4.3 Método de Eaton-Andrews-Knowles-Brown ³.

Valiéndose de investigaciones experimentales Eaton y otros investigadores establecieron un método para el cálculo de caídas de presión para el flujo bifásico en tuberías horizontales. En la obtención del método se consideraron variables tales como el colgamiento, patrones de flujo, efectos de la viscosidad de la fase líquida. Como objetivo principal del estudio se tenía el determinar el efecto de los cambios en los patrones de flujo sobre las caídas de presión, y en caso necesario desarrollar una correlación para el cálculo de los cambios de energía para cada patrón.

4.3.1 Desarrollo de la correlación.

Los datos necesarios para el establecimiento de las correlaciones presentadas en el estudio se tomaron utilizando un equipo experimental construido para tal efecto. Los parámetros estudiados fueron:

1. Gasto de gas (0-10 mm pies³/día)
2. Gasto líquido (50-5500 bl/día)
3. Viscosidad del líquido (1 - 13.5 cp)
4. Diámetro de tubería (2 y 4 pg)
5. Colgamiento (0 a 1)

Tomando en cuenta que en investigaciones anteriores se había considerado a los patrones de flujo como una variable independiente, Eaton estudió el efecto de estos patrones sobre los cambios de energía. Encontró que las mismas variables que controlan las pérdidas de presión en las tuberías horizontales controlan también el tipo de patrón de flujo. Por lo que concluyó que los patrones de flujo no tenían un efecto independiente sobre las variaciones de energía, y que los cambios en éstos eran continuos y no causaban discontinuidades abruptas en la ecuación establecida para la predicción de las caídas de presión, siendo por tanto suficiente una sola ecuación para todos los patrones de flujo.

Otra conclusión importante a la que se llegó, después de estudiados los datos de caídas de presión, fué que el incremento en la viscosidad del líquido no necesariamente incrementa las caídas de presión. Los resultados indicaron que el efecto de la viscosidad del líquido, sobre las caídas de presión en flujo multifásico, es despreciable cuando las viscosidades son menores a 12 ó 15 cp.

Para la obtención de la correlación para el cálculo de las caídas de presión se partió de la ecuación general de energía en la siguiente forma.

$$1.44 V dp + \frac{v dv}{g_c} + \frac{E}{g_c} d W_f = 0 \quad \dots 4.27$$

Por medio de la realización de un balance de energía para cada una de las fases y considerando su sumatoria para la obtención del balance de energía total, se llegó a la ecuación siguiente:

$$-144 \left[\frac{W_G}{L} + \frac{W_G}{G} \right] \Delta p + \frac{W_L \Delta v_L^2 + W_G \Delta v_G^2}{2g_c} \quad \dots 4.28$$

$$+ \frac{f W_t v_t^2}{2 g_c (d/12)} \Delta x = 0$$

considerando:

$$qm' = \frac{W_m}{\rho_m} = q_L' + q_G' = \frac{W_L}{\rho_L} + \frac{W_G}{\rho_G}$$

$$Ek_o = \frac{W_L \Delta v_L^2 + W_G \Delta v_G^2}{2 g_c}$$

de donde:

$$-144 qm' \Delta p + Ek_o + \frac{f W_m v_t^2 \Delta x}{2 g_c (d/12)} = 0 \quad \dots 4.29$$

$$\frac{\Delta p}{\Delta x} = \frac{1}{144 qm'} \left[\frac{Ek_o}{\Delta x} + \frac{f W_m v_t^2}{2 g_c (d/12)} \right] \quad \dots 4.30$$

peros:

$$W_m/A = v \rho \quad ; \quad v_t^2 = (W_m / \rho n s A)^2 = \frac{W_m^2}{\rho n s^2 (0.0055)^2 d^4}$$

por lo que:

$$\frac{\Delta p}{\Delta x} = \frac{1}{144 \text{ qm}'} \left[\frac{E k_0}{\Delta x} + \frac{12 f W_m W_m^2}{2 g_c d^5 \rho_{ns}^2 (0.0055)^2} \right] \quad \dots 4.31$$

$$\frac{\Delta p}{\Delta x} = \frac{1}{144 \text{ qm}'} \left[\frac{E k_0}{\Delta x} + \frac{6279.43 f \text{ qm}^2 W_m^2}{d^5 \rho_{ns}} \right] \quad \dots 4.32$$

reduciendo la ecuación 4.32

$$\frac{\Delta p}{\Delta x} = \frac{W_L \Delta v_L^2 + W_G \Delta v_G^2}{9266.112 \text{ qm}^2 \Delta x} + \frac{43.5352 f W_m^2}{d^5 \rho_{ns}} \quad \dots 4.33$$

considerando:

$$E k = \frac{W_L \Delta v_L^2 + W_G \Delta v_G^2}{9266.112 \text{ qm}^2 \Delta p}$$

de donde:

$$\frac{\Delta p}{\Delta x} = \frac{43.5352 f_{tp} W_m^2}{d^5 \rho_{ns} (1 - E k)} \quad \dots 4.34$$

siendo la Ec. (4.34) la que permite el cálculo de las caídas de presión.

Los cambios de energía cinética se consideraron de poca importancia para los rangos de las variables manejadas en el estudio por lo que el término E_k puede no tomarse en cuenta. Eaton recomienda que estos efectos deberían de considerarse para el caso que se manejen presiones bajas. El conocimiento del colgamiento se hace necesario para poder evaluar el término de energía cinética, ya que en él se involucran las velocidades reales de cada una de las fases, siendo éstas dependientes del colgamiento mismo.

El factor de fricción para dos fases (f_{tp}) se denominó factor de pérdida de energía, indicándose que los cambios de energía debidos a las fuerzas interfaciales son absorbidos por éste. El factor de pérdidas de energía se correlacionó con el número de Reynolds del líquido y del gas y la relación del gasto másico del gas y del líquido con el gasto másico total. Obteniéndose a partir de la información experimental la Fig. 4.2 en donde el valor de la abscisa es:

$$x = \frac{22737}{g} \left(\frac{W_g}{W_L} \right)^{0.5} \quad \dots 4.35$$

el de la ordenada:

$$y = \left(W_L / W_g \right)^{0.1} f_{tp} \quad \dots 4.36$$

Para no hacer uso de la Fig. 4.2, puede seguirse el siguiente procedimiento:

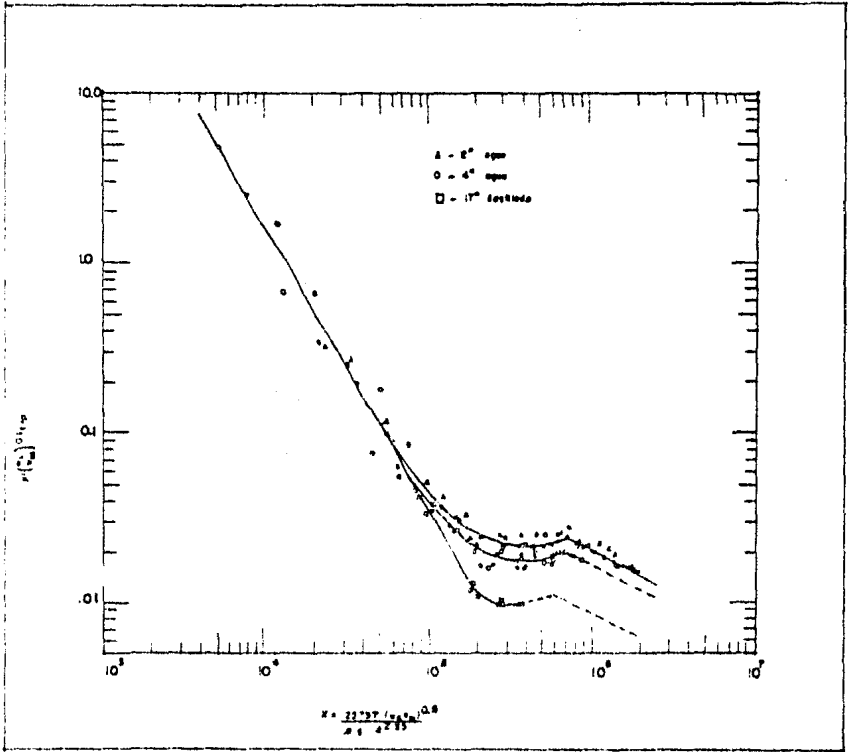


Fig. 4.2. Fator de pórtulo de óleo (ρ_s - óleo da Estónia).

1. Se determina el valor de x con la ecuación 4.35.

2. Se obtiene el valor de y

$$\text{Si } x \leq 60000$$

$$y = 6677920 x^{-1.64941}$$

$$\text{Si } 60000 < x \leq (819194 - 39981.7 d + 2838.8 d^2 - 73.26 d^3)$$

$$y = t/100$$

Donde:

$$t = \text{antilog} (2.37354 - 2.10458 r + 0.5757 r^3 \\ - 0.14189 r^4 + S (0.46 - 0.93739 r \\ + 0.45966 r^3 - 0.15975 r^4) + S^2 (0.451 \\ - 0.36293 r - 0.19949 r^3 + 0.12835 r^4))$$

$$r = \log (x / 10000)$$

$$S = \log (d)$$

$$\text{Si } x > (819194 - 39981.7 d + 2838.8 d^2 - 73.26 d^3)$$

$$y = (21.525 - 1.5934 d + 0.02278 d^2 + 0.00131 d^3) x^{-0.49}$$

3. Se calcula el valor del factor de fricción (f_{tp}).

$$f_{tp} = \frac{y}{(W_L / W_m)^{0.1}}$$

4.3.2 Procedimiento de cálculo.

Los pasos del 1 al 4 son similares a los indicados para el método de Bertuzzi. Los pasos del 5 al 8 son los siguientes:

5. Se calcula el colgamiento H_L . En dado caso que las pérdidas de presión por aceleración se consideren despreciables, no es necesario determinar el colgamiento. De otra forma H_L se obtiene con la Ec. 4.20

6. Se calcula el valor de $\Delta(v_L^2)$ y $\Delta(v_g^2)$ de la manera siguiente:

$$\Delta(v_L^2) = v_{L2}^2 - v_{L1}^2$$

$$\Delta(v_g^2) = v_{g2}^2 - v_{g1}^2$$

7. Se calcula el valor de f_{tp} .

8. Aplicando la Ec. 4.34 se determina el valor de $(\Delta p / \Delta L)$ y con éste el valor de ΔL correspondiente a la Δp supuesta.

4.4 METODO DE BEGGS Y BRILL⁴ .

Beggs y Brill llevaron a cabo investigaciones sobre flujo bifásico, realizando una variación en el ángulo de inclinación de las tuberías de las pruebas. Como un resultado de los experimentos se logró desarrollar una ecuación generalizada, que puede ser utilizada para el cálculo de los gradientes de presión en tuberías en las que exista flujo multifásico, pudiendo presentar éstas cualquier ángulo de inclinación, siendo por tanto útil también para las tuberías horizontales.

4.4.1 Desarrollo de la correlación.

Valiéndose del número de Froude y de λ , se estableció una clasificación de los diferentes patrones de flujo para flujo horizontal, éstos pudieron ser observados en forma directa a través de las tuberías de acrílico de las pruebas. Con los datos tomados se contruyó un mapa de patrones que se muestra en la Fig. 4.3

La determinación del tipo de patron se puede hacer mediante el mapa o usando el siguiente procedimiento:

1. Se determina el valor del número de Froude y el de las constantes L_1 , L_2 , L_3 y L_4 .

$$N_{FR} = 12538 \frac{w_m^2}{\rho_{ns} \frac{2}{d^5}} \quad \dots 4.87$$

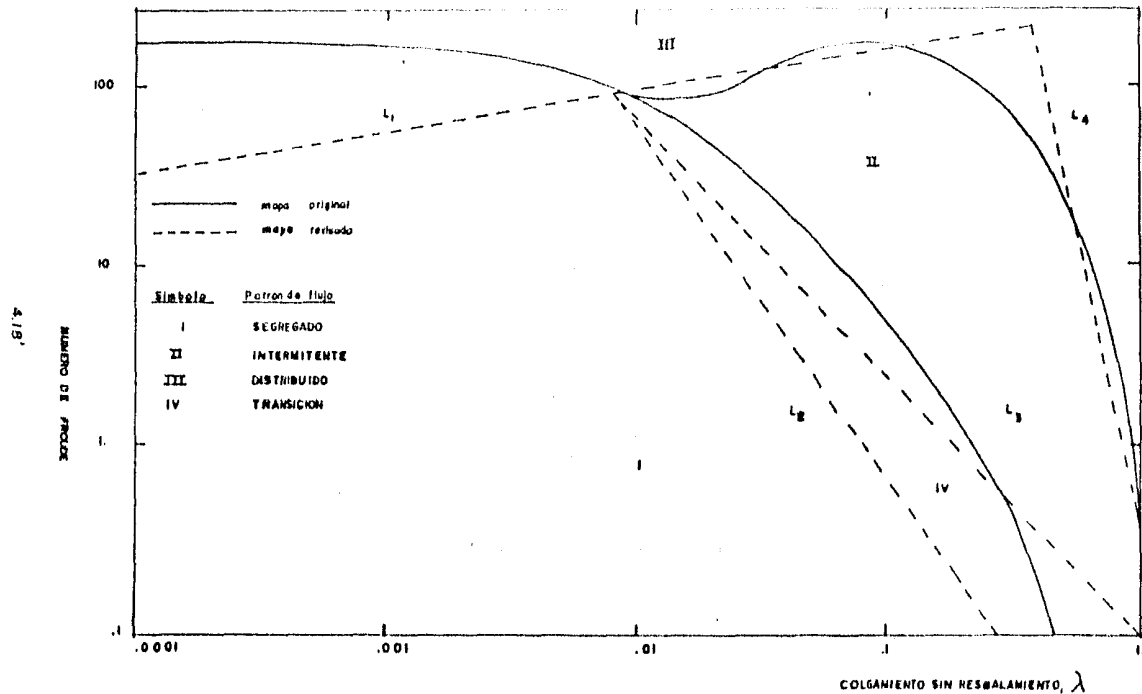


FIG. 43 MAPA DE PATRONES DE FLUJO PARA FLUJO HORIZONTAL.

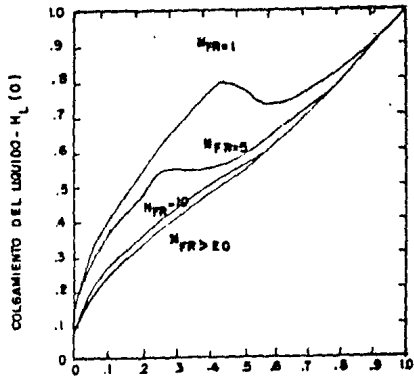


FIG. 4.4- CURVAS DE H_L vs λ

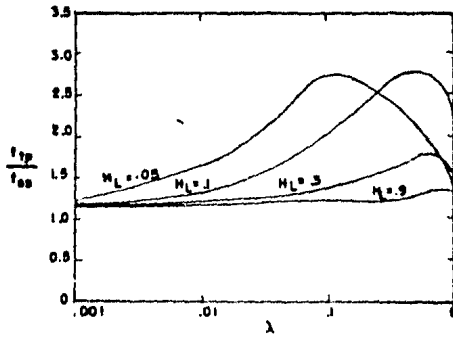


FIG. 4.5- FACTOR DE FRICION PARA DOS FASES.

$$L_1 = 316 \lambda^{0.302}$$

$$L_2 = 0.0009552 \lambda^{-2.4684}$$

$$L_3 = 0.1 \lambda^{-1.4516}$$

$$L_4 = 0.5 \lambda^{-6.738}$$

2. Se determina el tipo de patrón de flujo.

Patrón de Flujo	Condiciones
Segregado	$\lambda < 0.01$ y $N_{FR} < L_1$ ó $\lambda \geq 0.01$ y $N_{FR} < L_2$
Transición	$\lambda \geq 0.01$ y $L_2 < N_{FR} \leq L_3$
Intermitente	$0.01 \leq \lambda \leq 0.4$ y $L_3 < N_{FR} \leq L_1$ ó $\lambda \geq 0.4$ y $L_3 < N_{FR} \leq L_4$
Distribuido	$\lambda < 0.4$ y $N_{FR} \geq L_1$ ó $\lambda \geq 0.4$ y $N_{FR} > L_4$

Cuando el patrón de flujo es transición, el colgamiento del líquido debe de calcularse utilizando las ecuaciones para régimen segregado e intermitente mediante los siguientes factores de peso:

$$H_L(\text{transición}) = A \times H_L(\text{segregado}) + B \times H_L(\text{intermitente}) \quad \dots 4.38$$

donde:

$$A = \frac{L_3 - N_{FR}}{L_3 - L_2}$$

$$B = 1 - A$$

Se emplean las mismas ecuaciones para calcular el colgamiento del líquido para todos los patrones de flujo. Únicamente los coeficientes y exponentes difieren dependiendo del patrón.

El colgamiento se calcula como:

$$H_L(\delta) = H_L(0) \cdot \psi \quad \dots 4.39$$

donde $H_L(0)$ es el colgamiento que existiría para las mismas condiciones de flujo en una tubería horizontal. Este se calcula como:

$$H_L(0) = \frac{a \lambda^b}{N_{FR}^c} \quad \dots 4.40$$

donde a, b, y c se determinan dependiendo del patrón de flujo. Estos datos se encuentran en la Tabla 4.1

TABLA 4.1

Patrón de flujo	a	b	c
Segregado	0.98	0.4846	0.0868
Intermitente	0.845	0.5351	0.0173
Distribuido	1.065	0.5824	0.0609

El valor calculado de $H_{L(0)}$ está restringido a:

$$H_{L(0)} \geq \lambda_L$$

El factor de corrección del valor del colgamiento por el efecto de la inclinación de la tubería es:

$$\psi = 1 + C (\sin (1.8 \beta) - 0.333 \sin^3 (1.8 \beta)) \quad \dots 4.41$$

donde β es el ángulo de la tubería con respecto a la horizontal y

$$C = (1 - \lambda_L) \ln(\alpha \lambda_L^{e \frac{f}{N_{TV}} \frac{g}{N_{FR}}}) \quad \dots 4.42$$

Si $C < 0$, haga $C=0$

TABLA 4.2

Patrón de flujo	α	e	f	g
Segregado ascendente	0.011	-3.768	3.529	-1.614
Intermitente ascendente	2.96	0.305	-0.4473	0.0978
Distribuido ascendente	No corrección		C=0	-1
Todos los patrones descendente	4.70	-0.3692	0.1244	-0.5056

Uno de los problemas que encontraron Beggs y Brill es la existencia de una discontinuidad en la curva de (H_L vs λ) cuando se tienen valores pequeños del número de Froude al utilizar diferentes ecuaciones para el cálculo del gradiente de presión para los diferentes patrones de flujo. Aunque el colgamiento disminuye grandemente conforme el patrón de flujo cambia de segregado a intermitente, este cambio no es tan rápido como se indica en las ecuaciones. Esta situación hizo posible eliminar una zona de transición entre los diferentes patrones de flujo. Considerando además la presencia de discontinuidades, al utilizar ecuaciones para cada patrón se obtuvo una sola ecuación generalizada para el cálculo de los gradientes de presión que puede ser utilizada para todos los patrones de flujo y para cualquier ángulo de inclinación de las tuberías.

La ecuación general establecida es:

$$-\frac{dp}{dh} = \frac{1}{144} \left[\frac{\frac{g_c}{g} \sin \theta \dot{q}_m + \frac{f_{tp} v_m^2}{2 g_c (d/12)^5}}{1 - \frac{v_m v_{sg} \dot{q}_m}{g_c \bar{P}}} \right] \dots 4.43$$

O bien

$$-\frac{dp}{dh} = \frac{1}{144} \left[\frac{\frac{g_c}{g} \sin \theta \dot{q}_m + \frac{f_{tp} \rho_{ns} v_m^2}{2 g_c (d/12)^5}}{1 - \frac{v_m v_{sg} \dot{q}_m}{g_c \bar{P}}} \right] \dots 4.44$$

identificándose los diferentes gradientes:

$$\frac{dp}{dh} = \frac{\left(\frac{dp}{dh}\right)_e}{1} + \frac{\left(\frac{dp}{dh}\right)_f}{E_K}$$

θ es el ángulo de inclinación de la tubería

$\theta = 0$, se tiene la ecuación para flujo horizontal.

por lo que

$$\frac{dp}{dh} = \frac{\left(\frac{dp}{dh}\right)_f}{1 - E_K}$$

$$\left(\frac{dp}{dh}\right)_f = \frac{f_{tp} \bar{w}_m v_m}{144 (2g_c) (d/12) A} = \frac{f_{tp} \bar{w}_m v_m}{24 g_c d A}$$

pero: $A = 0.00545 d^2$ (pies)

$$v_m = \bar{w}_m / (\rho_{ns} A)$$

por lo que:

$$\left(\frac{dp}{dh}\right)_f = \frac{f_{tp} \bar{w}_m^2}{24 g_c d^5 (0.00545)^2} = \frac{43.534 f_{tp} \bar{w}_m^2}{\rho_{ns} d^5}$$

En cuanto el término por aceleración, E_K

$$E_K = \frac{v_m v_{sg} \rho_m}{144 g_c \bar{p}}$$

pero:

$$v_{sg} = \frac{W_g}{A \rho_{ns}} \quad v_m = \frac{W_m}{A \rho_{ns}}$$

Por lo que:

$$E_K = \frac{\rho_m W_m W_g}{144 A^2 \rho_{ns} \rho_g g_c \bar{p}} = \frac{\rho_m W_m W_g}{(0.00545)^2 d^4 \rho_{ns} \rho_g g_c \bar{p}} \quad (144)$$

(144)

$$E_K = \frac{7.2557 \bar{\rho}_m v_m W_g}{\rho_{ns} \bar{p} d^4 \rho_g} \quad \dots 4.45$$

La ecuación para determinar el gradiente de presión en flujo horizontal es entonces:

$$\frac{\Delta p}{\Delta h} = \frac{43.539 f_{tp} v_m^2}{\rho_{ns} d^5 (1 - E_K)} \quad \dots 4.46$$

O bien

$$\frac{\Delta p}{\Delta h} = \frac{12.929 \times 10^{-4} f_{tp} v_m^2 \rho_{ns}}{d (1 - E_K)} \quad \dots 4.47$$

4.4.2 Procedimiento de cálculo.

5. Calcule el colgamiento con la Ec. 4.39 y ρ_m - con la Ec. 4.8
6. Determine el valor de Σ_k con la Ec. 4.40 . Si se consideran despreciables las pérdidas de presión por aceleración haga $\Sigma_k = 0$.
7. Con las Ecs. 3.47 a 3.53 , determine f_{tp} .
8. Obtenga $(\Delta p / \Delta L)$ aplicando la Ec. 4.41 o 4.42 y con este valor la ΔL correspondiente a la Δp supuesta.

REFERENCIAS.

CAPITULO IV.

1. Bertuzzi, A. F., Tok, M. R. y Poettmann, F. H. : "Simultaneous - Flow of Liquid and Gas Through Horizontal Pipe" Trans. AIME (1956)
2. Lión, T. : "Cálculos de Flujo en Tuberías Mediante Calculadoras - Programables de Bolsillo" Subgerencia de Ingeniería de Pozos, - Abril (1980).
3. Eaton, P. A. et al. : "The Prediction of Flow Patterns, Liquid - Holdup and Pressure Losses During Two-Phase Flow in Horizontal Pipe- Lines " J. P. T. Junio (1987).
4. Lockhart, R. W. y Martinelli, R. C. : "Proposed Correlation of - Data for Isothermal Two-Phase Component Flow in Pipes Lines", Chem. Eng. Prog. (1949).

CAPITULO 5

FLUJO A TRAVES DE ESTRANGULADORES, RESTRICCIONES Y CONEXIONES.

Para la adecuada interpretación del comportamiento de un pozo fluuyente, se hace necesario tener un buen conocimiento del efecto que sobre éste tiene la colocación de estranguladores superficiales. Prácticamente todos los pozos fluientes utilizan algún tipo de restricción -lográndose, por este medio, regular el gasto de producción. Muy pocos pozos se encuentran produciendo sin ningún tipo de restricción, encontrándose por tanto, produciendo al gasto máximo que sus condiciones le permitan.

El hecho de regular la presión en la cabeza del pozo puede requerirse por alguna de las siguientes razones.

1. Mantener la suficiente contrapresión para prevenir la entrada de arena.
2. Protección del equipo superficial.
4. Prevenir la conificación del agua.
5. Producir el yacimiento a un gasto más adecuado.

Desafortunadamente, la solución de los problemas de flujo multifásico a través de estranguladores no han sido satisfactoriamente resueltos. La mayoría de las correlaciones obtenidas por diversos autores --son sólo útiles para el caso de flujo crítico; esto es, cuando la presión corriente abajo es aproximadamente menor que la mitad de la presión corriente arriba del estrangulador. Pero, es muy importante --también que las correlaciones se cumplan para los casos extremos, sea flujo sólo de gas o sólo de líquido. Las correlaciones obtenidas experimentalmente, se ajustan a los rangos manejados por el investigador;--

pero en la mayoría de los casos se tiene desconocimiento de su presión fuera de estos límites.

5.1 FLUJO CRÍTICO.

El flujo crítico de un fluido se define como el flujo de éste a una velocidad equivalente a la velocidad de propagación de una onda de sonido a través del fluido mismo. Es decir, que cuando existe flujo crítico, la velocidad relativa del fluido en cualquier punto (V_f en pies/seg) deberá de ser equivalente a la velocidad de propagación de la onda sónica (V_p en pies/seg) para el punto dado; esto es: $V_f/V_p = \text{Número Mach} = 1.00$

Para gases, el flujo crítico se presenta aproximadamente cuando la relación entre la presión corriente abajo y la presión corriente arriba es aproximadamente 0.528. Para un estrangulador colocado en la cabeza de un pozo, si:

$\frac{P_e}{P_{th}} > 0.528$ se tiene flujo subcrítico.

$\frac{P_e}{P_{th}} < 0.528$ se tiene flujo crítico.

5.2 FLUJO A TRAVES DE ESTRANGULADORES.

La mayoría de las correlaciones de flujo multifásico a través de estranguladores son válidas únicamente para el caso de flujo crítico. Los estranguladores que se instalan en la boca del pozo para controlar la producción, están basados en el principio del flujo crítico. Si existe flujo sónico a través del estrangulador la presión corriente arriba es independiente de la presión que prevalezca en el sistema de recolección (línea de descarga, separadores, bombeo y tanques de almacenamiento). Se infiere que el control de la producción se logrará cuando las fluctuaciones de presión en el sistema de recolección no se reflejen en la formación productora, provocando fluctuaciones en la producción. Esta situación prevalecerá usando un estrangulador que permita obtener la producción deseada bajo condiciones de flujo sónico.

5.2.1 Correlación de Gilbert,² Ros,³ Baxendell,⁴ Achong.⁵

Utilizando datos de producción de algunos pozos del área de California, Gilbert obtuvo una fórmula que puede ser considerada como una guía para la determinación del diámetro del estrangulador, usando para ello un procedimiento de ensaye y error. En el desarrollo de la fórmula, se supone que la velocidad real de la mezcla a través del estrangulador excede la velocidad del sonido; sin embargo, la presión corriente abajo o en la línea de descarga no tiene efecto sobre la presión corriente arriba. La velocidad sónica del fluido se sabe que se alcanza cuando la presión corriente arriba es algo menos que el doble de la presión corriente abajo. Por otra parte, Gilbert notó que su fórmula era buena cuando la presión corriente abajo era menos que 0.70 de la presión corriente arriba.

Achong⁵, desarrolló una correlación muy similar a la de Gilbert, utilizando en ello datos de pozos en el Lago de Maracaibo. En la derivación de su correlación, principió con una fórmula para predecir las pérdidas de presión a través de un estrangulador, en una forma tan simple como sigue:

$$\Delta p_e = \frac{C q R}{A} \quad \dots 5.1$$

q, gasto del líquido

R, relación gas-líquido

A, área transversal del estrangulador

C, ctte, cuyo valor depende de q, R, P y A

donde una fórmula mas general y con menos error es:

$$\Delta p_e = \frac{C q R^n}{A^m} \quad \dots 5.2$$

los coeficientes n y m deberán determinarse a partir de datos de campo, y en ellos considerarse la influencia de la temperatura, la densidad - relativa del gas, etc.

Ros³ orientó su trabajo al flujo de mezclas con alta relación -- gas-aceite, en las que el gas fue la fase continua. Beggs y Brill¹², - analizaron la ecuación de Ros presentándola en una forma más explícita, obteniendo una expresión similar a la propuesta por Gilbert², pero con coeficientes diferentes. Aparentemente la expresión se comprobó con da tos de campo.

Utilizando datos adicionales Baxendell⁴ actualizó la ecuación de Gilbert, modificando también los coeficientes.

La forma general de las ecuaciones desarrolladas por los investigadores citados es:

$$P_1 = \frac{x q_1 R^y}{d_c^z} \quad \dots 5.3$$

donde:

P_1 - presión corriente arriba (lb/pg²)

q_1 - gasto del líquido (bl/dfa)

R - relación gas-líquido (pie³/bl)

d_c - diámetro del estrangulador (64 avos de pg)

Correlación	constantes		
	x	y	z
Gilbert	10.00	0.546	1.89
Ros	17.40	0.500	2.00
Baxendell	9.56	0.546	1.93
Achong	3.82	0.650	1.88
Pilehvari	46.666	0.313	2.111*

* discutida más adelante.

5.2.2. Correlación de Poettmann y Beck.⁶

Valiéndose de un análisis de una ecuación de balance de energía, Ros³ desarrolló una correlación para determinar el flujo crítico de -- aceite y gas a través de una restricción. Basándose en este trabajo, - Poettmann y Beck⁶ realizaron un análisis teórico del flujo simultáneo de gas-líquido a velocidad sónica a través de orificios y una correlación para el comportamiento PVT de los fluidos. No se consideró producción de agua.

Para que exista flujo crítico se supuso que la presión corriente abajo debe ser al menos de 0.55 de la presión en la boca del pozo. Bajo estas condiciones el gasto en el estrangulador es sólo función de - la presión corriente arriba y de la relación gas-aceite.

La ecuación establecida por Poettmann-Beck es:

$$q_o = \frac{1.549 d_c^2}{73.856 \rho_o + \gamma_g R} \sqrt{\frac{9273.6 P_1}{v_1 (1 + 0.5 m)}} \left[\frac{0.4513 r + 0.766}{r + 0.5663} \right] \quad \dots 5.4$$

donde:

$$r = \frac{0.00504 T_1 Z_1 (R - R_s)}{P_1 B_o} \quad \dots 5.5$$

$$m = \frac{1}{1 + r (\rho_g / \rho_o)} \quad \dots 5.6$$

$$v_1 = m / \rho_o \quad \dots 5.7$$

donde:

r = Relación gas libre aceite a condiciones de flujo.

v = Volumen específico del líquido (pies³ de liq./lb de mezcla).

m = Masa de líquido por unidad de masa de mezcla.

5.2.3. Ecuación de Ashford.⁷

A partir de un balance de energía y considerando que el fluido se expande politropicamente al pasar por el estrangulador, Ashford⁷ derivó una ecuación que describe el flujo multifásico, bajo condiciones sónicas, a través de un orificio.

Para compensar la ecuación por las suposiciones incluidas en su desarrollo se introdujo en ella un coeficiente de descarga. Sin embargo al evaluarla, comparando sus resultados con datos medidos en 14 pozos, se encontró que el coeficiente de descarga resultaba muy cercano a la unidad.

En su derivación Ashford supuso relación de calores específicos k=1.04 y una relación de presiones, para obtener flujo sónico en el orificio, de 0.544.

La ecuación propuesta por Ashford es:

$$q_o = \frac{1.53 d_c^2 P_1 \left[\left[(T_1 + 460) Z_1 (R-Rs) + 151 P_1 \right] c_1 \right]^{0.5}}{(Bo+WDR)^{0.5} \left[(T_1 + 460) Z_1 (R-Rs) + 111 P_1 \right] c_1}$$

...5.8

donde:

$$c_1 = \gamma r_0 + 0.000217 \gamma_g R_s + \text{WOR} \gamma_w \quad \dots 5.9$$

dc = diámetro del estrangulador (64 avos de pg)

5.2.4 Modelo de Ashford y Pierce⁸.

F.E. Ashford y P.E. Pierce, desarrollaron un modelo matemático que relaciona la capacidad de flujo de gas-líquido con la caída de presión en válvulas de seguridad subsuperficiales, tanto para flujo crítico como flujo subcrítico. Al continuar con el estudio de esta teoría ha surgido un modelo que interpreta en forma dinámica el comportamiento del orificio y se puede utilizar con un alto grado de confianza para estimar las caídas de presión para el flujo multifásico a través de estranguladores.

Este modelo presenta las siguientes características:

- a. Considera la expansión adiabática del gas fluyendo simultáneamente con aceite y agua a través de la restricción, mediante la relación de expansión politrópica.
- b. Considera no sólo el gas libre, sino también el gas en solución que fluye simultáneamente con el aceite en la fase líquida.
- c. Incorpora una expresión mejorada para el cálculo del gasto del líquido por libra masa de fluido.
- d. Predice la relación de presiones críticas bajo las condiciones de operación establecidas.
- e. Estima las caídas de presión debidas a la restricción del flujo para gastos de aceite, gas y agua, conociendo las propiedades físicas del fluido.

La validez del modelo se verificó con pruebas de campo diseñadas específicamente. De estas pruebas se obtuvieron valores del coeficiente de descarga en función del diámetro del orificio. Dichos resultados son:

Diámetro del orificio (pg)	Coefficiente de descarga.
14/64	1.1510
16/64	1.0564
20/64	0.9760

La ecuación obtenida por los autores es:

$$q_o = 1.97058 C d_c^2 \alpha \beta \quad \dots 5.10$$

$$\alpha = (B_o + WOR)^{-0.5} \quad \dots 5.11$$

$$\beta = \frac{\left[\frac{0.00504 C_1 (T_1 + 460) Z_1 (R-R_s) (1-X)^{1/C_1} + P_1 (1-x)}{C_2^2 / C_2} \right]^{0.5}}{1 + 0.00504 \frac{(T_1 + 460) Z_1}{P_1} (R-R_s) X^{-1/k}} \quad \dots 5.12$$

donde

$$C_2 = 62.4 Y_{ro} + 0.01353 Y_g R + 67 WOR \quad \dots 5.13$$

$$k = C_p / C_v \quad \dots 5.14$$

$$C_1 = k / (k-1) \quad \dots 5.15$$

$$x = p_2 / p_1 \quad \dots 5.16$$

5.2.5 Correlación de Omaña.⁹

Omaña⁹ desarrolló una correlación para flujo crítico a través de estranguladores, relacionando el gasto, la presión corriente arriba del estrangulador, la relación gas-líquido, la densidad de los líquidos y el tamaño del orificio. La correlación se obtuvo a partir de datos experimentales, utilizando como fluidos de prueba agua y gas natural. Aunque los resultados obtenidos utilizando la correlación se ajustan adecuadamente con los datos medidos experimentalmente, la correlación se ve restringida en su utilidad debido a las siguientes razones:

- a. Limitado a estranguladores con diámetros comprendidos entre 4 a 16/64 de pg.
- b. Gasto máximo de 800 bl/día.
- c. Presiones de 400 a 100 lb/pg².
- d. Se utilizó agua en lugar de aceite en los procedimientos experimentales.

Las condiciones de flujo crítico se fijaron para una relación de presiones igual o menor de 0.546 y una relación gas-líquido mayor de 1.0. Cabe también mencionar que la experimentación se efectuó con el estrangulador en posición vertical, pero la correlación muestra una gran utilidad para diseñar estranguladores en la boca del pozo así como estranguladores de fondo.

La ecuación establecida, mediante un análisis de regresión múltiple, es:

$$q_L = \frac{N_q}{1.84 (\rho_L/q) 1.25} \quad \dots 5.17$$

donde :

$$N_q = 0.263 N^{-3.49} (N_p)^{3.19} (Q)^{0.657} (N_d)^{1.8} \quad \dots 5.18$$

$$N = \rho_g / \rho_L \quad \dots 5.19$$

$$N_p = 0.0174 P_1 / (\rho_L \sigma)^{0.5} \quad \dots 5.20$$

$$Q = \frac{1}{1 + \frac{(R - R_s) Bq}{5.615 B_o}} \quad \dots 5.21$$

$$N_d = 120.872 d_c (\rho_L / \sigma)^{0.5} \quad \dots 5.22$$

La secuencia de cálculo para aplicar la correlación de Omaña - puede sintetizarse en los pasos siguientes:

1. Calcular ρ_g , ρ_L y σ a la presión y temperatura existentes antes del estrangulador.
2. Evaluar N , N_p , Q y N_d , a las condiciones prevaletientes corriente arriba del estrangulador.
3. Obtener N_q con la Ec. 5.18 y q_L con la Ec. 5.17.

Antes de usar la Ec. 5.17 es conveniente comprobar su validez y ajustarla para las condiciones de flujo observadas en un campo. El ajuste se efectúa introduciendo una constante o coeficiente de descarga del orificio (C) definido por:

C = gasto medido/gasto calculado.

5.2.6 Método de Pilehvari.¹⁰

Basándose en doscientos puntos tomados en la frontera de flujo crítico, para diferentes condiciones de operación, utilizando como fluidos de prueba agua y aceite Ali A. Pilehvari¹⁰ obtuvo una variación a la teoría de flujo crítico multifásico a través de estranguladores. Como resultado del estudio experimental se lograron dos nuevas correlaciones, una para estimar la caída de presión en la frontera de flujo crítico-flujo subcrítico y otra para predecir el gasto de líquido producido en la frontera de flujo crítico cuando fluyen simultáneamente líquido y gas. Para la obtención de los datos necesarios para el desarrollo de las correlaciones se cubrieron un amplio rango en el gasto de gas, gasto de líquido, presión corriente arriba y regímenes de flujo en dos fases, con tamaños de estrangulador de 16, 20, 24, 28 y 32/64 de pulgada.

En el desarrollo teórico de la primera correlación se utilizó la ecuación modificada de Bernoulli para fluidos incompresibles, donde se asume que la fase líquida y gaseosa viajan como un fluido único. La fricción, la expansión y las pérdidas por transferencia de calor se consideran despreciables; las propiedades físicas de los fluidos se calculan a la temperatura y presión corriente arriba del estrangulador.

La caída de presión para flujo bifásico puede ser calculada de la siguiente manera:

$$\Delta p = \frac{\rho_{ns} \cdot v_m^2}{2 g_c C_d^2} \quad \dots 5.23$$

Para el cálculo del coeficiente de descarga C_d , deberá emplearse el siguiente procedimiento:

1. Se obtiene el número de Reynolds para dos fases.

$$N_{Re} = \frac{1.9375 \rho_{ns} v_{Ei} d_c}{\mu_{ns}} \quad \dots 5.24$$

2. Se determina el valor de la relación gas-líquido insitu, definida como la relación volumétrica del gas y el líquido a condiciones corrientes arriba del estrangulador. Es equivalente a la relación velocidades superficiales de gas y del líquido.

$$R_{insitu} = \frac{v_{sg}}{v_{sl}} \quad \dots 5.25$$

3. Se calcula el factor de expansión (Y), con el cual se consideran los efectos de compresibilidad del fluido.

$$Y = 1.0 - (0.41 + 0.35 \beta^4) \left(\frac{1}{K} \right) \left(\frac{\Delta p}{P_1} \right) \quad \dots 5.26$$

donde:

$$\beta = \frac{d_c}{64 d_t} \quad \dots 5.27$$

$$k = C_p / C_v$$

4. Finalmente se obtiene el valor de C_d

$$C_d = 0.0861 Y (R_{insitu})^{-0.062} (N_{Rens})^{0.171} \quad \dots 5.28$$

El cálculo de la caída de presión requiere de un procedimiento iterativo debido a la dependencia de (Y) sobre (Δp) , inicialmente se deberá suponer una caída de presión (Δp) y calcularse (Y) ; los valores de R_{insitu} y de N_{Rens} se evalúan a condiciones corriente-arriba. Una vez determinado el valor de C_d , se procede a calcular el valor de (Δp_c) con la ecuación (5.23). A continuación la caída de presión calculada deberá compararse con la supuesta, si la diferencia es mayor que una tolerancia fijada, la (Δp_c) calculada pasará a ser la supuesta, repitiéndose el proceso hasta que la diferencia sea menor o igual a la tolerancia.

La ecuación que predice el comportamiento de flujo crítico --- cuando la relación gas-líquido es menor o igual a 1000 pies³/bl, esta blecida por Pilehvári, ajustada al modelo usado por Gilbert, es la siguiente:

$$P_1 = \frac{46.666 q_L R^{0.313}}{d_c^{2.111}} \quad \dots 5.29$$

5.3 FLUJO A TRAVES DE VALVULAS Y CONEXIONES.

Sobre este tema es poco lo que se ha escrito, la información con que se cuenta es resultado de investigaciones realizadas para flujo monofásico; por lo que se hace necesario realizar investigaciones para tener un mejor conocimiento de la influencia de las conexiones sobre el flujo multifásico. Crane¹¹, clasificó a las conexiones como bifurcadoras, reductoras, expansoras y deflectoras de flujo. Algunos ejemplos de conexiones bifurcadoras son las tes, uniones múltiples, etc. Las conexiones reductoras o expansoras incluyen reductores, cuerpos estranguladores, expansiones súbitas, etc. Las conexiones en las cuales se cambia la dirección de flujo se denominan conexiones deflectoras entre ellas pueden contarse los codos, curvaturas, conexiones a 180°.

5.3.1 Conceptos de la longitud equivalente.

La forma general de tratar los problemas del manejo de válvulas y conexiones, es convertir a una longitud equivalente, sea en diámetro de tubería o en longitud de tubería recta considerando el mismo diámetro, con lo que se puede determinar la pérdida de presión o tamaño de tubería correspondiente a la conexión bajo consideración. Es recomendable que la longitud equivalente que se determine utilizando ecuaciones logradas bajo condiciones de flujo monofásico se multiplique por un factor de 3 a 5 para condiciones de flujo multifásico. Para relaciones gas-aceite mayores de 1,000 pie³/bl empleese el valor de 5, y para relaciones menores de 500 pie³/bl un valor de 3 puede ser usado.

Por ejemplo, la Fig. 5.1, muestra dos líneas de flujo, una en la que existe una válvula que causa una restricción al flujo y la segunda sin ella. La caída de presión Δp_1 es más grande que la Δp_2 .

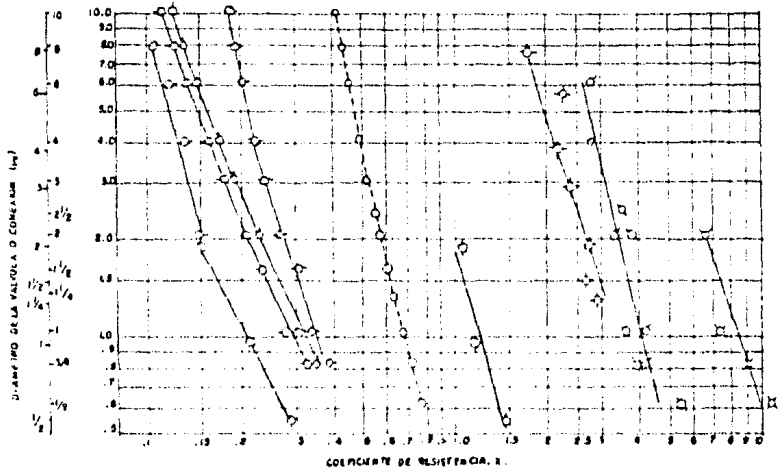
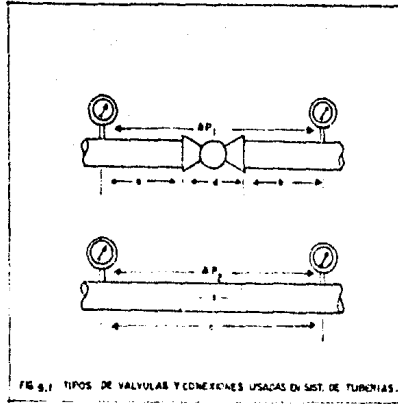


FIG. 9.2 VARIACION DEL COEFICIENTE DE RESISTENCIA

Crane¹¹, presentó una explicación muy simple del concepto de - la longitud equivalente. Si se considera la caída de presión por aceleración, representada como una columna de fluido, se denomina entonces "Carga por Velocidad", definida de la siguiente manera:

$$h = \frac{v^2}{2g} \quad \dots 5.30$$

donde:

h = decremento en la carga estática (pies) debido a la velocidad, (pie/seg).

En el caso de incorporarse una válvula o una conexión a la línea se tiene que:

$$h_1 = K \frac{v^2}{2g} \quad \dots 5.31$$

donde:

K = es el coeficiente de resistencia, el cual se define como - el número de cargas de velocidad que representan a la válvula - o a la conexión.

Puede representarse la misma pérdida de carga para una tubería recta por medio de la ecuación de Darcy:

$$h_1 = \left(f \frac{L}{D} \right) \frac{v^2}{2g} \quad \dots 5.32$$

de donde

$$K = \frac{L}{D}$$

... 5.33

La relación L/D es la longitud equivalente en diámetros de tubería recta la cual provoca la misma caída de presión que la conexión bajo las mismas condiciones de flujo.

Crane preparó la Fig. 5.2 y la Tabla 5.1 a partir de una gran cantidad de datos experimentales. Como se nota en la figura, el valor de K varía con el diámetro de la conexión de manera similar que el factor de fricción para una tubería, y el valor de la longitud equivalente L/D tiende a hacerse constante para varios diámetros de una determinada línea de conexiones. En el rango de flujo de completa turbulencia el valor de K para un diámetro dado y el valor de L/D son constantes. En la zona de transición se supone que el valor de L/D es constante y que K varía de la misma manera que el factor de fricción.

TABLA 5.1
Variación del Coeficiente de resistencia K.

Símbolo (Fig. 5.2)	Elemento de Prueba	Autor
○	Tubería estándar 40	Moody ASME Trans., Nov. 1944
○	Válvula de compuerta cuerpo hierro 125 lb	Univ. Wisconsin Exp. Sta. Bull. Vol 9, 1922
○	Válvula de compuerta acero 600 lb	Crane
○	Codo 90° (R/D = 2)	Pigott ASME Trans. , 1950
○	Codo 90° (R/D = 3)	Pigott ASME Trans., 1950
○	Codo 90° (R/D = 1)	Pigott ASME Trans. , 1950
○	Válvula de compuerta ariento reducido acero 600 lb.	Crane
○	Válvula de bola acero 200 lb.	Crane-Armour
○	Válvula globo hierro 125 lb.	Crane-Armour
○	Válvula mariposa bronce 125 lb.	Crane.
○	Válvula globo bronce 125 lb.	Crane

TABLA 5.2
Coeficientes para curvaturas

Investigador	Diámetro D/d	Símbolo (Fig. 5.4)
Dalch	3	●
Davis	2	○
Prichmore	3	■
Prichmore	4	□
Hofmann	1.7 (tub. rugosa)	▲
Hofmann	1.7 (tub. lisa)	△
Vogel	6, 8 y 10	▼
Bojij	4	◆

TABLA 5.1
Variación del Coeficiente de resistencia K.

Símbolo (Fig. 5.2)	Elemento de Prueba	Autor
○	Tubería estándar 40	Moody ASME, Trans., Nov. 1944
○	Válvula de compuerta cuerpo hierro 120 lb	Univ. Wisconsin Exp. Sta. Bull. Vol 9, 1922
○	Válvula de compuerta acero 600 lb	Crane
○	Codo 90° (R/D = 2)	Pigott ASME Trans., 1950
○	Codo 90° (R/D = 3)	Pigott ASME Trans., 1950
○	Codo 90° (R/D = 1)	Pigott ASME Trans., 1950
○	Válvula de compuerta acero redondeado acero 600 lb.	Crane
○	Válvula de bola acero 200 lb.	Crane-Armour
○	Válvula globo hierro 125 lb.	Crane-Armour
○	Válvula mariposa bronce 125 lb.	Crane.
○	Válvula globo bronce 125 lb.	Crane

TABLA 5.2
Coeficientes para curvaturas

Investigador	Difusor R/D	Símbolo (Fig. 5.4)
Belch	3	●
Davis	2	○
Wrightmore	3	⊗
Frichtmore	4	□
Hofmann	1,7 (tub. rugosa)	▲
Hofmann	1,7 (tub. lisa)	△
Vogel	6, 8 y 10	▼
Reif	4	◆

5.3.2. Coeficiente de Flujo.

Algunas compañías han seleccionado expresar las características de flujo en las válvulas en términos del coeficiente de flujo, C_v . --- El coeficiente C_v se define como el flujo de agua a una temperatura de 60°F, en galones/minuto, para una caída de presión de 1 lb/pg². Para este coeficiente, Crane, proporciona la siguiente ecuación:

$$C_v = \frac{29.9 d^2}{\sqrt{f L/D}} = \frac{29.9 d^2}{\sqrt{K}} \quad \dots 5.34$$

donde:

L = longitud (pies).

D = diámetro (pies).

Definiéndose el gasto como:

$$q = \frac{C_v}{42} \sqrt{\frac{\Delta P}{\rho} \frac{62.4}{\rho}} = \frac{7.9}{42} \sqrt{C_v^2 \frac{\Delta P}{\rho}} \quad \dots 5.35$$

Crane¹¹, notó que las diferencias causadas por el tipo de unión, fuera soldada, atornillada o pestaña, eran insignificantes. -- También se encontró que las caídas de presión debidas a las uniones, coples y juntas tipo pestaña eran despreciables.

5.3.3 Flujo secundario en curvaturas.

Crane¹¹, encontró que cuando un fluido pasa alrededor de una curvatura, sea para condiciones de flujo turbulento o lento, forman un movimiento rotatorio al que se conoce como "flujo secundario". Este movimiento se ilustra en la Fig. 5.3

Crane¹¹, proporciona las siguientes condiciones y explicaciones, para el manejo de este problema:

Resistencia de flujo a través de curvaturas.

Las pérdidas de presión a través de una curvatura convencionalmente se suponen consistente en: 1) pérdidas debidas a la curvatura; - 2) las pérdidas en la tangente del flujo corriente abajo; 3) pérdidas debidas a la longitud.

Esto es:

$$h_t = h_p + h_c + h_L \quad \dots 5.36$$

donde:

h_t = pérdida total, en pies de fluido.

h_p = pérdidas en la tangente del flujo corriente abajo, en pies de fluido.

h_c = pérdidas debido a la curvatura, en pies de fluido.

h_L = pérdidas en la curva debido a la longitud, en pies de fluido.

si:

$$h_b = h_p + h_c \quad \dots 5.37$$

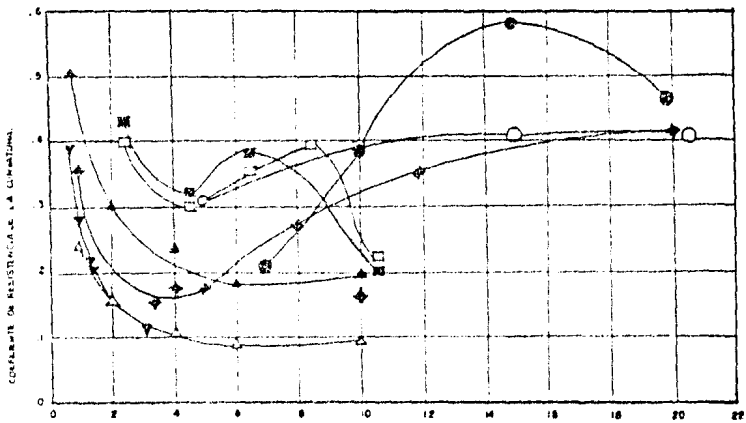
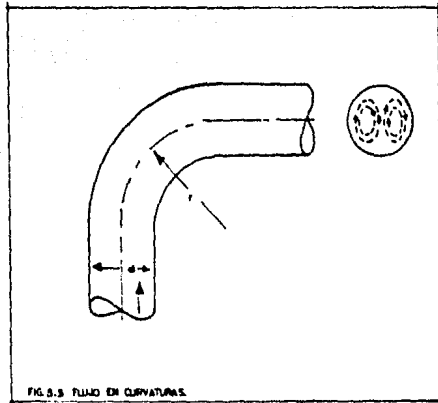


FIG. 5.4 VARIACION DEL COEFICIENTE DE RESISTENCIA EN CURVATURAS

entonces:

$$h_t = h_b + h_L \quad \dots 5.38$$

Sin embargo, el término h_b puede ser expresado como una función de la carga de velocidad:

$$h_b = K_b \frac{v^2}{2g} \quad \dots 5.39$$

donde:

K_b = coeficiente de la curvatura

v = velocidad a través de la tubería, (pies/seg).

Se ha intentado establecer una correlación entre K_b y el radio relativo, r/d (relación entre el radio de curvatura y el diámetro interno de la tubería). Esta correlación se incluye en la Fig. 5.4 y en la Tabla 5.2

5.3.4 Otras resistencias al flujo.

Las pérdidas de presión debidas a expansiones o reducciones, pueden también ser expresadas como:

$$h_L = K \frac{v^2}{2g} \quad \dots 5.40$$

5.3.5 Recomendaciones.¹

Desafortunadamente los efectos de curvaturas, conexiones, y otros dispositivos normalmente colocados en las tuberías y que provocan un cambio en el flujo, no han sido establecidos para condiciones de flujo multifásico. Brown¹, sugiere el siguiente procedimiento como una posible solución al problema:

1. Se establecen las pérdidas de presión para condiciones de flujo monofásico para la sección de tubería utilizada.
2. Se determinan las caídas de presión para condiciones de flujo multifásico para la misma sección de tubería del paso anterior.
3. Se establece la longitud equivalente de las conexiones, curvaturas, etc., para condiciones de flujo monofásico.
4. Se multiplica la longitud equivalente determinada en el paso (3) por la relación paso 2/paso 1 y la longitud equivalente lograda, utilizase para determinar la pérdida de presión en condiciones de flujo multifásico.

REFERENCIAS.

CAPITULO V.

1. Brown, K.E. y otros : Technology of Artificial Lift Methods Vol. 1, Tulsa Oklahoma; Penn Well Publishing Co.
2. Gilbert, W.E. : "Flowing and Gas Lift Well Performance", Drill. - and Prod. Pract. (1954).
3. Pos, N.C. : "An Analysis of Critical Simultaneous Gas/Liquid Flow - Through a Restriction and its Application to Flowmetering" Appl. - Sciences Res., Sec. A (1960).
4. Baxendell, P.R. : "Bean Performance - Lake Well" S/R.
5. Achong, I. : "Revised Bean Performance Formula for Lake Maracaibo Wells" S/R.
6. Poettmann, F.H. y Beck, R.L. : "New Charts Developed to Predict Gas Liquid Flow Through Chokes", World Oil, Marzo (1963).
7. Ashford, F.E. : "An Evaluation of Critical Multiphase Flow Performance Through Wellhead Chokes", J.P.T. Agosto (1974).
8. Ashford, F.E. y Pierce, D.E. : "The Determination of Multiphase - Pressure Drops and Flow Capacities in Down-Hole Safety Valve " - SPE 4161 AIME 49th Fall Meeting, Octubre (1974).
9. Ocaña, R. : "Multiphase Flow Through Chokes" SPE 2682, 44th Fall Meeting, Octubre (1969).

10. Pilschvari A. Ali: "Experimental Study of Critical Two-Phase Flow Through Wellhead Chokes" The University of Tulsa, Fluid Flow Projects, 1981.
11. Crane Co. : "Flow of Fluids Through Valves, Fittings, and - Pipe" Technical Paper No. 410 (1973).

CAPITULO 6.

ANALISIS NODAL - FUNDAMENTOS.

El conocimiento amplio del sistema de producción de un pozo, proporciona los medios para su adecuado manejo y control, dando la pauta para posibles operaciones de mejoramiento que tienen por objeto la optimización del sistema.

La utilización del análisis de sistemas - análisis nodal - tanto para pozos fluentes, como aquellos que tienen instalado un método artificial de producción (siendo el análisis nodal más ampliamente utilizado en el bombeo neumático) no es de ninguna manera una técnica reciente, varios investigadores^{1,2,3} se han valido de este tipo de enfoque como el medio más adecuado de estudio del comportamiento de pozos fluentes. A últimas fechas, se ha simplemente dado a esta técnica una nueva orientación, proporcionándose un procedimiento sistemático de aplicación.

El análisis nodal de sistemas, evalúa un sistema de producción - dividiéndolo en tres componentes básicos:

- + Flujo a través del medio poroso.
- + Flujo a través de la tubería vertical (T.P.).
- + Flujo a través de la tubería horizontal (L.D.).

Para predecir el comportamiento del sistema, se obtiene la caída de presión en cada componente. El procedimiento para la obtención de las caídas de presión, comprende la asignación de nodos en varias de las posiciones claves dentro del sistema.

El empleo del concepto nodal permite evaluar el efecto que cada uno de los componentes tiene sobre el sistema, pudiéndose por tanto determinar aquella posible restricción o "cuello de botella", que resta continuidad y que restringe el funcionamiento del resto de los componentes y por ende del total del sistema.

El análisis nodal da respuesta, en forma sencilla, a problemas complejos, tales como aquellos en los que se desea estudiar el comportamiento de estranguladores, válvulas de seguridad, etc. En este capítulo se presenta el análisis nodal solamente en su empleo para pozos fluyentes, variando la colocación del nodo de solución o incógnita y proporcionándose el procedimiento de solución a seguir.

6.1 COMPORTAMIENTO DE POZOS FLUYENTES.

Para el adecuado entendimiento del comportamiento de un pozo fluyente es necesario considerar, de una manera simultánea, los diversos componentes que constituyen al sistema de producción. Cada componente es una parte integrante, por tanto, cualquier factor que influya su comportamiento, influenciará también al resto del sistema. Estos componentes son:

- a. El Yacimiento.
(Comportamiento de flujo del yacimiento al pozo).
- b. Sistema Subsuperficial.
(Comportamiento del flujo vertical).
- c. Sistema Superficial.

Cada componente se encuentra interconectado con el resto en forma de camino único, por lo que se tendrán que considerar los diversos medios que existen en el campo para dar una adecuada continuidad al sistema, y así, lograr un control sobre cada parte constituyente.

Fonseca⁴, proporciona la siguiente información:

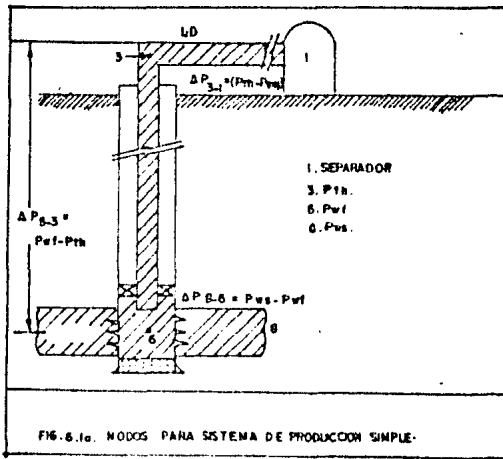
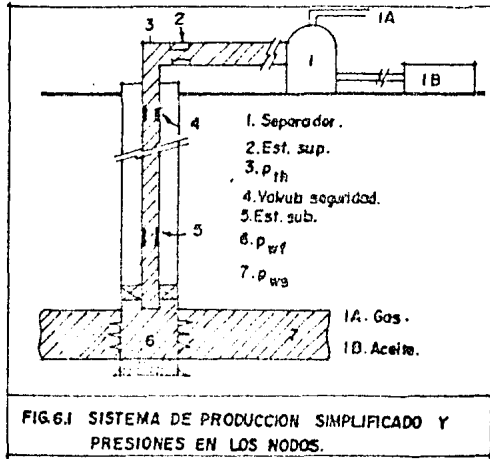
1. Entre el yacimiento y la cabeza del pozo, se tiene el equipo subsuperficial, el cual está constituido por la tubería de revestimiento, la tubería de producción, empacadores estranguladores de fondo, válvulas, nipples de asiento, dispositivos de seguridad, etc. Todo este equipo y la manera en la que se encuentra instalado dentro del pozo, constituye

lo que se denomina el estado mecánico del pozo. En su diseño existen muy diversas opciones de selección, pero la instalación final deberá de ser tal que permita una adecuada comunicación entre el yacimiento y la superficie, además de un control efectivo de la producción, incluyéndose la posibilidad de efectuar trabajos especiales y posibles operaciones de reparación o estimulación.

2. Entre la cabeza del pozo y la línea de descarga se tiene - el equipo superficial para el control del pozo, quedando comprendidos los dispositivos de seguridad y aquellos que permiten realizar operaciones que influyen en forma directa en el comportamiento del pozo fluyente. Como componente principal de este equipo se tiene el estrangulador superficial, que se utiliza para controlar el gasto, la presión fluyente en la superficie (T.P. y T.R.) y la presión en el fondo del pozo.

3. Como parte final se tiene el equipo que permite la separación de las diversas fases (gas, aceite y agua).

Para los propósitos del presente análisis, es necesario considerar el comportamiento de flujo hasta los separadores, dado que es la última posible restricción que puede influenciar el comportamiento del pozo. Después de los separadores se tendrán sólo problemas de flujo monofásico, los cuales son más simples de resolver. - Al estar analizando posibles problemas en un pozo, los que resultan más fáciles de detectar y resolver son los que se tienen en la superficie; en cambio los problemas subsuperficiales son más difíciles en detectar y analizar, pudiendo muchas veces llevar a conclusiones falsas en el diagnóstico del estado de un pozo.



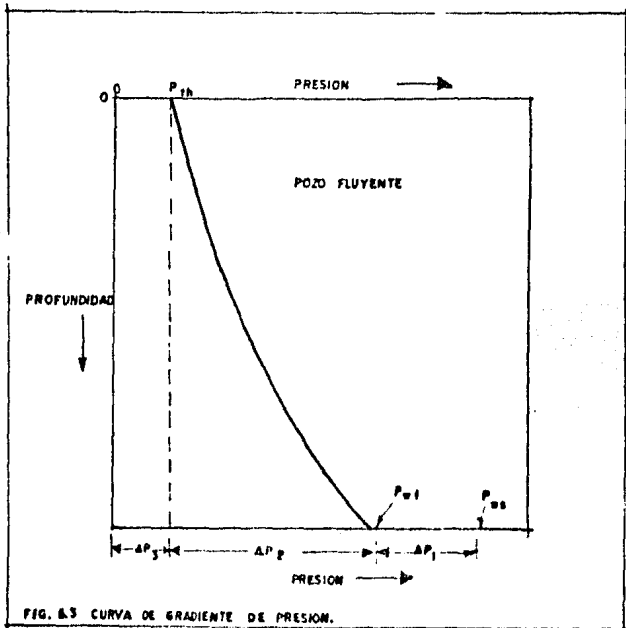
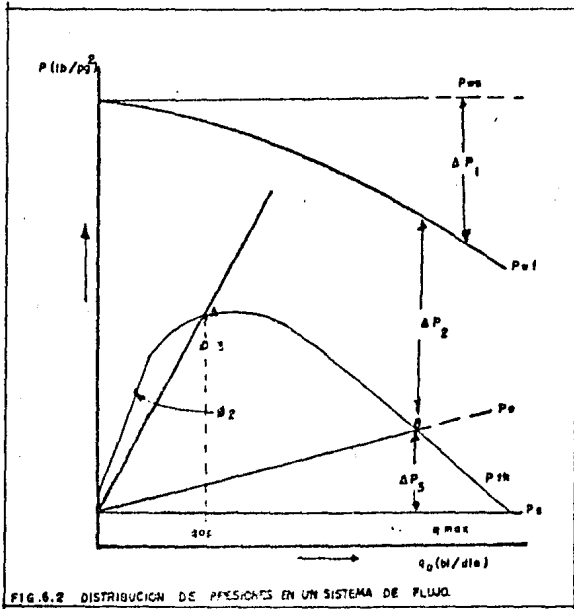
Antes de intentar cualquier modificación, para lograr una posible solución a cualquier problema, es muy recomendable que se realice una investigación de las condiciones mecánicas del pozo. Esta investigación deberá de incluir el procedimiento seguido durante la terminación, la efectividad de los trabajos de cementación, las - condiciones del pozo antes de la colocación de la tubería de revestimiento. En fin, realizar una evaluación total del pozo. También se deberá conocer la naturaleza de los fluidos de perforación y los utilizados durante la terminación.

En resumen, si un pozo se estudia adecuadamente, cualquier anomalía puede ser rápidamente detectada. La combinación de los - datos provenientes del comportamiento del pozo y el conocimiento de las condiciones mecánicas, proporcionan la información necesaria para diagnosticar los problemas de producción.

6.1.1 ANALISIS DE CURVAS TIPICAS.

El comportamiento de flujo desde el yacimiento hasta - los tanques de almacenamiento se presenta en la Fig. 6.1, en donde se muestra que el comportamiento está dividido en tres etapas: flujo del yacimiento al pozo, flujo vertical, flujo horizontal. Este comportamiento se muestra también en la Fig. 6.2, en donde las - pérdidas de presión indicadas son:

1. Δp_1 - flujo a través del medio poroso (comportamiento de flujo del yacimiento al pozo), Δp_1 puede variar entre 10 - 30 % de las pérdidas totales.
2. Δp_2 - flujo desde el fondo del pozo hasta la superficie. Δp_2 puede variar entre 30-80% de las pérdidas totales.



3. Δp_3 - flujo desde la cabeza del pozo hasta los separadores (comportamiento de flujo superficial). Δp_3 puede variar entre 5-30% de las pérdidas totales de presión; dependiendo esto de muchos factores, en particular si se hace necesario la colocación de estranguladores.

En las etapas 2 y 3, se requiere del conocimiento de métodos de flujo multifásico para determinar Δp_2 y Δp_3 . La línea vertical que intersecta a las tres etapas de producción determina el llamado gasto de equilibrio.

Para la obtención de un gráfica similar a la Fig. 6.2, deberá de seguirse los siguientes pasos:

1. Primero, para diferentes gastos supuestos, se calcula y traza la curva de comportamiento de flujo del yacimiento al pozo (flujo en el medio poroso). Si $p_{wf} \geq p_b$, el comportamiento es lineal; si $p_{wf} < p_b$, la pendiente varía conforme varía el abatimiento de presión, y se tendrá que usar un método que considere el índice de productividad no lineal (IPR) (ver capítulo 2).
2. A partir de la profundidad del pozo, con los valores de p_{wf} , R , temperatura, características de la tubería y propiedades de los fluidos, se determinan los valores de P_{th} correspondientes a los gastos supuestos y se grafican. El valor de presión obtenido corresponde al flujo corriente arriba del estrangulador. Para realizar los cálculos se requiere utilizar un método de flujo multifásico vertical (ver capítulo 3).
3. A continuación la secuencia de cálculo se reanuda a partir de la presión de separación, para obtener la presión en la -

en la boca del pozo, corriente abajo del estrangulador - (p_e), necesaria para transportar los gastos supuestos a través de la línea de descarga. Para realizar los cálculos se requiere utilizar un método de flujo multifásico horizontal (ver capítulo 4). Los valores de p_e obtenidos se grafican contra los gastos.

En la Fig. 6.2, se observa que cuando $p_{th} = p_e$, se tiene el gasto máximo, correspondiente al flujo sin estrangulador. Los gastos inferiores se pueden obtener usando estranguladores en el cabezal del pozo. El tamaño del estrangulador se puede calcular mediante las ecuaciones presentadas en el capítulo anterior.

En la Fig. 6.2, se aprecia también que al ir reduciendo el diámetro de los estranguladores, disminuye el gasto y aumenta la presión en la boca del pozo (p_{th}), hasta alcanzar ésta un valor máximo, indicado en el punto β_3 . Estrangulamientos adicionales provocarían una reducción en la presión en la boca, al aumentar las pérdidas de presión por la tubería de producción.

Es evidente que la elaboración de figuras como la anterior permite anticipar el efecto del cambio de un estrangulador sobre el gasto y la presión en la superficie. El manejo inapropiado de los estranguladores puede ocasionar la "muerte del pozo". Por ejemplo, un estrangulamiento adicional al obtenido con el orificio correspondiente a β_3 (cambio de β_3 a β_2) originaría un incremento en el colgamiento del líquido y éste, el aumento en la carga hidrostática, lo que provocaría una reducción adicional en la velocidad de flujo. El resultado de esta secuencia, es la precipitación del flujo a un estado inestable (cabecoo) que generalmente conduce a la suspensión de dicho flujo.

Existen muy diversas formas en las cuales los resultados de las correlaciones y el efecto de cambio en los parámetros se pueden presentar. Una de ellas es la anteriormente descrita, otra forma es el mostrado en el diagrama de presiones de la Fig. 6.3. - En este diagrama se muestran igualmente Δp_1 (pérdidas en el medio poroso), Δp_2 (pérdidas en el flujo vertical), Δp_3 (pérdidas en la superficie).

Un tercer diagrama se muestra en la Fig. 6.4, el cual puede utilizarse para ilustrar o estudiar los cambios en el valor de R , p_{ws} e índice de productividad. Se supone que se tiene una presión en la cabeza del pozo constante y que no existen restricciones de flujo en la superficie. La curva de comportamiento de flujo vertical representa la presión de fondo fluyendo requerida para diversos gastos. La condición de equilibrio se muestra en la intersección de estas dos curvas.

Sobre esta curva en particular $Nind^1$, proporciona la siguiente información:

"Considerando un experimento en el cual líquido y gas libre se encuentran fluyendo desde el fondo del pozo a la superficie, a través de una tubería de un diámetro constante colocada en una posición fija vertical. Suponer primeramente que la relación gas/líquido se mantiene constante mientras el gasto de líquido se varía. Cuando el gasto del líquido es muy pequeño (por decir, 0.01 bl/dfa) el gasto de gas libre es también pequeño. Evidentemente la situación en la tubería es la siguiente: la columna de líquido está prácticamente estacionaria, a través de la cual el gas fluye lentamente en forma de burbujas. Por lo que la presión en el fondo es igual a la suma de la presión debida a la columna de líquido, más la presión debida a las resistencias al flujo.

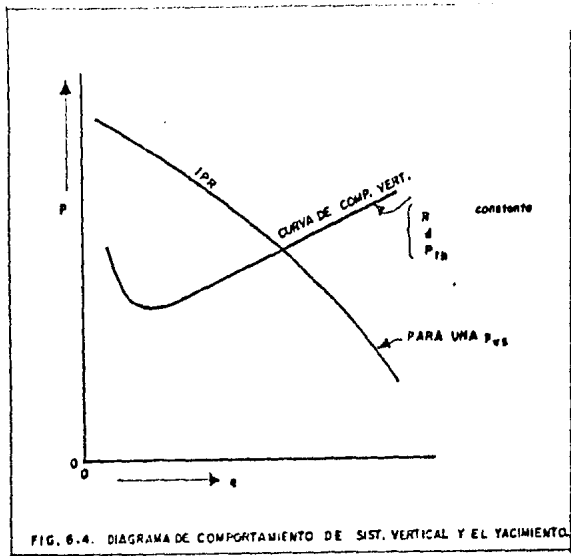


FIG. 6.4. DIAGRAMA DE COMPORTAMIENTO DE SIST. VERTICAL Y EL YACIMIENTO.

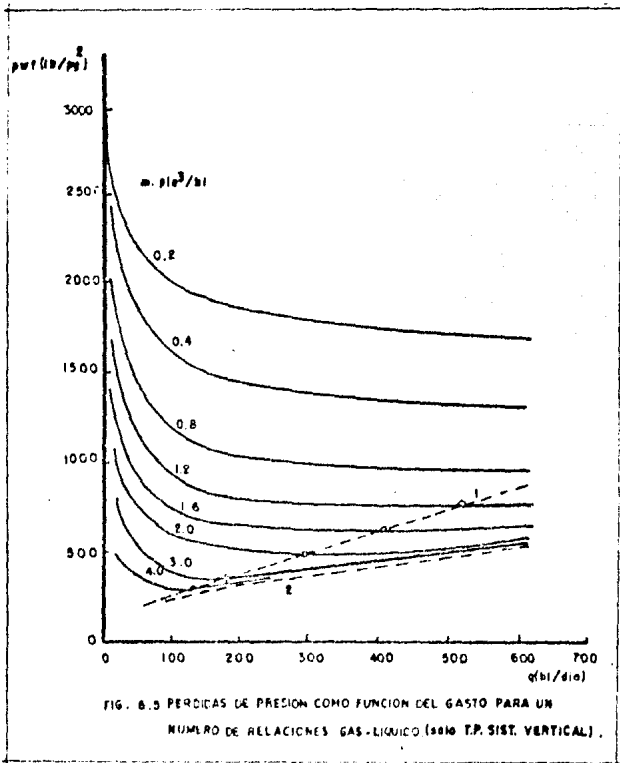


FIG. 6.5 PERDIDAS DE PRESION COMO FUNCION DEL GASTO PARA UN NUMERO DE RELACIONES GAS-LIQUIDO (SINO T.P. SIST. VERTICAL).

Si el gasto de líquido se incrementa, pero la relación gas/líquido se mantiene constante, la velocidad del líquido incrementará, reduciéndose la posibilidad de que se presente el resbalamiento del gas a través del líquido. Considerando los patrones de flujo, el que tomaría lugar sería el de burbuja y el gas ayudaría a empujar el líquido fuera de la tubería. Se observa que al decrecer el resbalamiento del gas, consecuentemente se incrementa su capacidad para empujar al líquido, resultando en un decremento en la presión, por pie de tubería, a pesar de que una gran capacidad volumétrica de líquido se maneje a través de la tubería por unidad de tiempo.

La discusión anterior muestra que para cualquier diámetro de tubería, existe solamente un gasto óptimo de producción, - para una relación gas/líquido constante, definido como el que proporciona la pérdida de presión mínima en la tubería.

A gastos menores que el óptimo, las pérdidas de presión se incrementan conforme el gasto decrece, debido al resbalamiento del gas y la capacidad del gas para empujar el líquido. A gastos mayores que el óptimo, el volumen de fluido (líquido mas gas libre) que fluye a través de la tubería por cada unidad de tiempo se incrementa, tornándose velocidades altas y consecuentemente se incrementan las pérdidas por resistencias al flujo. A gastos muy bajos la caída de presión se aproxima a la de la presión provocada por la columna estática, de tal forma, que la curva de pérdida de presión contra gasto de líquido producido, tiende a las pérdidas de presión estática, conforme el gasto de líquido tiende a cero. - La forma general de las curvas de presión contra gasto de producción de líquido se muestra en la Fig. 6.5 .

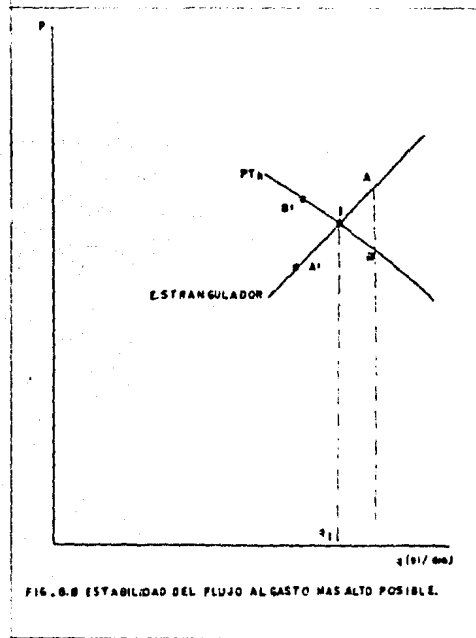


FIG. 6.8 ESTABILIDAD DEL FLUJO AL GASTO MAS ALTO POSIBLE.

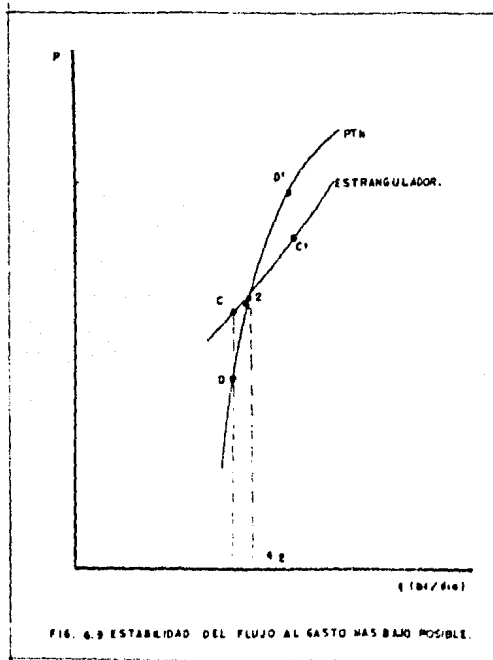


FIG. 6.9 ESTABILIDAD DEL FLUJO AL GASTO MAS BAJO POSIBLE.

También se llevaron a cabo pruebas para determinar el efecto del incremento en la relación gas/líquido cuando el gasto de líquido permanece constante. A relaciones gas/líquido bajas, el régimen de flujo es generalmente burbuja, en donde se tienen burbujas pequeñas dispersas en forma continua en la columna, de tal suerte que el efecto de bombeo del gas es pequeño; la caída de presión desde el fondo a la cabeza del pozo, está determinado por los efectos de la densidad y la fricción. En este caso las pérdidas de presión, debidas a las resistencias al flujo, no tienden a cero conforme la relación gas/líquido tiende a cero, de tal forma que la curva de pérdida de presión contra la relación gas/líquido tiende a un valor de pérdida de presión tan alto como la estática conforme la relación gas/líquido tiende a cero. Evidentemente este valor final de pérdida de presión se incrementa con el gasto de líquido. Incrementos en la relación gas/líquido provocará transiciones de flujo - burbuja a flujo bache, anular, y eventualmente niebla, en otras palabras, la asistencia dada por el gas en el bombeo del aceite estabilizará los incrementos, y las pérdidas de presión sobre el tubo de crecerán. Pero en contra de ello, si la relación gas/líquido tiende a ser muy grande, las velocidades en la tubería de producción provocan pérdidas por fricción altas, incrementándose las pérdidas de presión. La forma general de la curva de presión de fondo contra la relación gas/líquido, manteniendo el gasto de líquido constante, se muestra en la Fig. 6.6. Además se define que la relación gas/líquido, que proporciona la presión de fondo fluyendo mínima, para cualquier gasto en particular, se denomina relación gas/líquido óptima.

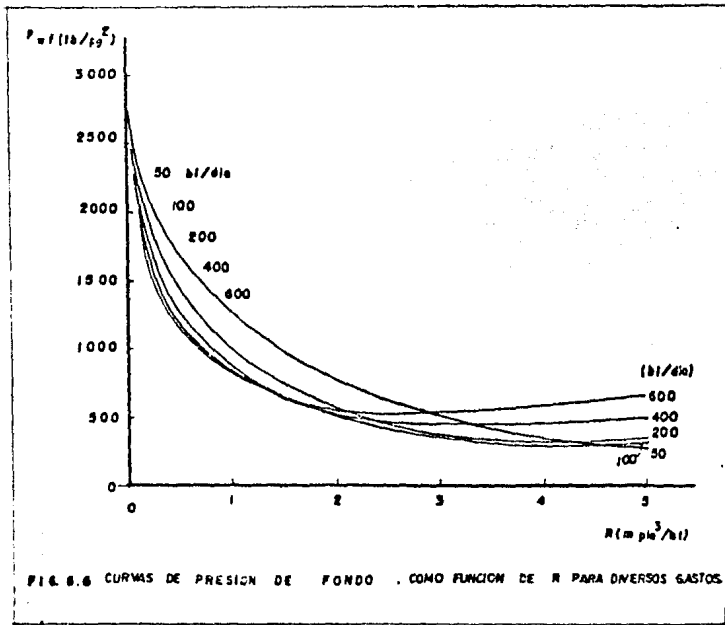


FIG. 6.6 CURVAS DE PRESION DE FONDO . COMO FUNCION DE R PARA DIVERSOS GASTOS.

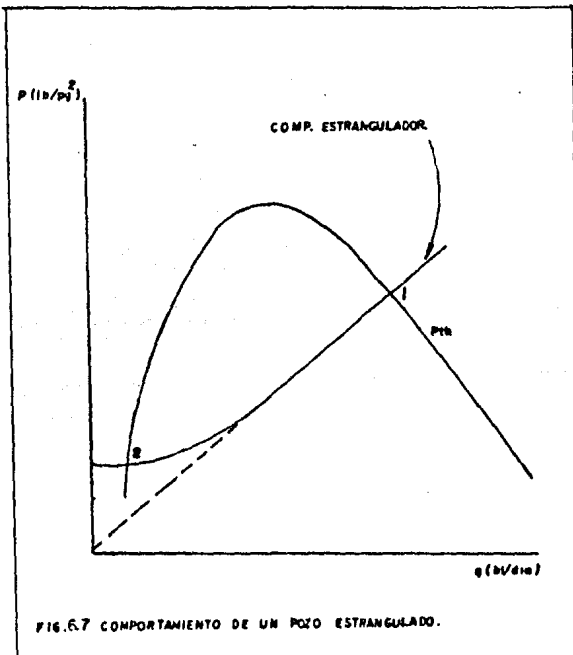


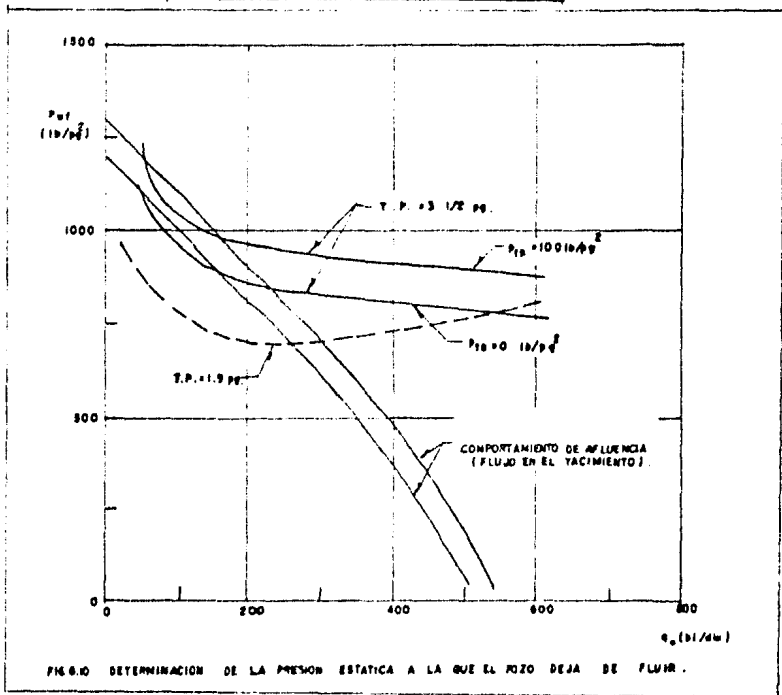
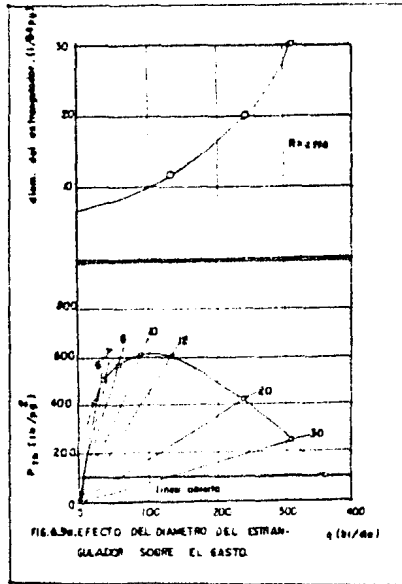
FIG. 6.7 COMPORTAMIENTO DE UN POZO ESTRANGULADO.

Comportamiento de los estranguladores.

A partir de la ecuación de comportamiento de un estrangulador, es aparente que la presión en la cabeza del pozo es proporcional al gasto de producción. Esto es solamente cierto, sin embargo, bajo condiciones de flujo supersónico a través del estrangulador; para gastos bajos la presión corriente arriba del estrangulador depende de la de corriente abajo y, en el límite, cuando el gasto tiende a cero, ambas son iguales.

La Fig. 6.7 ilustra una curva típica de comportamiento del estrangulador y de la presión en la cabeza del pozo, es aparente que en general existen dos posibles posiciones (nivel 1 y 2) - para cualquier tamaño de estrangulador.

Suponiendo que el pozo está produciendo en la posición 1 y que por alguna razón el gasto de producción se incrementa ligeramente (Fig. 6.8). Entonces la presión impuesta por el estrangulador se incrementa a la posición A, y la presión en la cabeza, - con base en el comportamiento de flujo del yacimiento al pozo y el - comportamiento de flujo vertical, decrece al punto B. Una contrapresión con un valor de AB es impuesta al pozo, y ésta a su vez es impuesta a la formación, reduciéndose por tanto el gasto de producción. De manera similar, si por alguna razón el gasto de producción se reduce ligeramente, habrá entonces una liberación de contrapresión y el gasto de producción sería restablecido a su valor original. El punto 1, es una posición de equilibrio y el pozo fluiría en forma estabilizada al correspondiente gasto de producción.



Por otra parte, suponiendo que el pozo está produciendo en la posición definida por el punto 2. Considerando además que por alguna razón, el gasto decrece ligeramente (Fig. 6.9). La presión impuesta por el estrangulador decrece a C, pero la presión en la cabeza del pozo, sobre la base del comportamiento de flujo del yacimiento al pozo y el comportamiento de flujo vertical, decrecerá al punto D. El efecto que provoca es un incremento en la contrapresión en el pozo, lo que incrementará la presión de fondo fluyendo y se reduce en algo más la producción. Alternativamente si to a lugar un pequeño incremento en la producción, la contrapresión sobre el pozo se reduce y se presentan incrementos adicionales en la producción, esto continúa hasta que se alcanza la posición 1. Todo lo cual indica que la posición 2, es una posición de equilibrio inestable, el pozo por tanto no puede fluir en forma estabilizada al correspondiente gasto de producción a través del estrangulador en consideración.

Terminación del flujo natural.

Una aplicación de los procedimientos de cálculo sobre flujo multifásico vertical, es la determinación de la presión estática a la cual el pozo dejará de fluir. El procedimiento consiste en graficar los valores de la p_{wf} obtenidos a partir del comportamiento del flujo en el yacimiento y del flujo en la T.P. (Fig. 6.10). El comportamiento de flujo del yacimiento al pozo que se muestra corresponde a las presiones estáticas de 1200 y 1300 lb/pg². El pozo tiene una T.P. de 3 1/2 pg. Con una presión en la boca de 100 lb/pg² el pozo no fluirá a una presión estática menor de 1250 lb/pg². - A una p_{ws} igual a 1150 lb/pg² el pozo estará muerto. Se advierte que el gasto es de 100 bl/día cuando el pozo deja de produ-

cir. Esta situación puede presentarse de un día para otro. En la misma figura se observa que con una T.P de menor diámetro (- 1.9 pg) el flujo natural continuaría por mayor tiempo, hasta que la presión estática se abatiera a 900 lb/pg².

Diseño de tuberías de producción y líneas de descarga.

El procedimiento enunciado anteriormente, permite analizar el efecto del cambio de las tuberías de producción y de descarga sobre el gasto. La selección de la tuberías debe basarse en un análisis económico, en el que se comparen los incrementos en la producción, al instalar tuberías de mayor o diferente diámetro, con la inversión adicional que es necesario realizar.

De este modo pueden determinarse, para cada etapa de la vida fluyente de un pozo, cuales son las tuberías necesarias para su explotación óptima.

Al analizar el efecto del cambio de las tuberías, sobre el gasto máximo obtenible, generalmente se tienen resultados como los mostrados en las Figs. 6.11 y 6.12.

La Fig. 6.11 muestra la variación del gasto máximo al usar líneas de descarga de diferentes diámetros. Se observa que para una tubería de producción dada, existe un diámetro de línea de descarga para la cual se obtiene el máximo gasto. Incrementos adicionales en el diámetro de la línea de descarga ya no proporcionan mayor producción.

La Fig. 6.12, muestra la variación del gasto máximo al utilizar tuberías de producción de diferentes diámetros. Se aprecia que el gasto aumenta hasta alcanzar un valor máximo y poste

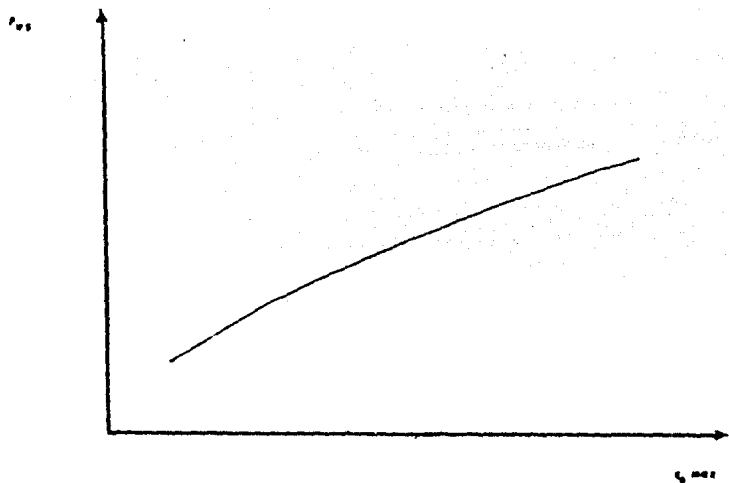


FIG. 6.10. GASTO MÁXIMO OBTENIBLE EN FUNCIÓN DE LA PRESIÓN ESTÁTICA DEL POZO.

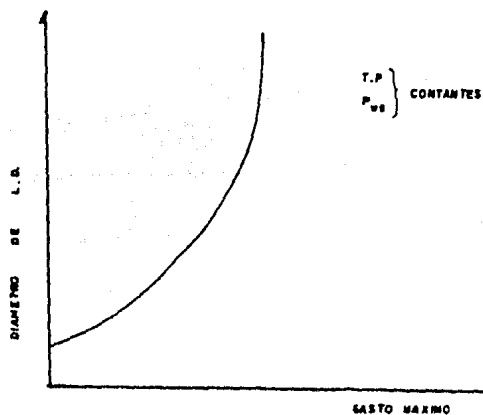


FIG. 6.11 RELACION ENTRE EL GASTO MÁXIMO Y EL DIÁMETRO DE LA LIMBA DE DESCARGA, PARA UNA T.P. Y UNA P_{ws} DADAS.

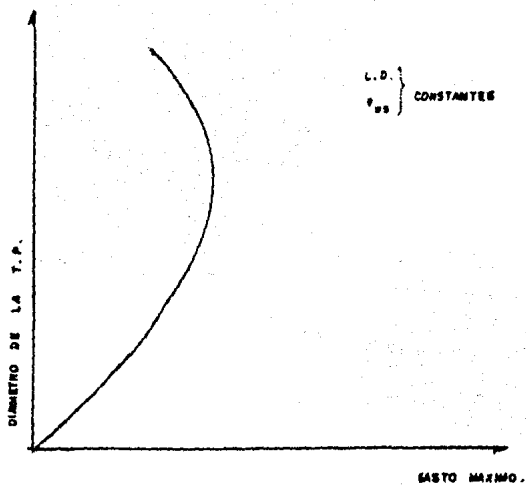


FIG. 8.12 RELACION ENTRE EL GASTO MAXIMO Y LA T.P.

riormente disminuye.

Relación entre el gasto máximo y la T.P.

La combinación más adecuada de tubería se obtiene al analizar diferentes alternativas y determinar la que permita prolongar el máximo la etapa fluyente del pozo.

En relación a los procedimientos descritos, para determinar la terminación del flujo natural y diseñar las tuberías de producción, es necesario indicar lo siguiente:

1. Al aplicar cualquier método de flujo multifásico (como los presentados en los capítulos anteriores) se obtiene un gasto óptimo de aceite, a partir del cual la presión de fondo aumenta al disminuir el gasto.
2. Todos los métodos indican que los gastos óptimos decrecen al disminuir el diámetro de la tubería de producción.
3. Los valores de los gastos óptimos son diferentes para cada método.
4. Sólo el método de Crkiszewski muestra que la presión de fondo correspondiente al gasto óptimo, decrece al disminuir el diámetro de la T.P. Los otros métodos indican la tendencia opuesta.

Al análisis anteriormente descrito, puede agregarse - dos datos importantes:

- + Las características de la tubería influyen fuertemente - al sistema de producción. Cambios en el diámetro de la tubería representan cambios significativos en la vida productiva - del pozo.
- + La comunicación yacimiento-pozo lograda, tiene gran efecto sobre el comportamiento de flujo del yacimiento al pozo.

Puede evitarse la primera posible falla, con la instalación del diámetro adecuado de tubería desde el principio de la vida productiva del pozo. El segundo punto puede salvarse de manera efectiva mediante una adecuada planeación y realización del proceso de disparo del intervalo productor o de posibles operaciones de estimulación.

Las prácticas normales de terminación, en la mayoría - de los casos, no incluyen un procedimiento lógico para realizar la selección del diámetro de la tubería de producción y de la línea de descarga. Por lo que, se tiene como resultado que en la mayoría de los pozos se instalan tuberías de un diámetro inadecuado. Así, - si se instala una tubería de un diámetro reducido, el pozo no alcanzará su potencial verdadero de producción; por otra parte si el diámetro es muy grande, también se afecta la producción, debido a que puede provocarse el indeseable cabeceo.

Durante el proceso inicial de la terminación, se dificulta la realización de cálculos de ingeniería para la selección del diámetro de la tubería, simplemente por la falta de datos. Parámetros tales como el índice de productividad, la presión estática del yacimiento y el gasto de producción son importantes en la ingeniería de producción. Dichos parámetros son normalmente obtenidos por me-

dio de una prueba de producción. Pero durante el periodo anterior a la terminación del pozo, solamente se pueden realizar pruebas cortas. Estas pruebas de producción cortas se conocen como pruebas con sarta de perforación (DST).

El análisis de estas pruebas permite calcular parámetros de gran importancia, como la presión inicial del yacimiento, su permeabilidad, el radio del daño, el radio de drenaje y la estimación del índice de productividad para pozos productores de aceite o el potencial absoluto a flujo abierto en pozos de gas.

Con estos datos es posible entonces realizar un análisis del sistema, relacionando el comportamiento del yacimiento y el comportamiento del posible sistema de producción. El comportamiento de las tuberías puede realizarse considerando varios parámetros - incluyéndose diámetros de la tubería de producción y de la línea de descarga, fracción de agua, relación gas/líquido, presión en la cabeza del pozo o presión de separación. Como resultado final del análisis se tendrá un diseño del sistema de producción, para las condiciones esperadas en el pozo.

6.2 ANALISIS NODAL - FUNDAMENTOS.

Un incremento en la producción y el mejoramiento de la eficiencia son resultados que se obtienen al analizar los sistemas de producción para determinar el comportamiento de un pozo. Diversos casos apoyan estos resultados, obtenidos para pozos productores de gas, pozos productores de aceite y en los que se tiene instalado bombeo neumático.

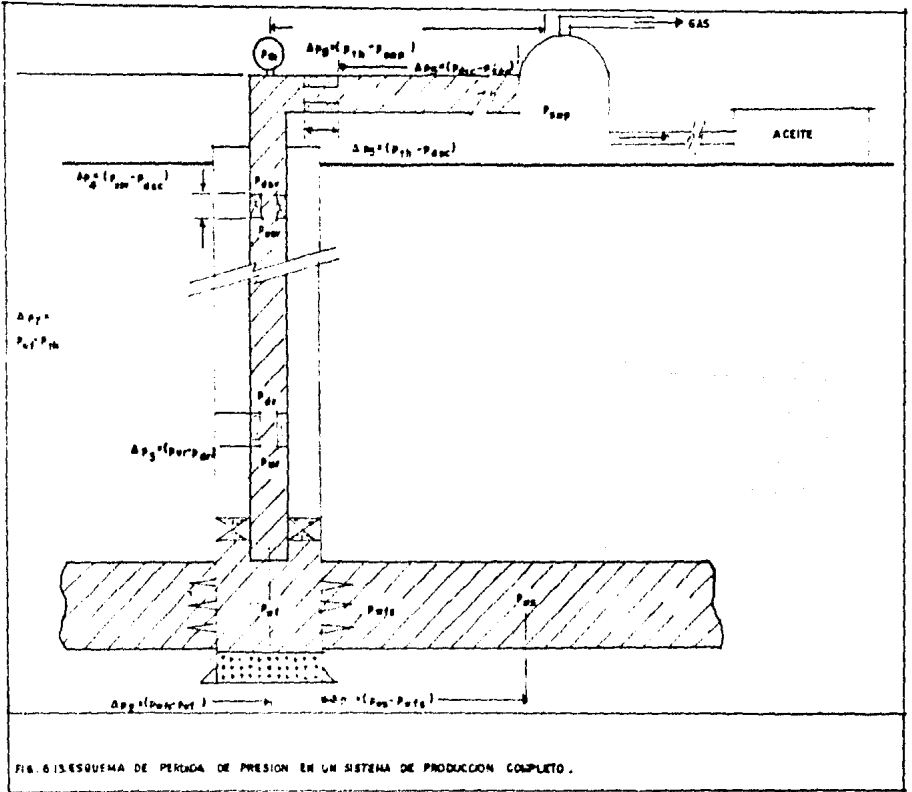
El procedimiento de análisis de sistemas - también conocido como análisis nodal - está siendo reconocido en la industria como un medio adecuado para el diseño y evaluación, tanto en pozos fluyentes como en pozos que tienen instalado bombeo neumático, debido a las necesidades, cada vez mayores, de energía y a los incentivos derivados del precio del crudo.

En el análisis nodal, se evalúa un sistema de producción dividiéndolo en tres componentes básicos:

- + Flujo a través del medio poroso.
- + Flujo a través de la tubería vertical (T.P.).
- + Flujo a través de la tubería horizontal (L.D).

Para predecir el comportamiento del sistema, se obtiene la caída de presión en cada componente.

El procedimiento, para la obtención de las caídas de presión, - comprende la asignación de nodos en varias de las posiciones claves dentro del sistema (Fig. 6.13), entonces, variando los gastos y empleando un método que se considere adecuado, se calcula la caída de presión entre dos nodos. Después de seleccionar un nodo de solución las caídas de presión son adicionadas o sustraídas al punto de pro-



sión inicial o nodo de partida, hasta que se alcanza el nodo de solución o incógnita.

Para utilizar el concepto nodal, al menos se deberá de conocer la presión en el punto de partida. En un sistema de producción se conocen siempre dos presiones, las cuales se suponen prácticamente constantes, siendo estas la presión en el separador, p_{sep} , y la presión estática del yacimiento, p_{ws} . Por tanto, los cálculos pueden principiarse con la presión de separación o con la presión del yacimiento o ambos, para así determinar la presión en el nodo de solución intermedio entre estas posiciones de partida.

La evaluación del sistema de producción, por medio del análisis nodal, puede dar solución a problemas complejos, por ejemplo, en donde se incluyen las caídas de presión a través de:

- + Estranguladores superficiales.
- + Estranguladores subsuperficiales.
- + Válvulas de seguridad.
- + Empacamientos de grava.

Los resultados del análisis del sistema no solamente permitirán la definición de la capacidad de producción de un pozo, para una determinada serie de condiciones, sino que también muestran como los cambios en cualquiera de los parámetros afectan su comportamiento.

El resultado neto de la aplicación del análisis nodal en los pozos, por tanto, es la identificación de los parámetros que controlan el flujo en el sistema de producción.

Las curvas de capacidad de producción son una función de los principales puntos clave siguientes:

- + Características del yacimiento
- + Características de la tubería de producción y de la línea de descarga.
- + Presión en el nodo inicial y el final.
- + Porcentaje de agua producido.
- + Relación gas/líquido.
- + Longitud de las tuberías
- + Temperatura.
- + Características de los fluidos manejados
- + Topografía del terreno, en el caso de la línea de descarga.
- + Grado de desviación del pozo.

En el análisis se consideran los principales componentes de un pozo, principiando en el yacimiento y finalizando con el separador. Se incluye entonces: el flujo a través del medio poroso; el flujo a través de la sarta de perforación, considerando el flujo a través de una posible restricción, así como también la válvula de seguridad; el flujo a través de la línea de descarga e inclusive el manejo de estranguladores.

Como se mencionó, se seleccionan varios puntos clave como posición para nodos de solución, las pérdidas de presión son manejadas de manera adecuada desde el (los) nodo(s) inicial(es) para converger al punto de estudio. La selección del nodo o nodos iniciales depende grandemente del componente del sistema que se desea evaluar. Pero su posición deberá de ser tal, que muestre, de la mejor manera posible, la respuesta del sistema a una serie de condiciones y como resultado final se tenga una evaluación total del problema, dando así una solución confiable. Un punto de importancia mayúscula es que, además de la razón técnica, se tendrá que dar una justificación económica, validando con ello de manera completa la solución encontrada.

Para ilustrar los procedimientos de solución que a continuación se indican, se empleará el ejemplo de un pozo, con las siguientes características:

Pozo productor de aceite.	
Presión de separación	100 lb/pg ²
Línea de descarga	300 pies de longitud 2 pg de diámetro
WOR	0
Profundidad	5000 pies al nivel medio del intervalo productor.
R etc. a cualquier p_{wf}	400 pie ³ /bl
Índice de productividad	1.00 bl/dfa/lb/pg ²
γ_g	0.65
° API	35
\bar{T} en T_p	140°F
Tubería de producción	$d_{to} = 2 \frac{3}{8}$ pg
P_{ws}	2200 lb/pg ² .
P_b	1800 lb/pg ² .

Como puede bien entenderse, el comportamiento del índice de productividad será lineal hasta que se alcance la presión de 1800 lb/pg² a presiones menores que ésta se tendrá un comportamiento no lineal (IPR). Entonces, para obtener el comportamiento general de IP más IPR, se considera un valor constante del IP igual a 1.0 desde los 2200 lb/pg² a 1800 lb/pg², a partir de donde es necesario utilizar un método para el cálculo del comportamiento del IPR (para

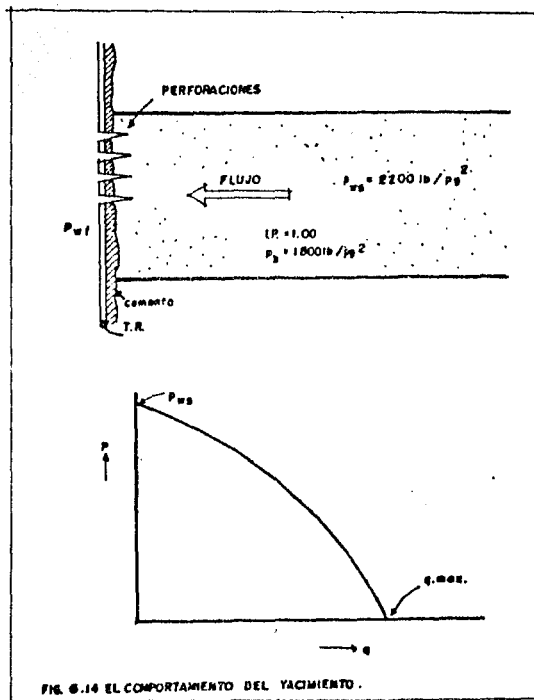
el ejemplo se emplee el método de Vogel) hasta que se tiene el valor cero de presión.

De donde

$$\begin{aligned}q_{\max F} &= q_b + \frac{J P_b}{1.8} \\ &= 1.0 (2200 - 1800) + \frac{1.0 (1800)}{1.8} \\ &= 400 + 1000 = 1400 \text{ bl/dfa}\end{aligned}$$

Para el caso del índice de productividad constantes:

$$q_{\max} = 1.0 (2200 - 0) = 2200 \text{ bl/dfa}$$



6.2.1 El fondo del pozo como nodo de solución.

Probablemente la posición de solución más común se tenga en el fondo del pozo; ésto es, a la profundidad media del intervalo perforado.

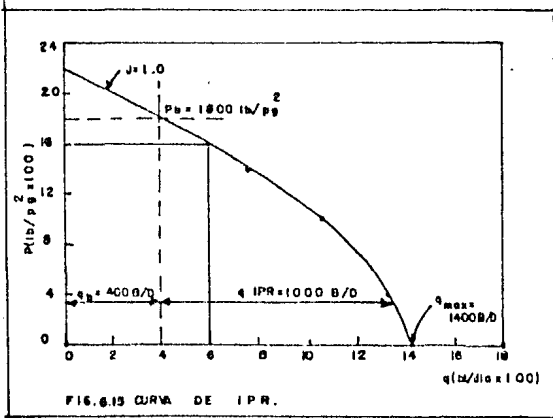
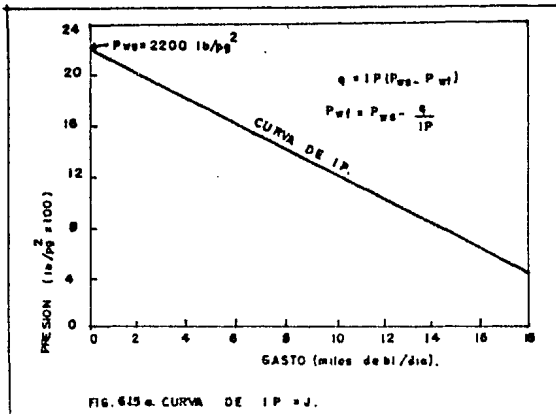
En esta posición, para dar solución utilizando el gasto de producción, el sistema en forma completa se divide en dos componentes: el componente del yacimiento y el componente constituido por el sistema total de tuberías. El componente del yacimiento se muestra en la Fig. 6.14 y la curva de IPR del ejemplo se presenta en la Fig. 6.15.

En la Fig. 6.16, se muestra el sistema total de tuberías para el ejemplo, se supone que no existen restricciones y además, solamente se consideran las pérdidas de presión a través de la tubería de producción y en la línea de descarga.

Construcción de una curva de IPR.

Para un índice de productividad constante, ésto es - realmente simple: se supone un gasto de producción y se determina la presión de fondo fluyendo correspondiente. Entonces, para el caso del ejemplo, se traza una línea entre la presión estática de 2000 lb/pg² y el gasto máximo que se tendría para un valor de p_{wf} de cero, es decir 2200 bl/día. En la Fig. 6.15a, se muestra la condición de un índice de productividad constante, y en la Fig. 6.15 - se muestra una solución más real, establecida por medio de la ecuación de Vogel.

En la resolución de problemas aplicando el análisis nodal, es recomendable preparar una tabla en donde se indique las pérdidas de presión para cada componente.



Procedimiento para el cálculo de la curva de IPP.

A partir de los valores de P_b , P_{ws} y J conocidos se considera :

1. Se supone un valor de p_{wf} menor que p_{ws} , (en las iteraciones sucesivas se considera un valor menor de p_{wf} que el de la iteración anterior).

2. Si $p_{wf} > p_b$, se toma el valor de índice de productividad constante para calcular el valor del gasto (q) correspondiente :

$$q = J (P_{ws} - p_{wf}) \quad \dots 6.1$$

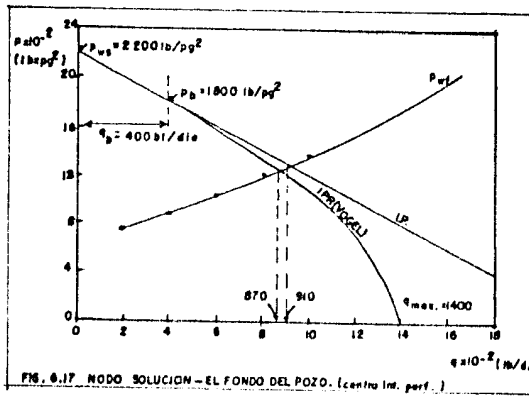
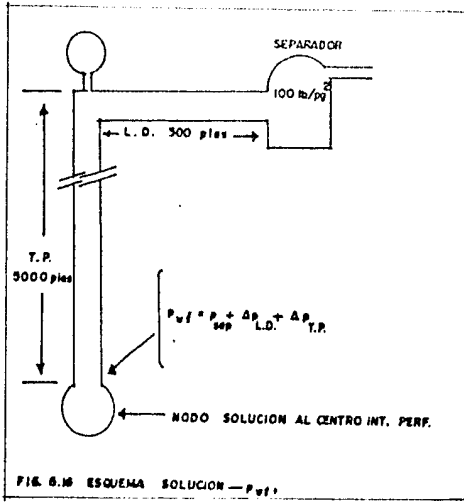
3. Si $p_{wf} \leq p_b$, el valor del gasto se calcula con las ecuaciones siguientes (Método de Vogel) :

$$q_b = J (P_{ws} - P_b) \quad \dots 6.2$$

$$q_{max} = q_b + \frac{J P_b}{1.8} \quad \dots 6.3$$

$$q = q_b + (q_{max} - q_b) \left(1 - 0.2 \left(\frac{p_{wf}}{P_b} \right) - 0.8 \left(\frac{p_{wf}}{P_b} \right)^2 \right) \quad \dots 6.4$$

4. Si $p_{wf} > 0$ se regresa al paso 1, en caso contrario se termina el cálculo.



- 2.a Se supone un gasto
- 2.b Se calcula el valor de P_{wf} con la Ec. 6.3
- 2.c El procedimiento se repite hasta cubrir todo el rango — de gastos.

Procedimiento para el nodo solución (P_{wf})

1. Se suponen gastos de producción y se construye la curva de IPR, siguiendo el procedimiento anteriormente descrito.
2. Para cada uno de los gastos supuestos, se obtiene la presión en la cabeza necesaria para mover los fluidos a través de la línea de descarga al separador. Será preciso utilizar el método de flujo multifásico horizontal que se considere — adecuado (capítulo 4.). Los resultados se presentan en la tabla 6.1

TABLA 6.1

Gasto supuesto bl/dfa	P_{th} requerida lb/pg ²
200	115
400	140
600	180
800	230
1000	275
1500	420

3. Utilizando los gastos supuestos y las presiones en la cabeza correspondientes, se determina la presión de fondo -- fluyendo, mediante la aplicación del método de flujo multi fásico vertical que se considere adecuado (capítulo 3). - Los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 6.2

TABLA 6.2

Gasto supuesto bl/día	P_{th} lb/pg ²	P_{wf} lb/pg ²
200	115	750
400	140	880
600	180	1030
800	230	1225
1000	275	1370
1500	420	1840

4. Se grafican las P_{wf} calculadas en el paso anterior en la misma gráfica donde se trazó la curva de IPR. La intersección de estas dos curvas indicará el gasto a producir y el valor de la P_{wf} para la condición que se tiene en el sistema de producción. Para el ejemplo, se encuentra que el gasto de producción puede ser de 900 bl/día considerando el IP en todo el rango, y de 870 bl/día para el caso de la -- curva de IPR (Fig. 6.17)

Se debe enfatizar que este es el gasto que se puede tener para las condiciones del sistema. De ninguna manera es ni el -- máximo ni el mínimo o el óptimo, pero es el gasto que el pozo producirá con el sistema de tuberías que tiene instalado. El gasto se -- puede variar solamente cambiando algún componente del sistema; esto

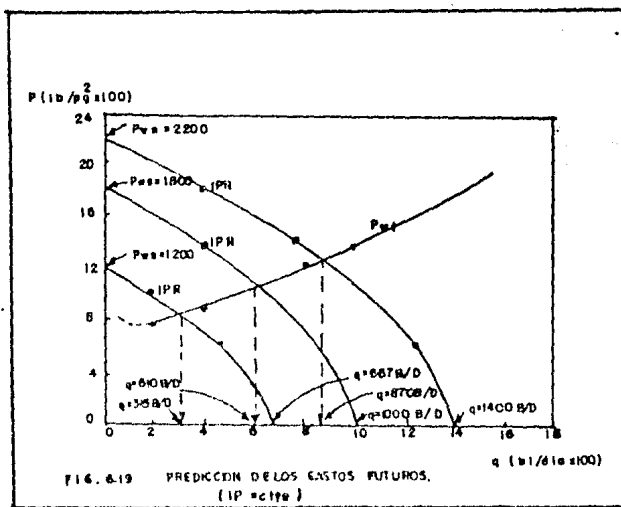
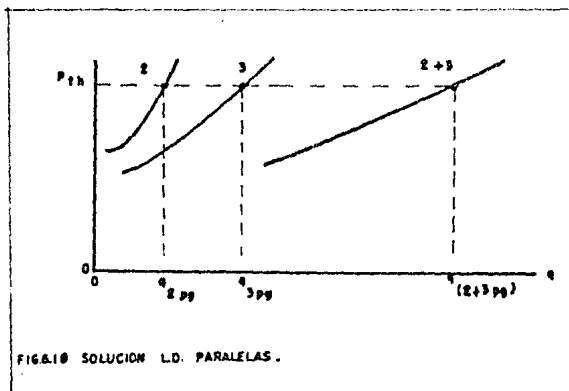
es: el diámetro de la tubería de producción, utilizando estranguladores, variando la presión de separación, o modificando la curva del IPR, por medio de un tratamiento de estimulación.

6.2.1.1 Producción de una zona a través de dos conductos.

La combinación de tuberías de producción puede ser manejado de la misma manera que el procedimiento anteriormente descrito. En ocasiones algunos pozos están produciendo a través de dos tuberías paralelas, por ejemplo, una sarta concéntrica, tal como una — tubería de 1 pg en una tubería de 2 7/8 pg, o cuando una tubería de 3 1/2 pg, se combina con una de 9 5/8 pg para flujo anular.

El procedimiento de solución principia a partir de la — presión de separación dentro de un sistema común, tanto para el caso de tuberías concéntricas o de tuberías paralelas, ésto es:

1. Se suponen gastos de producción.
2. Se determina la P_{wf} de manera independiente para cada — tubería.
3. Se grafican las P_{wf} calculadas contra el gasto, como se muestra en la Fig 6.18.
4. Para una misma presión, se determina el gasto total, — que se obtiene sumando el gasto leído para cada tubería en — forma individual.
5. Se grafican los gastos totales para cada valor de P_{wf} , — como se muestra en la figura 6.18
6. Como punto final, se traza la curva de flujo del yacimi — ento al pozo. En la intersección de las curvas, se obtie — ne el gasto que se puede producir.



Puede notarse que el componente del yacimiento ha sido aislado del sistema de tuberías. Para el ejemplo, si existiera un cambio en la presión del yacimiento, tal como una caída de 2200 a 1800 lb/pg², dentro de un año, o se anticipará un abatimiento de presión a 1200 lb/pg² para dos años; se podría determinar de manera inmediata el cambio en el gasto de producción, que ocurrirá. Para ésto se construye una curva de flujo del yacimiento al pozo, para las presiones estáticas de 1800 y 1200 lb/pg² respectivamente (Fig. 6.19). Los gastos correspondientes se indican en la Tabla 6.3.

TABLA 6.3

P_{ws} lb/pg ²	q bl/día
2200	870
1800	610
1200	315

Se supuso que la relación gas/líquido permaneció constante e igual a 400 pie³/bl. Los casos prácticos de campo normalmente muestran un cambio en la relación gas/líquido con el abatimiento de presión y, por tanto, es necesario la construcción de una nueva curva de flujo del yacimiento al pozo. Para la determinación de los gastos máximos para cada una de las presiones estáticas se empleó uno de los procedimientos descritos en el capítulo 2.

Existen otros casos en donde se ve claramente que la selección del fondo del pozo, como el nodo de solución, es mejor para ilustrar el efecto de ciertas variables. Uno de éstos se tiene en el aumento en el gasto, esperado después que se estimula un pozo

o se ha logrado una remoción del daño. La Fig. 6.20, presenta el ejemplo de un pozo con una eficiencia de flujo original de 0.4; una eficiencia de flujo de 1.0, después de que el daño a sido removido y una eficiencia de 1.4 al ser estimulado.

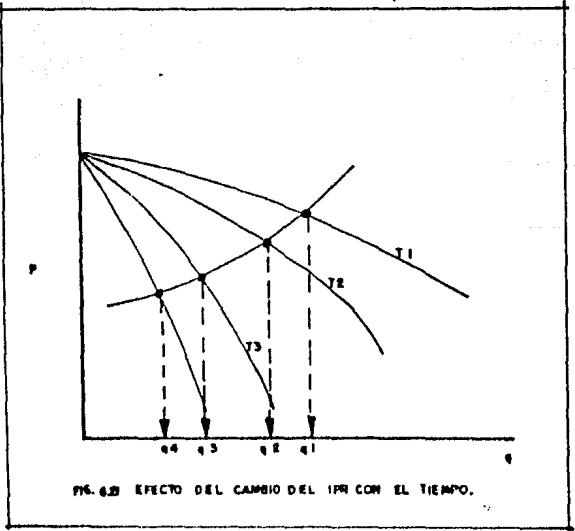
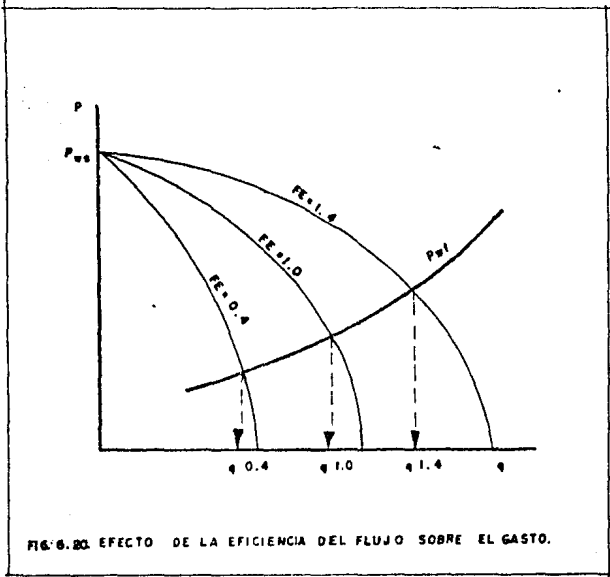
Otro ejemplo se tiene en el cambio de las curvas de IPR para un mismo pozo. Dependiendo sobre todo de las características del yacimiento, el cambio en las curvas de IPR puede ocurrir con el tiempo para un mismo pozo en el mismo yacimiento y finalmente se alcanzará un gasto estabilizado (Fig. 6.21).

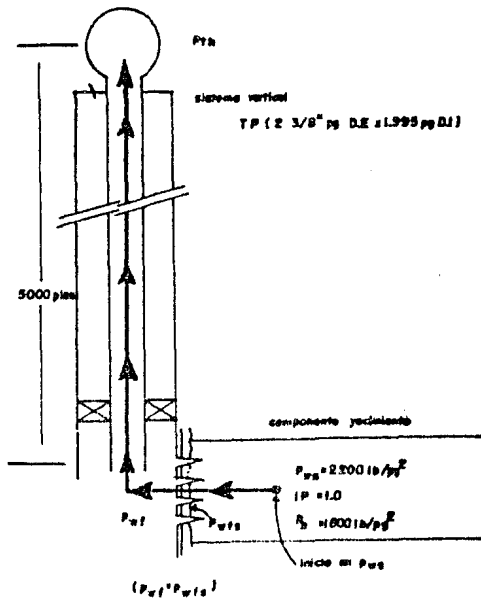
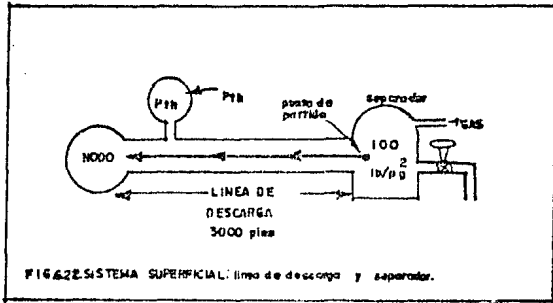
6.2.2 La cabeza del pozo como nodo de solución.

Otra posición de solución en la cabeza del pozo; éste es: en el " árbol de navidad ". El sistema en forma completa se divide en dos componentes, para así resolver el problema utilizando el gasto de producción. El separador y la línea de descarga se consideran como un componente (Fig. 6.22), aquí se principia con la presión de separación y se calcula la presión en la cabeza, necesaria para mover un gasto supuesto a través de la línea de descarga y moverlo a través del separador. El yacimiento y la sarta de producción es el otro componente (Fig. 6.23), en éste, se principia con la p_{ws} , se supone un gasto, para obtener la p_{wf} utilizando un método adecuado del flujo del yacimiento al pozo, y utilizando esta presión se continua con el flujo a través de la sarta de producción para determinar la presión en la cabeza necesaria para producir el gasto supuesto.

Procedimiento para el nodo solución (p_{th}).

1. Se suponen gastos de producción.
2. A partir de la presión de separación se calcula la presión en la cabeza requerida para mover los fluidos a través de la línea de descarga; para el ejemplo, una línea de 2 pg y de 3000 pies de longitud. Los valores así calculados se encuentran en la Tabla 6.1 y representan la solución





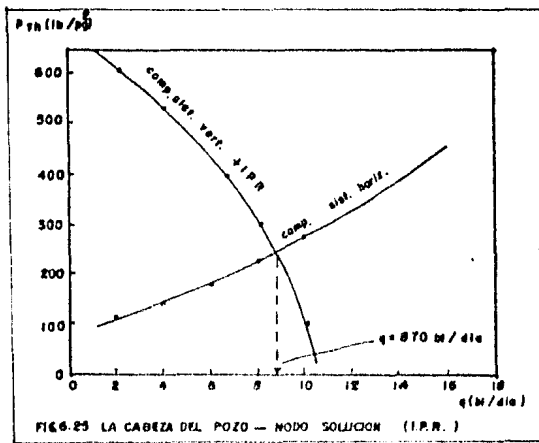
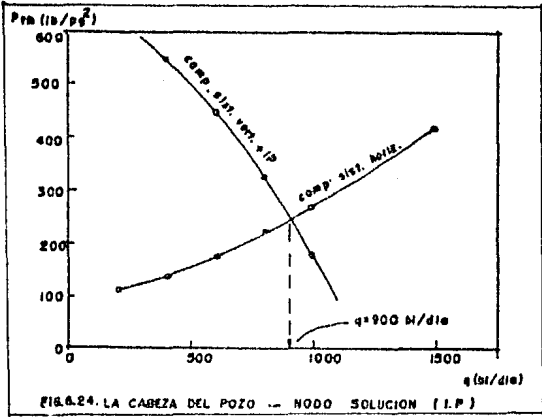
para el componente de la línea de descarga del problema.

3. Para los gastos supuestos y principiando con la P_{ws} se calcula la presión de fondo fluyendo correspondiente. Con estos valores, se determinan las presiones en la cabeza; se deberá emplear un método de flujo multifásico vertical adecuado. Ha de notarse que estas presiones en la cabeza controlan el gasto de producción. Los resultados obtenidos se encuentran en la Tabla 6.4.

4. Se grafican las presiones en cabeza obtenidas en el paso 2 y las calculadas en el paso anterior contra los gastos supuestos (Figs. 6.24 y 6.25). La intersección de estas dos curvas indica el gasto de producción posible para el sistema, así como también la presión en la cabeza. Para el ejemplo se tiene 900 bl/día para un índice de productividad constante y 870 bl/día utilizando la ecuación de Vogel.

TABLA 6.4

Gasto supuesto bl/día	P_{wf}	P_{th}	P_{wf}	P_{th}
	Vogel	Vogel	IP	IP
	lb/pg ²	lb/pg ²	lb/pg ²	lb/pg ²
200	2000	610	2000	610
400	1800	540	1800	540
600	1590	440	1600	450
800	1350	300	1400	330
1000	1067	100	1200	180
1400	0	-	800	-
1500	0	-	700	-

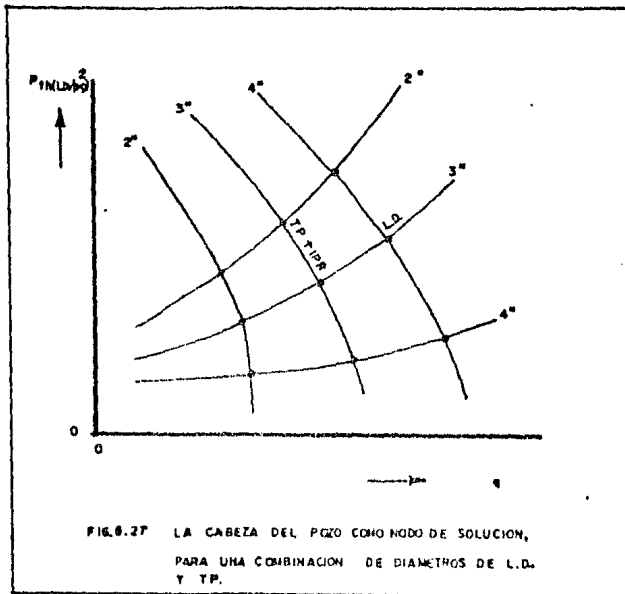
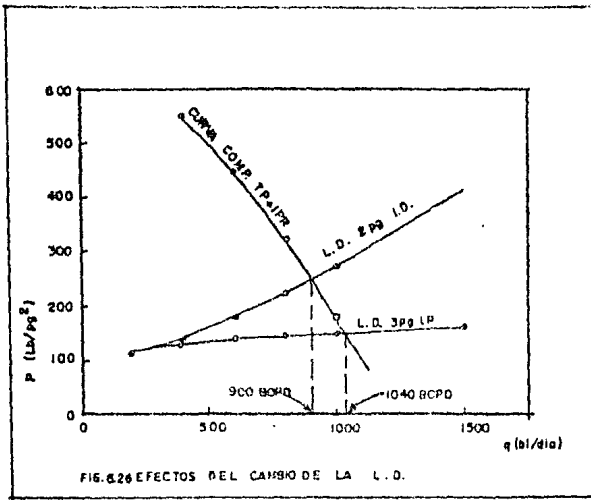


Al considerar a la cabeza del pozo como el nodo de solución, se aísla la línea de descarga, siendo entonces fácil determinar los efectos de cambios de diámetro.

En la Fig. 6.26 se indica el gasto permisible para el pozo del ejemplo, utilizando una línea de 3 pg. de diámetro. Este gasto es 1020 bl/día, que es mayor comparado con 900 bl/día para la tubería de 2 pg. Se puede notar que la curva para la línea de 3 pg., es prácticamente horizontal para todo el range de gastos, indicando que las pérdidas de presión por fricción no son grandes en esta línea, para cuando los gastos son altos. No hay entonces necesidad de evaluar una tubería de un diámetro mayor, dado que la tubería de 3 pg. es lo suficientemente grande para maximizar el gasto. La Fig. 6.27, es una gráfica en la cual se evalúan algunos diámetros de líneas de descarga y de tuberías de producción. Las intersecciones indican los gastos posibles para una variedad de combinaciones de diámetros de línea de descarga y de tuberías de producción. Las intersecciones indican los gastos posibles para una variedad de combinaciones de diámetros de línea de descarga y de tuberías de producción.

La Fig. 6.28 presenta como resolver el problema de líneas de descarga paralelas. El procedimiento a seguir es:

1. Se suponen gastos y se determinan las presiones en la cabeza requeridas para cada línea en forma independiente. Para los cálculos se está partiendo de la presión de separación. Cada curva así obtenida, se grafica separadamente.
2. Enseguida, se realiza una variación de presiones en la cabeza, y se efectúa una lectura de gastos de producción para cada línea, éstos se suman para obtener un gasto total. Se procede entonces, a trazar una curva de pre —



sión en la cabeza contra gasto total.

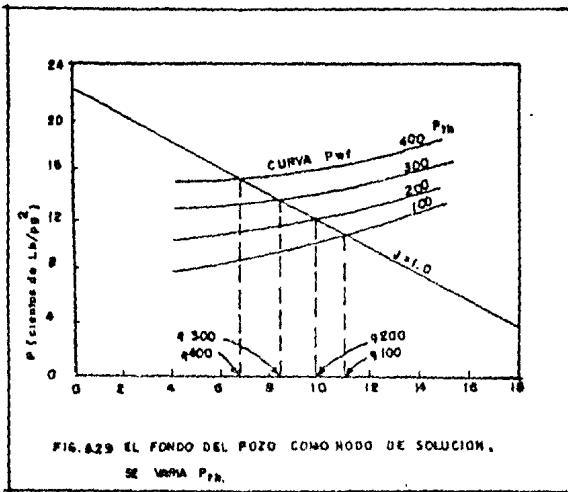
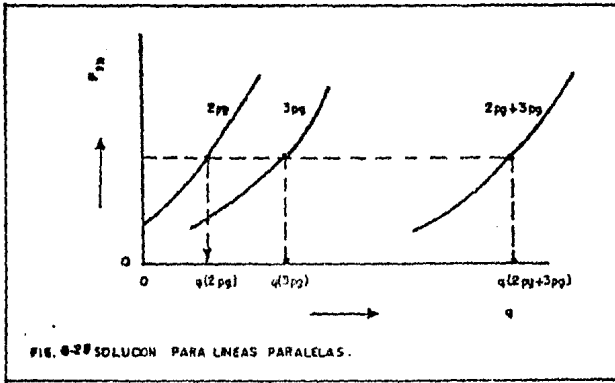
3. El gasto posible para el sistema, se obtiene en la intersección de la curva de flujo del yacimiento al pozo y la curva de flujo a través de la tubería de producción, calculada en el paso anterior.

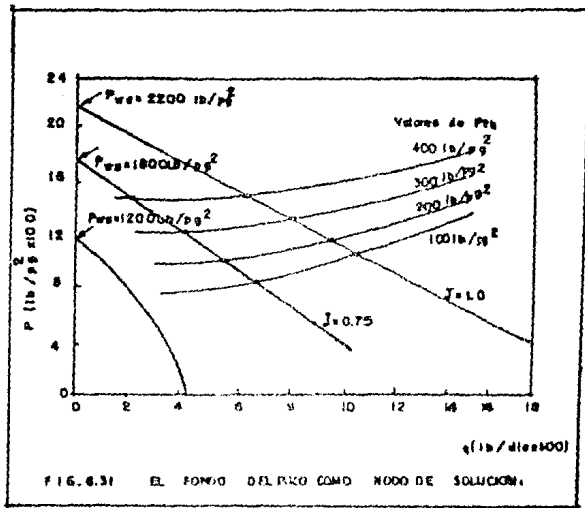
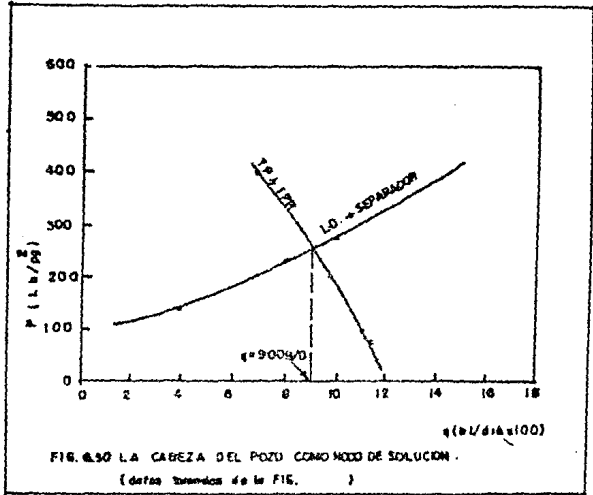
6.2.3 El fondo y la cabeza del pozo en combinación como nodo de solución.

Un procedimiento de solución usado frecuentemente, se muestra en las Figs. 6.29 y 6.30. El resultado obtenido es enteramente igual al logrado con la Fig. 6.24, para la cabeza del pozo como nodo de solución. La diferencia radica en que la presión en la cabeza para cada gasto supuesto, se determinó de una manera distinta.

Procedimiento para el nodo de solución ($P_{th} - P_{wf}$).

1. Se suponen presiones en la cabeza. Para cada presión supuesta, se hace variar el gasto de producción.
2. Se determina la presión de fondo fluyendo para cada presión en la cabeza, y para los diversos gastos supuestos.
3. Se realiza una gráfica de presiones contra gastos, como la que se muestra en la Fig. 6.29, para cada una de las presiones supuestas en la cabeza.
4. Se grafican ahora, las presiones en la cabeza contra los gastos que se tienen en las intersecciones (Fig. 6.29) en la Fig. 6.30.





5. Se completa la solución, graficando las presiones en la cabeza requeridas para el flujo a través de la línea de descarga, a partir de una presión de separación dada (Fig. - 6.30)

La ventaja de esta solución es que se puede obtener tanto la presión de fondo fluyendo como la presión en la cabeza, realizando un esfuerzo mínimo. Se pueden cambiar las condiciones en el yacimiento, para el ejemplo, una P_{wg} ahora de 1800 lb/pg² y un índice de productividad de 0.75; la curva de IPR se puede trazar en la misma Fig. 6.29, a menos que la relación gas/aceite varíe o que el pozo empiece a producir agua.

Para el caso de abatimiento en la P_{wg} , las presiones en la cabeza contra los gastos de producción, se pueden obtener de la Fig. 6.31 y trazarse entonces en la Fig. 6.32; para así obtener la presión en la cabeza necesaria cuando existe un cambio en las curvas de flujo del yacimiento al pozo.

6.2.4 El separador como nodo de solución.

La selección de la presión en el separador como el nodo de solución, es crítica cuando el gas proveniente del separador, deberá tener una presión dada para poder fluir a través de un sistema de alta presión, como una línea de venta o cualquier otro sistema de recolección. La presión de separación controla la presión de succión y está directamente relacionada con la potencia requerida por el compresor (HP). Por ejemplo, suponiendo que se tiene un millón de pies cúbicos de gas que se desean enviar a través de un sistema que se encuentra a una presión de 1000 lb/pg² abs., la potencia necesaria puede ser estimada de la siguiente manera:

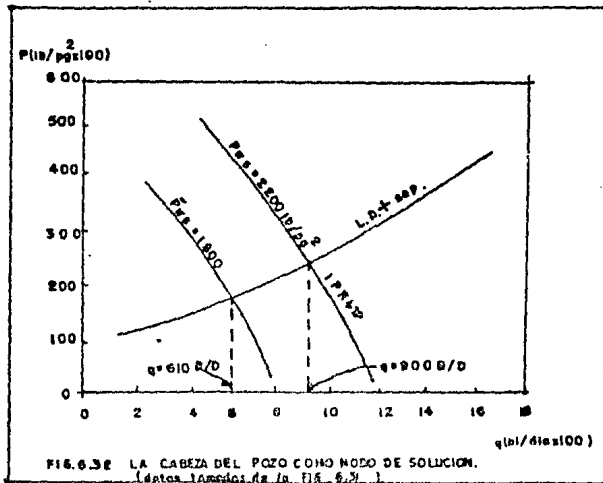


FIG. 6.32 LA CABEZA DEL POZO COMO NODO DE SOLUCION.
(datos tomados de la FIG. 6.29.)

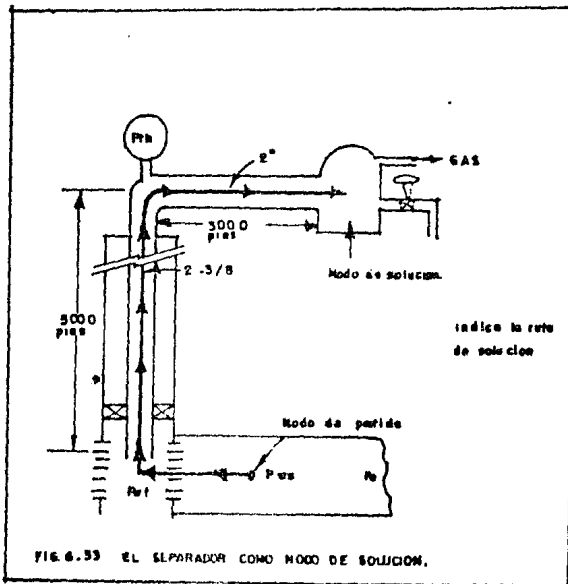


FIG. 6.33 EL SEPARADOR COMO NODO DE SOLUCION.

$$HP = 23 (R_{cp})^{1/n} (n) (q_{gm})$$

Donde:

R_{cp} es la relación de compresión, que se define de la siguiente forma:

$$R_{cp} = \frac{\text{presión de descarga absoluta.}}{\text{presión de succión absoluta.}}$$

n es el número de etapas de separación.

q_{gm} es el gasto volumétrico de gas, en millones de pies cúbicos de gas. por día (para una R_{cp} entre 4.5 y 20, se pueden utilizar dos etapas).

Para el ejemplo, suponiendo unas presiones de succión de 100, 200 y 300 lb/pg², se tiene:

Para 100 lb/pg²

$$R_{cp} = 1000/100 = 10 (2 \text{ etapas}).$$

$$HP = 23 (10)^{0.5} (2) (1) = 145.5 \text{ hp}$$

Para 200 lb/pg²

$$R_{cp} = 1000/200 = 5 (2 \text{ etapas}).$$

$$HP = 23 (10)^{0.5} (2) (1) = 102.8 \text{ hp}$$

Para 300 lb/pg²

$$R_{cp} = 1000/300 = 3.3 \text{ (1 etapa)}$$

$$HP = 23 \text{ (3.33) (1)} = 76.6 \text{ hp.}$$

En la Tabla 6.5, se encuentran la potencia necesaria - en el compresor para un millón de pies cúbicos de gas y seis presiones de separación.

TABLA 6.5

Presion de separación	HP
lb/pg ²	hp
50	205.7
100	145.5
200	102.8
300	76.6
400	57.5
500	46.0

Sin embargo, la presión en el separador no deberá de - reducirse o incrementarse indiscriminadamente, sin antes realizar un análisis del comportamiento del sistema de tuberías en forma completa y en particular de la línea de descarga. El pensamiento intuitivo de que al reducir la presión en el separador se incrementará grandamente el gasto, no es del todo cierto. Hay numerosos casos en - los cuales, una reducción en la presión del separador (por ejemplo de 300 a 200 lb/pg²) produce un cambio desfavorable en el gasto de producción, aún cuando se tenga un bozo de una alta productividad. La razón es que la línea de descarga o la tubería de producción pueden estar siendo una restricción.

En pozos de productividad baja, el yacimiento mismo - puede ser la restricción y un cambio en la presión de separación tendrá un efecto pequeño sobre la producción, dado que un abatimiento adicional en la presión de separación proporcionará un incremento pequeño en el gasto.

Los pozos con bombeo neumático son un problema en la separación, pues los requerimientos de potencia no se controlan ente-ramente por medio de la presión de separación. En estos pozos, - una reducción en la presión de separación de hecho reduce la presión en la cabeza del pozo, y el mismo gasto puede ser obtenido con una inyección menor de gas. La potencia del compresor es una función - tanto de la relación de compresión como del volumen de gas.

Procedimiento para el nodo de solución (p_{sep}).

Dado que la presión de separación por si misma normal-mente no varía con el gasto, se considera para el ejemplo que es - constante e igual a 100 lb/pg². Puede haber algunos casos en donde la presión de separación varíe con el gasto y ésto deberá ser tomado en cuenta en el procedimiento de solución. La Fig. 6.33, muestra la ruta tomada para obtener la solución.

1. Se suponen gastos de producción.
2. A partir de la p_{ws} , se determina la presión de fondo flu-yendo necesaria para que el pozo produzca el gasto supuesto.
3. Con los valores de p_{wf} obtenidos en el paso anterior, - se calculan las presiones en la cabeza correspondientes, -

utilizando para ello el método de flujo multifásico vertical que se considere adecuado (ver capítulo 3). Estos valores han sido calculados previamente y se encuentran en la - Tabla 6.4.

4. A partir de las presiones en la cabeza se determinan las presiones en el separador a cada uno de los gastos, sin considerar el hecho de que la presión en el separador es constante e igual a 100 lb/pg² (Tabla 6.6).

TABLA 6.6

Gasto supuesto bl/dfa	P_{wf} lb/pg ²	P_{th} lb/pg ²	P_{sep} lb/pg ²
200	2000	610	595
400	1800	540	525
600	1600	450	410
800	1400	330	255
1000	1200	180	-
1500	700	-	-

5. Se grafican las presiones en el separador calculadas contra los gastos (Fig. 6.34). Después, trazando la presión constante del separador como una línea horizontal a partir - del valor de 100 lb/pg², se obtiene la intersección con la curva del comportamiento de p_{ws} a p_{sep} que indica el gasto de producción posible para las condiciones del sistema. Para el ejemplo, se obtiene un gasto de producción de 900 bl/dfa. Con lo que se comprueba que para un análisis nodal, realizado de manera correcta, no importa la posición del nodo de selección para obtener resultados veraces.

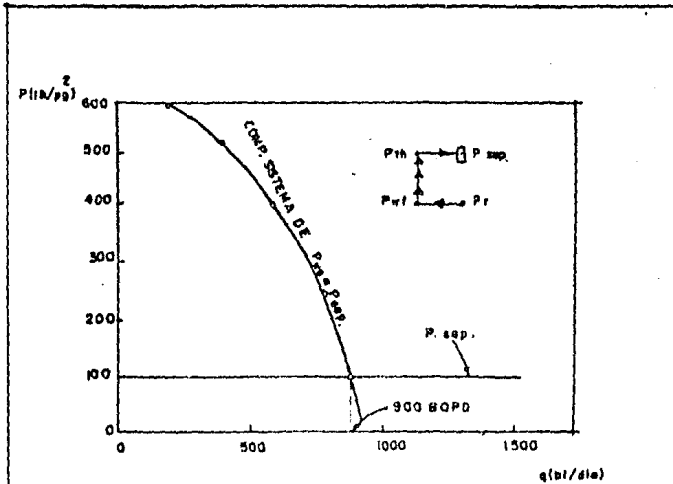


FIG. 6.34 EL SEPARADOR COMO MODO DE SOLUCION.

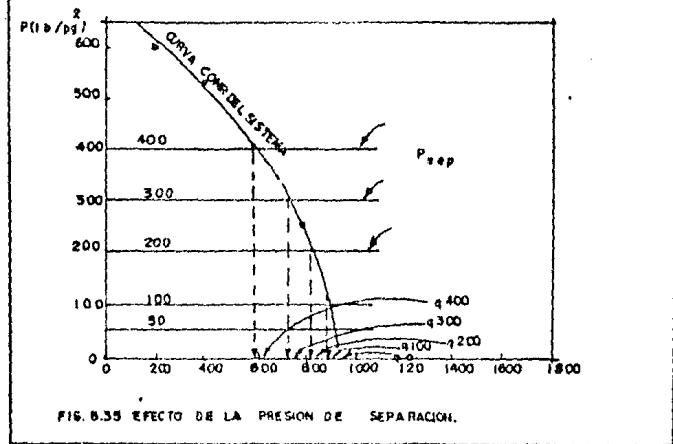


FIG. 6.35 EFECTO DE LA PRESION DE SEPARACION.

Los gastos posibles, para otras presiones de separación se pueden determinar rápidamente con la intersección de la línea horizontal de la presión de separación con la curva de comportamiento total del sistema. Los gastos posibles para otras presiones de separación, se encuentran en la Tabla 6.7 y en la Fig. 6.35.

TABLA 6.7

P_{sep} lb/pg ²	Gasto bl/dfa
0	935
50	920
100	900
200	840
300	750
400	615

Para el ejemplo, se encuentra que no ocurren incrementos significativos en la producción cuando la presión de separación se reduce a valores por debajo de 100 lb/pg². La razón de esto es que la línea de descarga está siendo la restricción para el sistema.

Si se toma al separador como el nodo de solución, es realmente fácil visualizar los efectos de la presión de separación sobre el gasto de producción. Este cambio en el gasto, es influenciado por el sistema en forma total, incluyéndose la capacidad de producción del yacimiento al pozo, diámetros y longitudes de la línea de descarga y de la tubería de producción, uso de estranguladores, etc.

En la Fig. 6.36, se presentan los resultados del análisis del sistema de producción de cuatro pozos. Es obvio que el pozo A indica un incremento significativo en la producción al disminuir la presión de separación; pero el pozo D prácticamente no presenta ningún cambio en la producción con dichas reducciones. En todos los casos el criterio más importante, en la selección de la presión de separación, es el económico.

Como precaución, se deberá siempre analizar completamente la línea de descarga, antes de hacer la selección final de la presión de separación. Hay casos en los que, cambiando la línea de descarga, se muestran cambios mayores en el gasto que cambiando la presión de separación.

Por ejemplo, suponiendo los siguientes datos:

L.D.	longitud	6000 pies	q	1000 bl/día
	diámetro	2 pg	R	2000 pie ³ /bl

Encuéntrese la presión en la cabeza requerida para variaciones en la presión de separación.

Los resultados se presentan en la Tabla 6.8

TABLA 6.8

P_{sep} lb/pg ²	P_{th} lb/pg ²
50	860
100	860
200	885
300	930
600	1090

Se nota que un cambio en la presión de separación de 50 a 100 lb/pg² no tendría efecto sobre el gasto, y un incremento en la presión de separación a 200 lb/pg² requeriría solamente un incremento de presión de 25 lb/pg² en la cabeza.

Este ejemplo ilustra que una reducción en la presión de separación no necesariamente incrementa el gasto de producción. Sin embargo, para las mismas condiciones, un cambio en el diámetro de la línea de descarga tiene un gran efecto sobre la presión en la cabeza, como se indica en la Tabla 6.9.

TABLA 6.9

diámetro L.D. pg	P _{sep} lb/pg ²	P _{th} lb/pg ²
2	100	860
3	100	310
4	100	180

Este ejemplo ilustra la importancia de analizar cada componente en forma separada y, entonces, combinando los componentes obtener el análisis total del sistema.

En el siguiente ejemplo se podrá notar que un cambio en la presión de separación indica una significativa reducción en la presión en la cabeza. Supóngase que se tiene una línea de descarga de 4000 pies de longitud y 2 pg de diámetro, se está produciendo 1000 bl/día con una relación gas/líquido de 1000 pie³/bl, para una presión de separación de 300 lb/pg².

¿Cual es el cambio en la presión en cabeza que se obtiene con una reducción de la presión de separación a 100 lb/pg²? Esto se contesta revisando las presiones en la cabeza para las mismas condiciones, este análisis se hará también para una línea de descarga de 3 pg y 4 pg de diámetro. En la Tabla 6.10, se presentan los resultados.

TABLA 6.10

P_{sep} lb/pg ²	diámetro L.D. pg	P_{th} lb/pg ²
300	2	580
200	2	530
100	2	485
300	3	340
200	3	280
100	3	200
300	4	320
200	4	225
100	4	135

Para este ejemplo, un cambio en la presión de separación muestra un efecto significativo en la presión en cabeza, en particular para la línea de descarga de diámetro grande. Esto indica que, si la línea de descarga es grande, un cambio en la presión de separación realmente producirá un cambio en la presión en la cabeza.

6.2.5 El Yacimiento como nodo de solución.

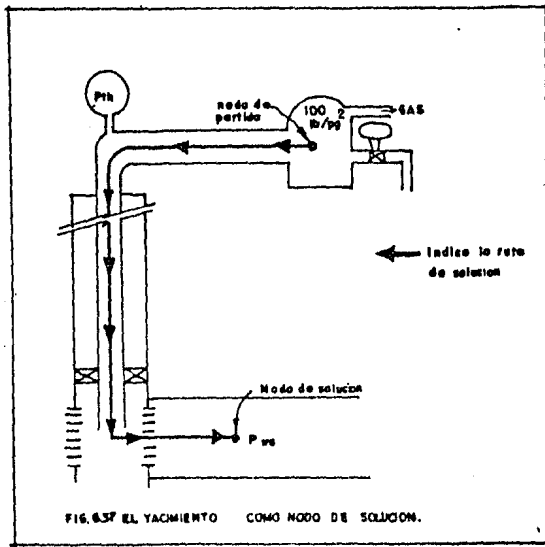
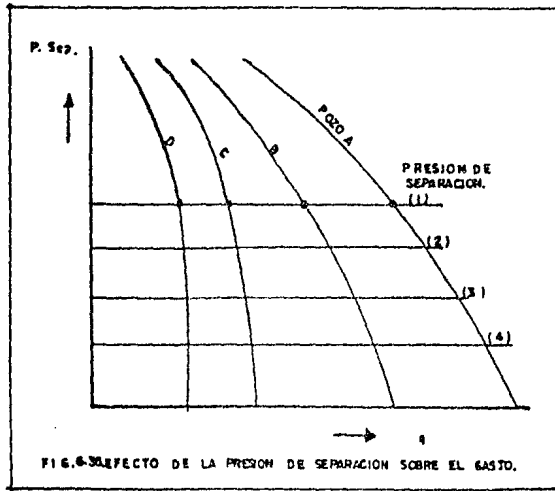
Aunque esta posición del nodo de solución puede tener un valor práctico menor, comparado con algunas de las otras posiciones, se presenta aquí para ilustrar que se obtiene el mismo gasto de producción sin importar la posición del nodo de solución.

La posición permite una ilustración sencilla del efecto del cambio de p_{ws} ; pero cambios en otras variables, tales como la relación gas/líquido y porcentaje de agua, no se incluyen en el ejemplo. Sin embargo, estas variables pueden ser incluidas cuando así se requieran. Así para un yacimiento con empuje por gas disuelto, con decrementos en la p_{ws} la relación gas/líquido se incrementa hasta un cierto valor a partir del cual decrece.

Para la p_{ws} como nodo de solución, los cálculos principian en el separador como posición final y se procede a determinar el valor de p_{ws} sumando todas las pérdidas de presión que se tienen hasta esta posición inicial.

Procedimiento para el nodo de solución (p_{ws}).

1. Se suponen gastos de producción.
2. A partir de la presión de separación (para el caso del ejemplo 100 lb/pg^2) se calcula la presión en la cabeza requerida para mover los fluidos al separador, utilizando el método de flujo multifásico horizontal que se considere adecuado (Ver Capítulo 4).



3. Utilizando las presiones en la cabeza calculadas en el paso anterior y empleando un método de flujo multifásico vertical apropiado (ver capítulo 3), se determinan los valores de p_{wf} para cada uno de los gastos supuestos. Para el ejemplo, estos datos se encuentran en la Tabla 6.2.
4. Con las p_{wf} calculados en el paso anterior, se determina la p_{ws} requerida para cada gasto supuesto. Para el caso de J constante, se tiene:

$$P_{ws} = P_{wf} + q/J$$

Los resultados de estos cálculos se encuentran en la Tabla 6.11.

TABLA 6.11

Gasto supuesto	P_{th}	P_{wf}	P_{ws}
bl/día	lb/pg ²	lb/pg ²	lb/pg ²
200	115	750	865
400	140	880	1020
600	180	1031	1211
800	230	1220	1450
1000	275	1370	1645
1500	420	1840	2260

Estos datos son para el caso de un índice de productividad constante, cuando no es éste el caso, un método de IPR (ver capítulo 2) tendrá que utilizarse. La Fig. 6.38 presenta la solución para el caso de un índice de productividad constante y, de nueva cuenta, se obtiene el gasto de 600 bl/día.

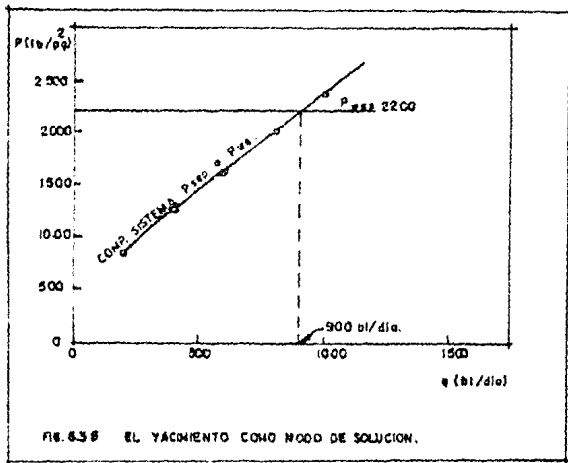


FIG. 6.38 EL YACIMIENTO COMO NODO DE SOLUCION.

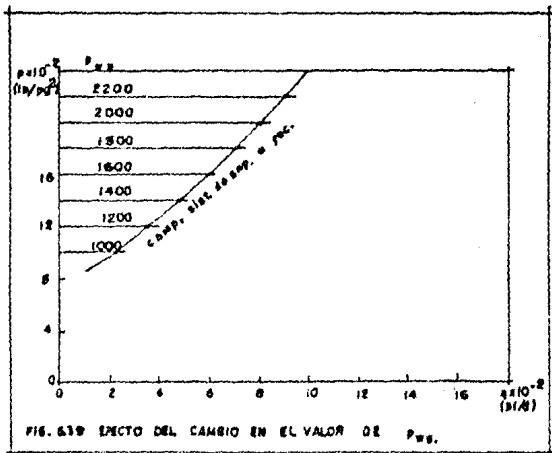


FIG. 6.39 EFECTO DEL CAMBIO EN EL VALOR DE P_{res} .

Tomando la p_{ws} como la posición del nodo de solución, - se puede rápidamente determinar el gasto de producción para cuando - existe una variación en la presión estática del yacimiento. Sin em bargo, en esta solución se supone que no existen cambios en la rela ción gas/líquido o en el porcentaje de agua producido. En la Fig.- 6.10 y en la Tabla 6.12, se encuentran los gastos posibles para una serie de presiones estáticas del yacimiento.

TABLA 6.12

P_{ws}	q
lb/ps ²	bl/dia
2200	900
2000	800
1800	690
1600	580
1400	470
1200	360
1000	240

La utilidad práctica de esta solución es cuestionable, - dado que para condiciones normales, la relación gas/líquido cambia- conforme la presión estática del yacimiento cae, por tanto se requ rirá una nueva curva de comportamiento total del sistema para cada - abatimiento.

6.2.6 Sarta_s Telescopiadas.

Existen varias razones para que una sarta telescopiada- sea colocada en un pozo, pero una de las principales se relaciona - con la utilización de una tubería de revestimiento corta en la termi

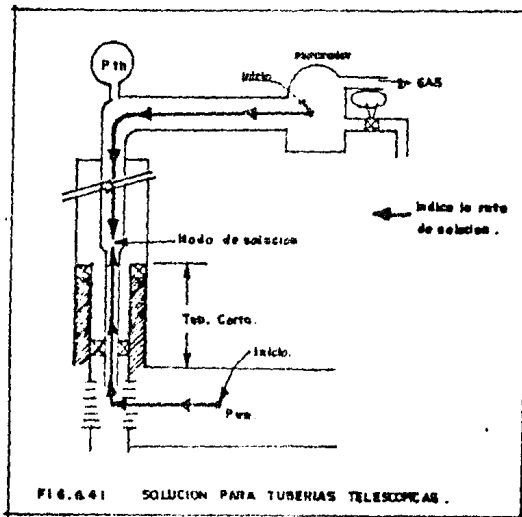
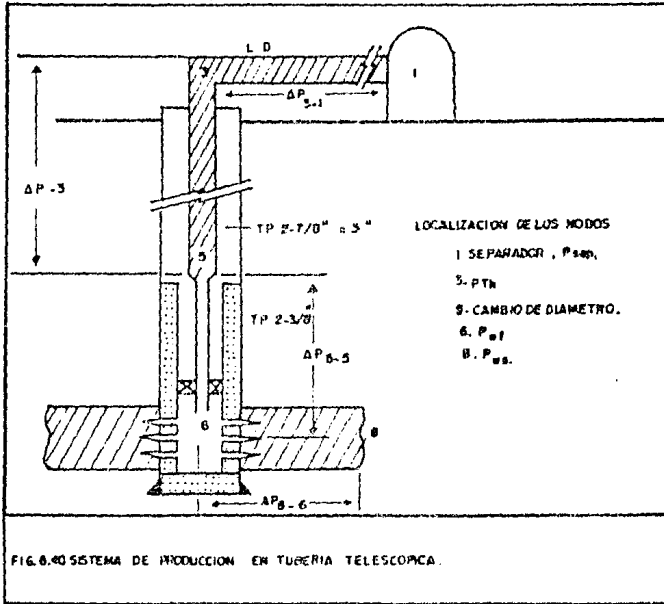
nación. Numerosas terminaciones, especialmente en pozos profundos requieren de la utilización de una tubería corta en la parte más profunda del pozo. Esta tubería corta restringe el diámetro de la tubería de producción que puede colocarse; el diámetro mayor de la tubería de revestimiento, arriba del punto de colocación de la tubería corta, permite la colocación de una tubería de producción de un diámetro mayor, desde la parte superior de la tubería corta hasta la superficie. El análisis nodal permite una solución fácil para determinar el efecto de los diferentes diámetros de tubería arriba de la tubería corta.

Suponiendo que para el pozo del ejemplo trabajado anteriormente, es necesario colocar una tubería corta cerca de los 3500 pies a través de la zona productora a 5000 pies, y que el diámetro interior de esta tubería es tal que una tubería de producción de 2 3/8 de pg es la mayor que se puede instalar. El problema es investigar el posible incremento en la producción con la instalación de una tubería de un diámetro mayor a 2 3/8 pg arriba de la tubería corta, desde 3500 pies hasta superficie.

Procedimiento de solución.

Para dar solución a este problema, el nodo solución se sitúa exactamente en el cambio de diámetros, ésto es 3500 pies hacia el fondo del pozo y en la parte superior de la tubería corta.

Suponiendo que las opciones por analizar son, una tubería de 2 7/8, 3 1/2 o 2 3/8 pg de diámetro exterior. La Fig. 6.4! muestra la ruta de solución: a partir de cada posición final, ésto es, p_{sep} y p_{ws} , se converge a la posición del cambio de diámetro. Principiando en p_{ws} , se calcula p_{wf} , utilizando un método de flujo del yacimiento al pozo; entonces, empleando un método -



de flujo multifásico vertical adecuado, se determina la presión en la parte inferior del cambio de diámetros (abajo del componente telescopiado). Por otro lado, a partir de la presión de separación, se obtiene la presión en la cabeza, empleando un método de flujo - multifásico horizontal adecuado, y se procede a determinar la presión en la parte superior del cambio de diámetros (arriba del componente telescopiado) utilizando un método de flujo multifásico vertical. Entonces, el sistema ha sido dividido en dos componentes, - el componente arriba del cambio de diámetros y el que se encuentra - abajo del cambio de diámetros.

Procedimiento para el nodo de solución en la tubería telescopiada.

1. Se suponen gastos.
2. Para el componente arriba del cambio de diámetros, se obtienen las presiones en la cabeza, para cada gasto supuesto. Estos valores han sido determinados previamente y se encuentran en la Tabla 6.1.
3. Con los valores de presiones en la cabeza calculadas en el paso anterior, se procede a determinar las presiones en la - parte superior del cambio de diámetros; para el ejemplo, - tanto para una tubería de 2 7/8 pg, como para una de - 3 1/2 pg, lo que representa una tubería de 3500 pies de longitud hasta el punto. Esta información está tabulada en la Tabla 6.13.
4. Para el componente abajo del cambio de diámetros, a partir de p_{ws} , se obtienen los valores de p_{wf} para cada uno de - los gastos supuestos, utilizando un método para el cálculo - del flujo del yacimiento al pozo (ver capítulo 2).

TABLA 6.13

Gasto supuesto bl/día	P_{th} lb/pg ²	Presión arriba del componente telescopiado	
		2 7/8 pg	3 1/2 pg
200	115	475	420
400	140	500	475
600	180	600	560
800	230	718	680
1000	275	820	780
1500	420	970	900

5. Con los valores de p_{wf} calculados en el paso anterior y para cada uno de los gastos supuestos, se obtienen las presiones en la parte inferior del cambio de diámetros, utilizando un método de flujo multifásico vertical apropiado. Esto representa una longitud de 1500 pies de una tubería de 2 3/8 pg de diámetro exterior. Estos valores se encuentran tabulados en la Tabla 6.14.

TABLA 6.14

Gasto supuesto bl/día	P_{wf} lb/pg ²	Presión abajo del componente telesco piado.
		lb/pg ²
200	2000	1400
400	1800	1300
600	1600	1170
800	1400	1000
1000	1200	820
1500	700	360

6. Se grafican las presiones arriba del cambio de diámetros - (paso 3) contra las presiones abajo del cambio de diámetros (paso 5), para cada uno de los diámetros supuestos, como se presenta en la Fig. 6.42.

La intersección de las dos curvas de comportamiento, en la conexión de las dos tuberías, indica un gasto de 1020 bl/día para una tubería de 2 7/8 pg de diámetro exterior y 1045 bl/día para una tubería de 3 1/2 pg de diámetro exterior. Para la tubería de 2 3/8 pg el gasto determinado fue de 900 bl/día. Puede notarse que el incremento en el gasto con el cambio de tubería de 2 3/8 pg a 2 7/8 pg es mucho más grande que para el cambio de 2 7/8 a 3 1/2 pg.

Se recomienda que se utilice una tubería de 2 7/8 pg como la tubería telescópica superior, debido a que conforme la presión decrece y el gasto se reduce, la tubería de 3 1/2 pg pudiera ser muy grande y causar una inestabilidad en el flujo (cabeceo) o posible efecto de carga debido al resbalamiento del gas.

Este problema se puede resolver colocando el nodo de solución en cualquier punto del sistema; sin embargo, el procedimiento aquí seguido simplifica los cálculos. Este mismo procedimiento puede utilizarse si ocurre algún cambio en la configuración de las líneas de flujo, en algún punto de la ruta, para el sistema horizontal.

6.2.7 Nodos Funcionales.

En las discusiones previas se supuso que no existen discontinuidades de presión a través del nodo de solución. Sin embargo, en un sistema de producción hay normalmente al menos un punto - donde esta suposición no es cierta. Cuando existe una presión diferencial a través de un nodo, éste se denomina como un "nodo funcional", dado que la respuesta presión-gasto puede ser representada

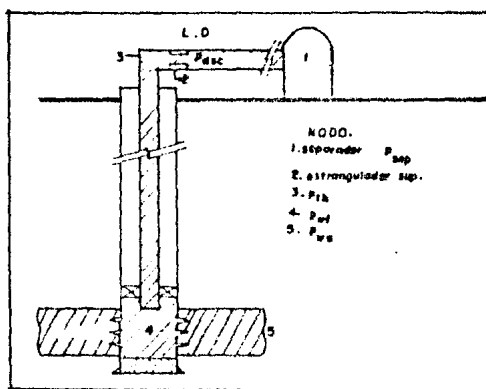
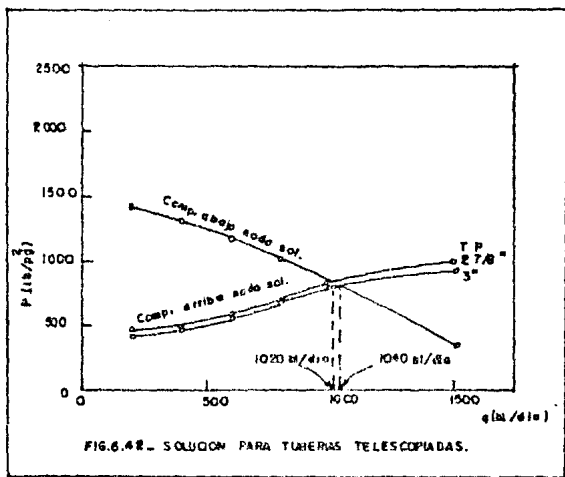


Fig. 6.43 Diagrama de un sistema de producción teniendo un estrangulador superficial instalado.

por alguna función física o matemática. Un nodo funcional es - aquel donde ocurre una pérdida inmediata de presión en una distancia corta. La Fig. 6.1 muestra ejemplos de algunos componentes comunes en los sistemas que son nodos funcionales.

Algunos de los nodos funcionales mas comunes son: los estranguladores superficiales y de fondo, las válvulas de seguridad, las terminaciones con empacamientos de grava y con perforaciones normales.

6.2.8 Estranguladores superficiales.

La ecuación de Gilbert es la mas utilizada en los cálculos concernientes al flujo multifásico a través de estranguladores - superficiales. Existen otras ecuaciones, algunas de ellas se discutieron en el capítulo anterior. La ecuación de Gilbert proporciona resultados razonables y es bastante adecuada para dar los requerimientos, de primer intento, en la selección del diámetro del estrangulador. En la Fig. 6.43 se presenta un pozo en el que se encuentra instalado un estrangulador superficial.

Para la selección del diámetro correcto del estrangulador es necesario manejar un número de presiones en la cabeza para una serie de gastos de producción. Suponiendo que para el ejemplo visto anteriormente, se desea un gasto de 600 bl/dfa. En la Fig. 6.25, se encuentran graficadas las presiones en la cabeza contra los gastos de producción, tomando la presión en la cabeza como nodo de solución. La presión en la cabeza, requerida para lograr el flujo a través de la línea de descarga hasta el separador, no entra en los cálculos, excepto para comprobar la validación de la ecuación de Gilbert en este caso. Por lo que, para el gasto de 600 bl/dfa, el valor de p_{th} necesario es de 450 lb/pg².

Resolviendo la ecuación de Gilbert para d_c :

$$d_c = \left(\frac{10 R^{0.546} q}{P_{th}} \right)^{1/1.89}$$

$$d_c = \left(\frac{10 (400)^{0.546} 600}{450} \right)^{1/1.89} = 22.4/64 \text{ de pg}$$

Se utilizaría el estrangulador de diámetro estándar mas cercano o el diámetro exacto con un estrangulador ajustable.

Hay que hacer notar que el gasto del pozo, sin restricciones, es de 900 bl/día. La Tabla 6.15 presenta los diámetros de estranguladores que se necesitan para una serie de gastos supuestos.

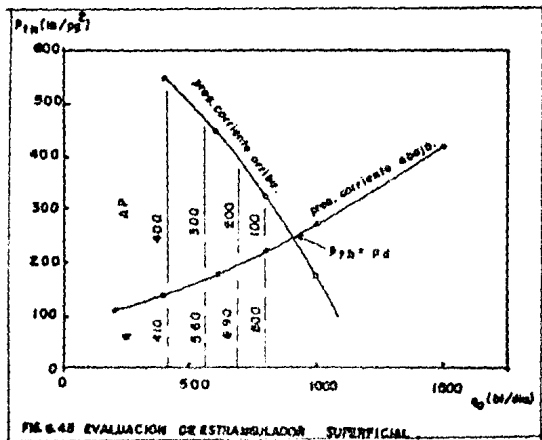
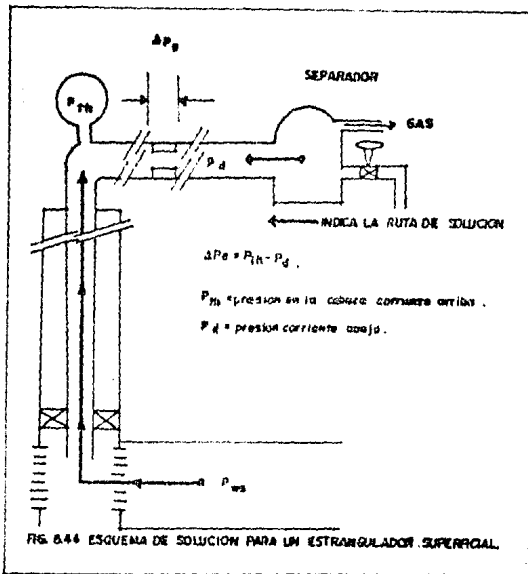
TABLA 6.15

Gasto supuesto bl/día	P_{th} vert. lb/pg ²	d_c 64 avo pg	P_{th} horiz. lb/pg ²	P_D/P_{th_v}
200	610	12.40	115	0.188
400	540	17.90	140	0.259
600	450	22.20	180	0.400
800	330	25.90	230	0.697

Solución por Δp , para un estrangulador en la cabeza del pozo.

En la Fig. 6.44, se indica la ruta de solución. En esta solución se usa la diferencial de presión disponible en la cabeza del pozo para resolver el problema del estrangulador y determinar los gastos posibles para los diferentes diámetros del mismo.

Las diferenciales creadas en la cabeza del pozo se obtienen tomando la cabeza del pozo como el nodo de solución, como se describió previamente en la sección 6.2.2.



Procedimiento para el caso de solución (Δp_c) .

1. Se suponen gastos de producción, se determina la presión en la cabeza necesaria para mover los fluidos hasta el separador. Por otra parte, se calculan las presiones en la cabeza para el sistema vertical a partir de p_{100} , para cada uno de los gastos supuestos.
2. Se grafican las presiones en la cabeza contra los gastos y se indican las Δp_c , como se muestra en la Fig. 6.15.
3. Se grafican los valores de Δp_c típicos de la Fig. 6.15 en la forma que se presenta en la Fig. 6.16.
4. Utilizando una ecuación de flujo a través de estranguladores que se considere adecuado, se suponen gastos y se determinan las presiones en la cabeza correspondientes.

Para el ejemplo, se utilizó la ecuación de Ros:

$$P_{th} = \frac{17.40 \cdot q^{1.75} \cdot \rho}{d^4}$$

Se probaron los siguientes diámetros de estrangulador - para los diferentes gastos supuestos: 16/64, 20/64, 24/64 y 28/64. La Tabla 6.10, presenta los resultados de los cálculos, se incluyen los valores de Δp_c entre la presión en cabeza requerida para mover los fluidos a través del estrangulador y la presión corriente abajo necesaria para mover los fluidos hasta el separador.

Para un pozo en particular, las ecuaciones de flujo a través de estranguladores de la forma de la de Gilbert, pueden ajustarse fácilmente para que reproduzca de una manera más real las condiciones observadas.

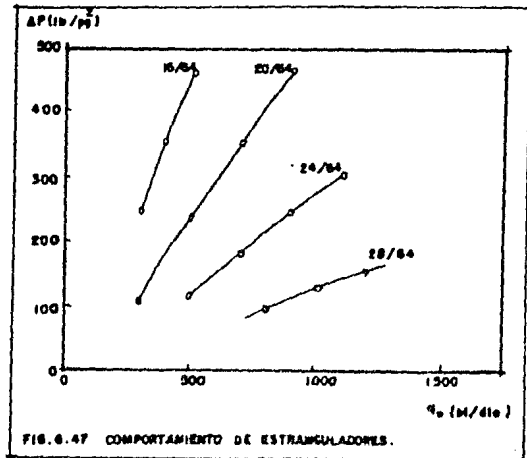
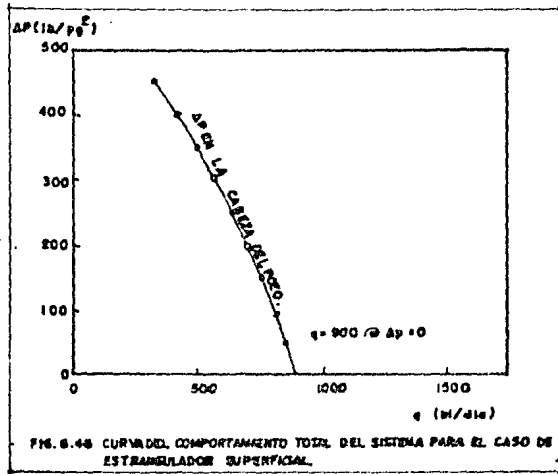


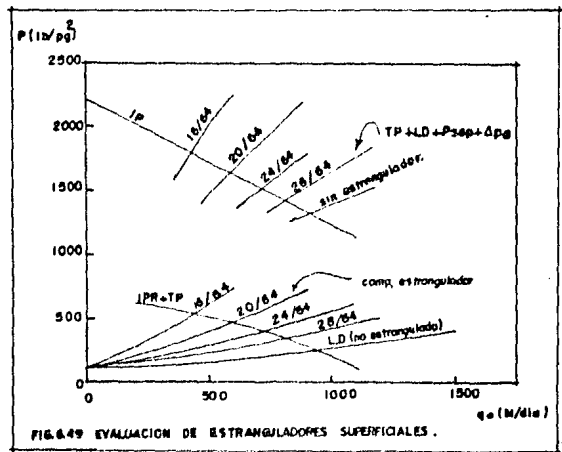
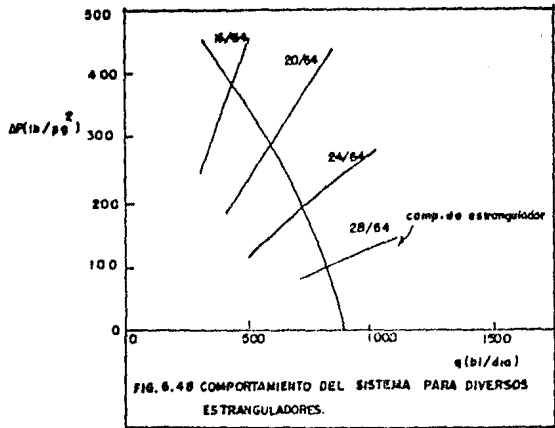
TABLA 6.16

L_c	q M/dia	$P_{th} = P_D$ Horiz. $10/PC^2$	P_{th} estr. $10/PC^2$	P_D/P_{th}	Δp estr. $10/PC^2$
16/64	300	128	370	0.35	242
	400	140	484	0.29	354
	500	160	617	0.26	457
	600	180	741	0.24	561
20/64	300	128	337	0.54	109
	500	160	395	0.41	235
	700	200	553	0.36	353
	900	250	711	0.35	461
24/64	500	160	274	0.58	114
	700	200	384	0.52	184
	900	250	494	0.51	244
	1100	300	602	0.50	302
28/64	300	227	322	0.70	65
	1000	275	400	0.69	125
	1200	330	484	0.68	154

Las Δp calculadas son únicas para el sistema del ejemplo, puede notarse que para cada caso se hizo una comprobación, para asegurar que $P_D/P_{th} \leq 0.7$.

5. De la Tabla 6.16, se grafican las Δp para cada diámetro de estrangulador como se muestra en la Fig. 6.47.

6. Los resultados de las Figs. 6.46 y 6.47, se presentan en una forma similar a la Fig. 6.48.



La Fig. 6.48, muestra el comportamiento total del sistema para los diferentes diámetros de estrangulador. Las curvas de comportamiento del sistema muestra las " Δp requeridas", para los diferentes gastos, considerando el comportamiento del sistema en forma completa, desde el yacimiento hasta el separador. Las curvas de comportamiento del estrangulador muestra las " p creadas" para los diferentes gastos, considerando el comportamiento del estrangulador para los diferentes diámetros. Los puntos de intersección entre las " Δp creadas" y las " Δp requeridas" proporciona los gastos posibles. Por ejemplo, el gasto se reduce de 900 bl/día a 715 bl/día con la instalación de un estrangulador en la cabeza del pozo de 24/64 de pg.

La Fig. 6.49, muestra otra presentación que se usa frecuentemente para evaluar los estranguladores superficiales. El nodo de solución se coloca en el fondo del pozo, para la solución presentada en la parte superior de la Fig. 6.49. En este caso, la solución se obtiene principiando con la presión de separación y se calculan todas las caídas de presión hasta el fondo de la tubería de producción, es decir, al centro del intervalo perforado, para encontrar la presión de fondo fluyendo.

La solución de la parte inferior de la Fig. 6.49, presenta las presiones en la cabeza calculadas a partir del comportamiento del sistema vertical, graficadas contra las curvas de comportamiento horizontal, en donde se incluye al estrangulador. Las tres posiciones de solución dan el mismo resultado.

6.2.9 El flujo en el yacimiento como nodo de solución.

En el capítulo 2, se mencionaron diversos métodos con - que se cuenta parara tratar el flujo del yacimiento al pozo. Jones Blount y Glaze, proponen el uso de un método para realizar el análisis del flujo del yacimiento al pozo, el cual es de simple aplicación y permite realizar un estudio de posibles restricciones de la comunicación pozo-yacimiento. Para ello proponen el uso de la siguiente ecuación:

$$p_{ws} - p_{wf} = Cq + Dq^2 \quad \dots 6.5$$

Dividiendo entre q:

$$(p_{ws} - p_{wf})/q = Dq + C \quad \dots 6.6$$

Los valores de D y C se obtienen mediante la elaboración de una gráfica $(p_{ws} - p_{wf})/q$ vs q, como se indica a continuación:

1. A partir de los datos obtenidos de una prueba de producción (de tres o cuatro gastos), calcule $(p_{ws} - p_{wf})/q$.
2. Grafique los valores anteriores contra q, usando escalas - normales.
3. Dibuje la mejor recta que se ajuste a los puntos trazados.
4. Obtenga el valor de C (ordenada al origen) y el de la pendiente D, usando dos puntos sobre la línea trazada.

Los valores de C y D así calculados, junto con el valor de C', que se obtienen con la Ec. 6.7, permiten establecer el diagnóstico de las condiciones de flujo en el yacimiento.

$$C' = C + Dc_{max} \quad (6.7)$$

Donde el valor de c_{max} se obtiene con la Ec. 6.5 para $p_{wf} = 0$

El diagnóstico se establece de acuerdo a:

- 1.- Si el valor de C es bajo (menor de 0.05) no está dañada la formación. El grado del daño aumenta el valor de C.
- 2.- Si el valor de C'/C es pequeño (menor de 2.0) la turbulencia es poca o nula.
- 3.- Si los valores de C y C'/C son bajos, la terminación del pozo es satisfactoria.
- 4.- Si el valor de C es bajo y el de C'/C alto, la baja productividad es ocasionada por insuficiencia del área disponible al flujo por las perforaciones. Se deberá recomendar la ampliación del intervalo disparado o su reperfusión con mayor densidad de disparos.
- 5.- Si el valor de C es alto y el de C'/C es bajo, se recomendará un tratamiento de estimulación.

Ejemplo:

De una prueba de producción se obtuvieron los datos siguientes:

$$p_{ws} = 4453 \text{ lb/pg}^2$$

Prueba	q_o bl/dfa	P_{wf} lb/pg ²
1	545	4427
2	672	4418
3	748	4412
4	822	4405

Diagnosticue las condiciones de flujo y establezca las recomendaciones para mejorar la productividad del pozo:

Solución:

1. Cálculo de $(p_{ws} - p_{wf})/q_o$

Prueba	$(p_{ws} - p_{wf})/q_o$
1	0.0477
2	0.0521
3	0.0550
4	0.0584

2. De la gráfica de $(p_{ws} - p_{wf})/q_o$ vs q_o se obtiene:

$$C = 0.0260$$

$$D = 3.8360 \times 10^{-5}$$

3. Por lo tanto la Ec. de Jones es:

$$(p_{ws} - p_{wf})/q_o = 3.8369 \times 10^{-5} q_o + 0.0266$$

4. Obtención de $q_{o\max}$

Sustituyendo p_{ws} y p_{wf} en la Ec. de Jones:

$$3.8369 \times 10^{-5} q_{o\max}^2 + 0.0266 q_{o\max} - 4453 = 0$$

Ecuación cuadrática cuya solución es:

$$q_{o\max} = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

$$q_{o\max} = 10\,431.93 \text{ hl/día}$$

5. Cálculo de C' y C'/C

$$C' = C + D q_{o\max} = 0.0266 + (3.8369 \times 10^{-5} \times 10431.9)$$

$$C' = 0.4269$$

$$C'/C = 16.05$$

Diagnostico: Este valor alto de C'/C indica alta turbulencia y -
la conveniencia de incrementar el área disponible al flujo.

REFERENCIAS.

CAPITULO VI.

1. Mind, T. Y. : Principles of Oil Well Production, Mc Graw-Hill Book Company, First Edition (1964), Second Edition (1981).
2. Garricochea, P. F., Acuña, R. A. : "Diseño de Tuberías de Producción y Líneas de Descarga" Revista del Instituto Mexicano del Petroleo, Julio (1973).
3. Gilbert, W. E. : "Flowing and Gas-Lift Well Performance" API - Drilling and Production Practice (1954).
4. Fonseca, C. F. : The Overall System Influencing Oil Well Performance, M. S. Thesis, The University of Tulsa (1972).
5. Kanu, P. E. : "System Analysis Hikes Well Performance", Petroleum Engineer International, May (1980).
6. Mach, J., : "Apply Nodal Analysis to Production Systems", Flopetrol, Well Servicing (1981).
7. Mach, J., Drogans E., and Brown, K.E. : "A Nodal Approach for - Applying Systems Analysis to the Flowing and Artificial or Gas - Wells", paper SPE 8925.
8. Kanu, P. E. , Johnston-Macco/Schlumberger: Comunicación personal.
9. McCoy, J.N., Echometer Co : Comunicación personal.
10. McCoy, J.N. : "Analyzing Well Performance VII", paper SPE - 9750.
11. Tedio, A.L. , University of Texas: Comunicación personal.

CAPITULO 7.

ANÁLISIS NODAL : APLICACION DE PROGRAMAS DE COMPUTO.

La utilización del análisis nodal, es sin lugar a dudas, un procedimiento completo que permite obtener un mejor conocimiento del comportamiento de un sistema de producción. Las características que presentan los diversos métodos necesarios para realizar este tipo de análisis, son idóneas para la elaboración de programas de cómputo. La computadora, como herramienta auxiliar en la resolución de problemas, resulta imprescindible para obtener los datos necesarios en la realización del análisis de un sistema de producción.

En el análisis nodal, se divide al sistema de producción en varios componentes. Es por ello que, contar con programas de cómputo que permitan realizar la evaluación de cada componente, es la manera más adecuada para utilizar la técnica nodal. Elaborar programas de cómputo para cada componente es posible dado la gran versatilidad del análisis nodal, y de ninguna manera los resultados obtenidos se verán afectados por este hecho. El manejo de un programa general de análisis, resulta adecuado en cuanto a la simplicidad en la generación de los datos; pero por otra parte, resulta extenso para lograr su adecuado control.

Para facilitar la elaboración de programas de cómputo, a continuación se presentan los diagramas de flujo de los métodos tratados en los capítulos anteriores.

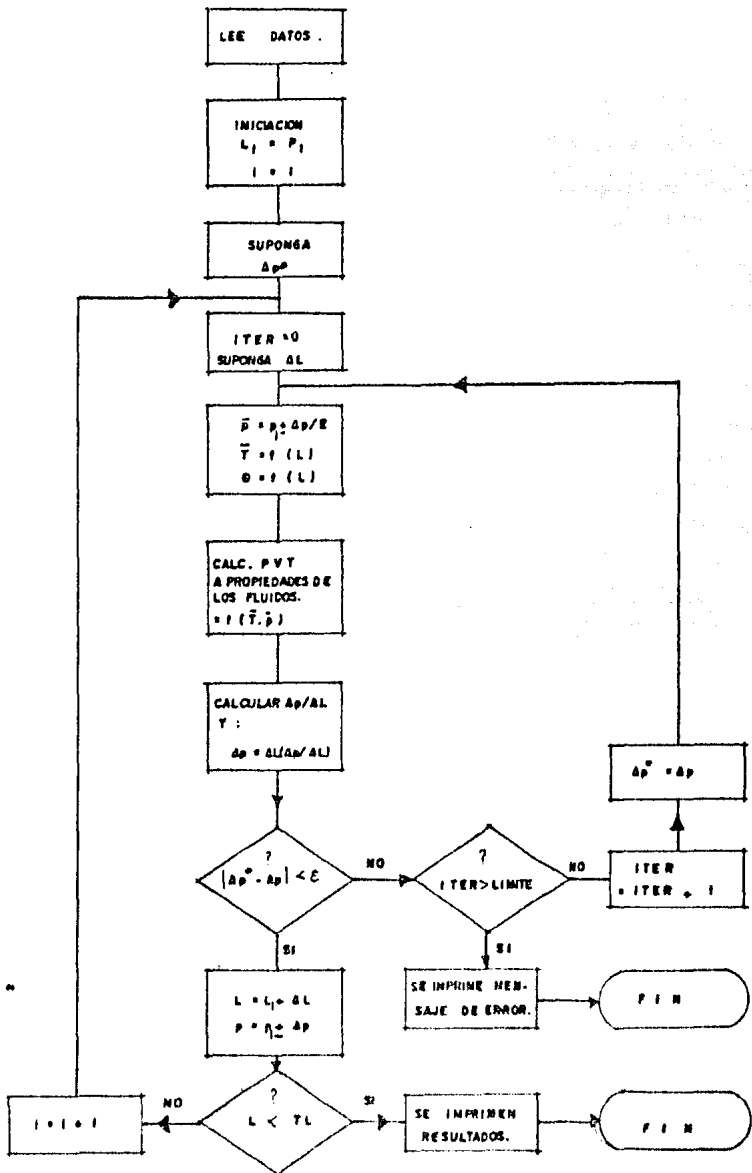


FIG. 7.1. DIAGRAMA DE FLUJO GENERAL PARA EL EMPLEO DE METODOS DE FLUJO MULTIFASICO.

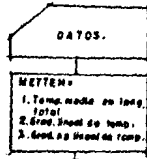


FIG. 7.2. DIAGRAMA SIMPLIFICADO PARA EL EMPLEO DE METODOS DE FLUJO MULTIFASICO EN LINEAS DE DESCARGA — SE INCLUYE GRAD. DE TEMPERATURA (MET. JUAREZ—GARRICOCHEA).

--- LAS PORCIONES ENCERRADAS INDICAN CALCULOS PARA T.P. — pag. siguiente.

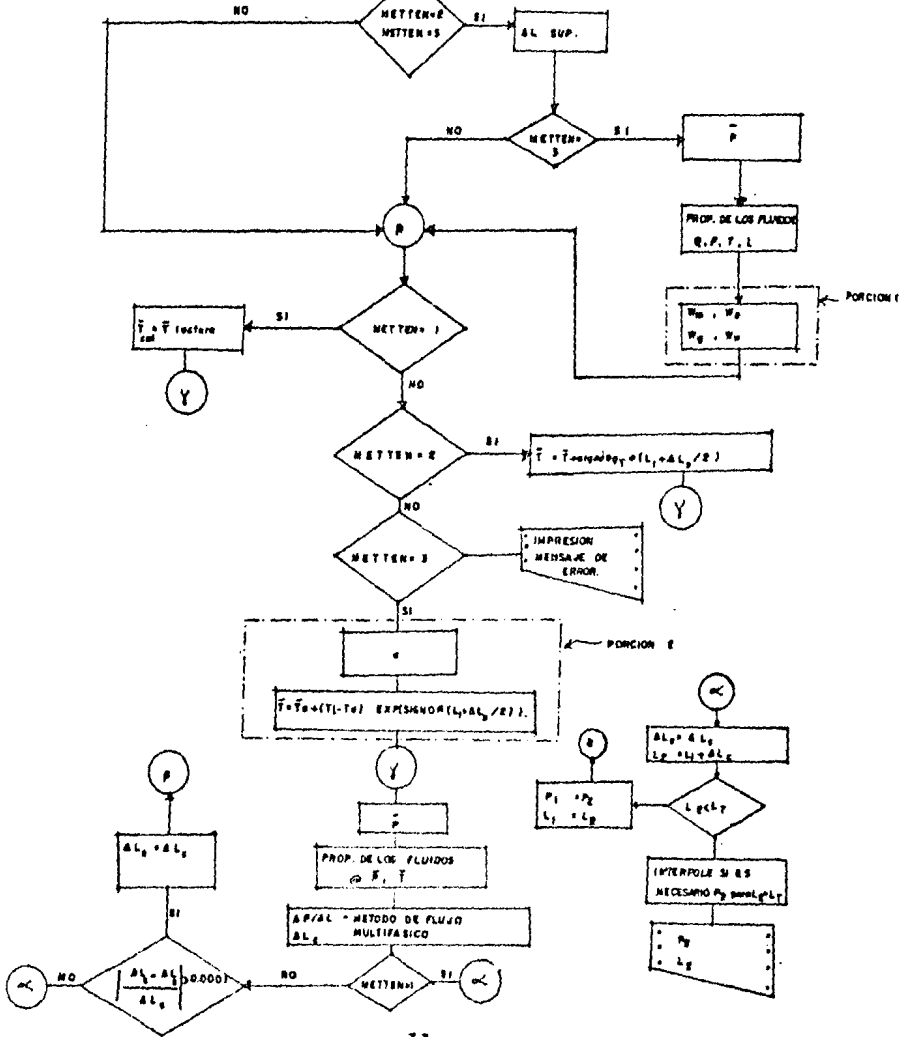
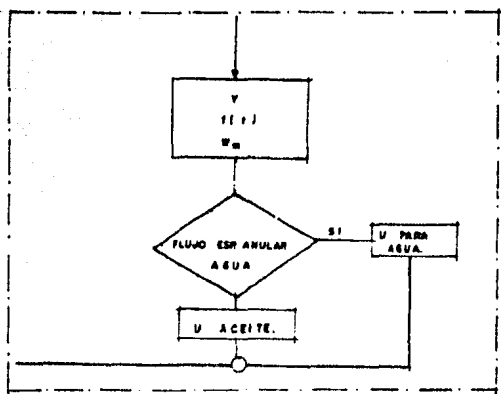
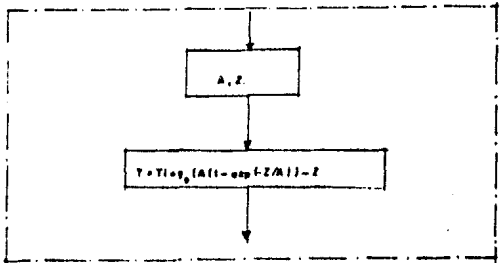


FIG. 7.3
 CALCULOS PARA EMPLEAR EL DIAGRAMA DE FLUJO DE LA FIG. 7.2 PARA LOS CALCULOS EN TUBERIAS DE
 PRODUCCION.

PORCION 1.



PORCION 2



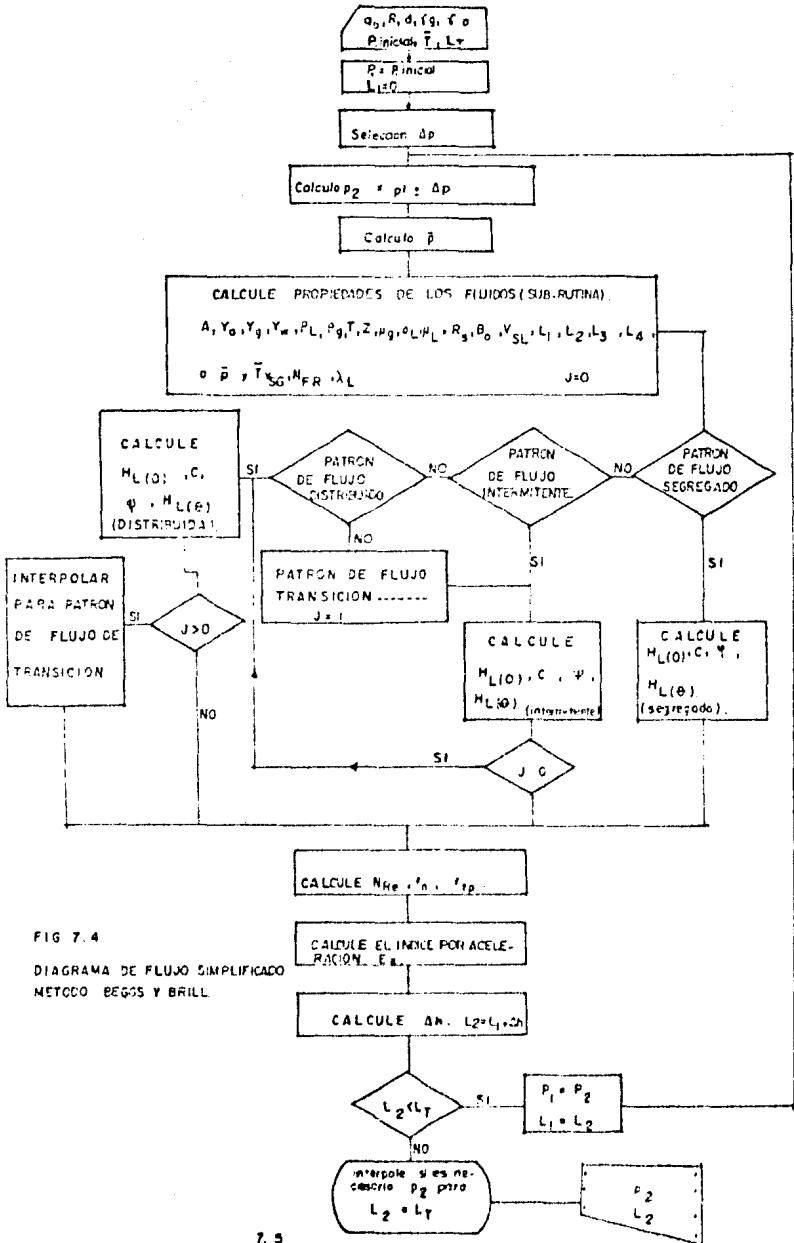


FIG 7.4
DIAGRAMA DE FLUJO SIMPLIFICADO
METODO BEGGS Y BRILL

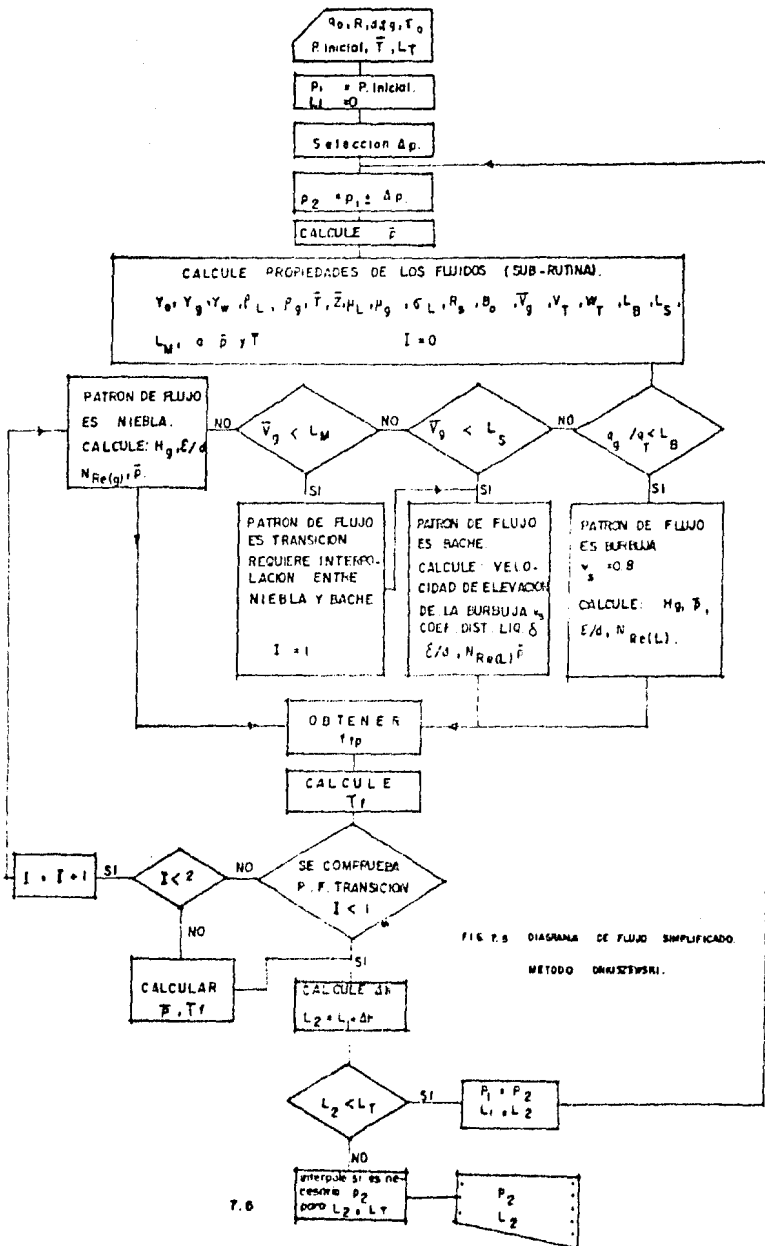


FIG. P.5 DIAGRAMA DE FLUJO SIMPLIFICADO
MÉTODO DRUSZYSKI.

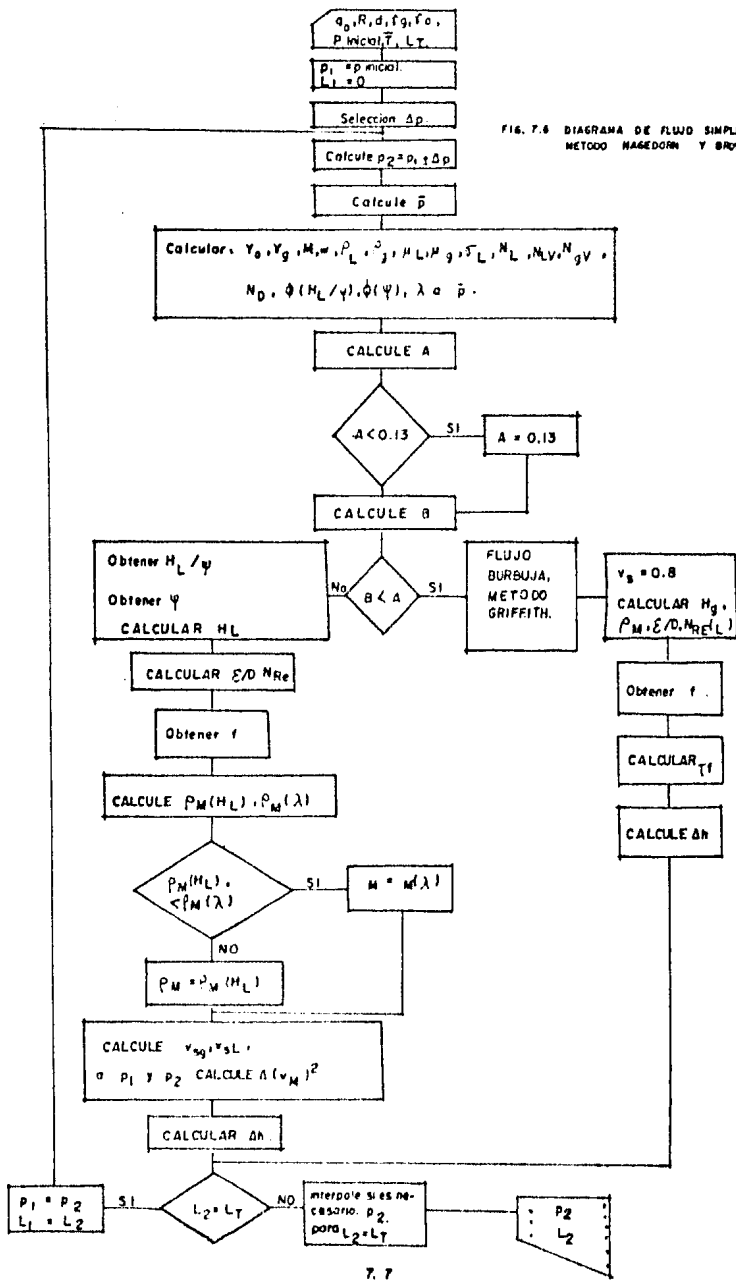
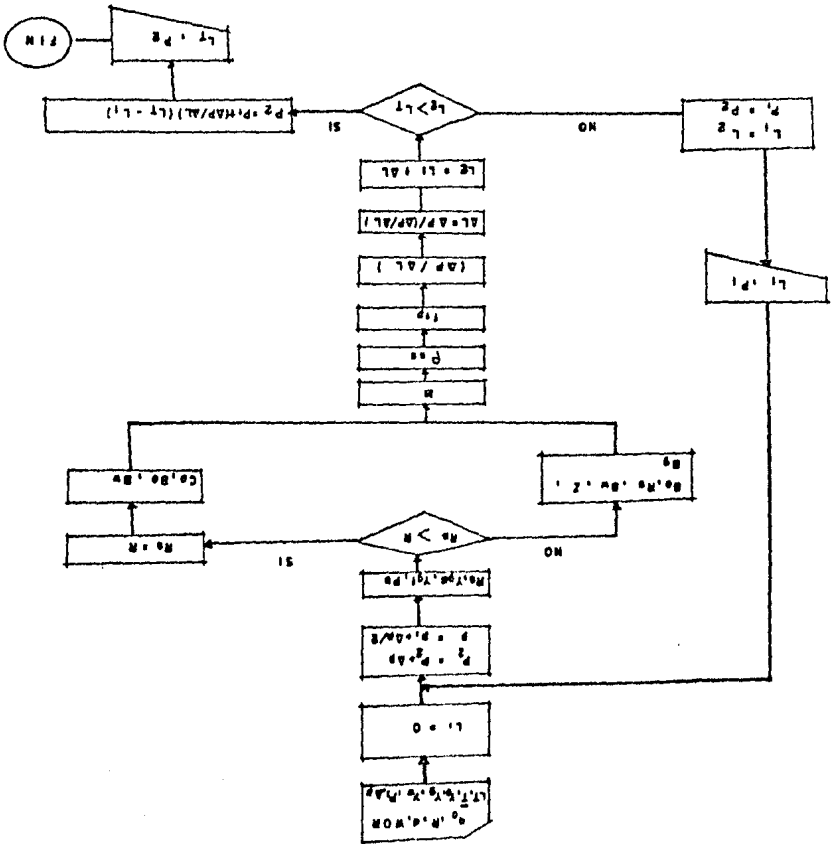


FIG. 7.8 DIAGRAMA DE FLUJO SIMPLIFICADO. METODO HAGEDORN Y BROWN.

FIG. 1.7 DIAGRAMA DE FLUJO SIMPLICADO PARA FLUJO SIMPLICADO PARA FLUJO MULTIFASICO EN TUBERIA VERTICALES. METODO PORTNAN Y CARPENTER



CAPITULO 8.

Conclusiones.

Considerar al pozo, la línea de descarga y al yacimiento como un sistema, es lo mejor para su adecuado manejo y control. Entender a cada uno como parte integrante, en donde una alteración sufrida en cualquier componente tiene una influencia en el resto, clarifica a la vez que simplifica la operación de los sistemas de producción. - Una vez comprendida la importancia de este hecho, antes de dar solución a un problema cualquiera es obligatorio realizar un estudio profundo del sistema, siguiendo los lineamientos marcados por la técnica nodal.

El estudio sistematizado, necesariamente evita llegar a soluciones no globales o de bases no sólidas, ya sea porque no se han estudiado todas las posibilidades de solución o, como sucede en la mayoría de los casos, se tiene poco conocimiento de las diversas técnicas de estudio de los problemas y como habrá de buscarse soluciones a éstos. Los niveles proclivientes estudiados a lo largo de este trabajo, de ninguna manera son recientes o novedosos, diversos aspectos del empleo del concepto nodal pueden encontrarse en la literatura^{1,2,3}, únicamente se era necesario darle a esta técnica un enfoque sistematizado y lograr así, la comprensión de su aplicación y la gran utilidad de los resultados que se obtienen.

En el estudio del tipo nodal, la computadora juega un papel importante, siendo de gran ayuda para lograr el fácil empleo de los diversos métodos de análisis.

La aceptación de los diversos conceptos tratados en el presente - trabajo, ayudará grandemente a mejorar la eficiencia del manejo de - los sistemas de producción. Teniendo por otra parte, siempre pre- sente que cualquier solución técnica debe ser completamentada reali- zando un estudio de viabilidad económica.

A.1.- Conceptos y ecuaciones fundamentales.

A.1.1.- Colgamiento (λ).-Se define como la relación entre el volumen de líquido existente en una sección de tubería a las condiciones de flujo, entre el volumen de la sección aludida. Esta relación de volúmenes depende de la cantidad de líquido y de gas que fluyen simultáneamente en la tubería. Generalmente la velocidad con la que fluye el gas es diferente de la velocidad con que fluye el líquido, existiendo un "resbalamiento" de una de las fases.

El término "resbalamiento" se usa para describir el fenómeno natural del flujo a mayor velocidad de una de las dos fases. Las causas del resbalamiento son diversas. La resistencia al flujo, por fricción es mucho menor en la fase gaseosa que en la fase líquida. La diferencia en compresibilidades entre el gas y el líquido hace que el gas en expansión viaje a mayor velocidad que el líquido. Las fuerzas gravitacionales originan que el líquido se mueva a mayor velocidad que el gas, cuando el flujo es descendente; pero ocurre lo contrario en el flujo ascendente.

Otro concepto que se usa con frecuencia en los cálculos de gradientes para flujo multifásico, es el colgamiento sin resbalamiento (λ). Se define en la misma forma que λ_r , pero se calcula a partir de las condiciones de flujo (p y T) existentes, considerando las producciones obtenidas en la superficie (q_o y R), esto es:

$$\lambda = \frac{q_L}{q_L + q_G} = \frac{1}{1 + \frac{c_o (R - R_g) R_G}{5.615 (q_o R_o + q_w R_w)}} \quad \dots A.1$$

Donde q' = gasto a condiciones de escurrimiento.

A.1.2.- Velocidades superficiales.- Es la velocidad que tendria cualquiera de las fases si ocupara toda la tuberfa. Se define por las expresiones siguientes:

$$v_{sL} \text{ (pies/seg)} = \frac{q'_L}{A_p} = \frac{0.01191 (R_o q_o + R_w q_w)}{d^2} \quad \dots A.2$$

$$v_{sg} \text{ (pies/seg)} = \frac{q'_g}{A_p} = \frac{0.002122 q_o (R - R_s) R_g}{d^2} \quad \dots A.3$$

Donde:

A_p = Area de la seccion transversal de la tuberfa.

$$v_m = \frac{q'_L + q'_g}{A_p} = v_{sL} + v_{sg} \quad \dots A.4$$

De estas dos ecuaciones se observa que:

$$\lambda = \frac{v_{sL}}{v_m} \quad \dots A.5$$

A.2

A.1.3.- Velocidades reales.- Aplicando el concepto de colgamiento, - se pueden calcular las velocidades reales de cada fase:

$$V_L = \frac{Q_L^i}{A_L} = \frac{Q_L^i}{A_p H_L} = \frac{v_{sl}}{H_L} \quad \dots A.6$$

$$V_G = \frac{Q_G^i}{A_G} = \frac{Q_G^i}{A_p (1 - H_L)} = \frac{v_{sg}}{(1 - H_L)} \quad \dots A.7$$

A.1.4.- Densidad de la mezcla de fluidos.

La densidad real de la mezcla de fluidos se obtiene a partir del colgamiento (H_L) con:

$$\rho_m = \rho_L H_L + \rho_G (1 - H_L) \quad \dots A.8$$

Algunos autores calculan la densidad de la mezcla sin considerar el resbalamiento entre las fases, esto es:

$$\rho_{ns} = \rho_L \lambda + \rho_G (1 - \lambda) \quad \dots A.9$$

También puede obtenerse esta densidad a partir de la expresión siguiente:

$$\rho_{ns} = \frac{M}{V_m} \quad \dots A.10$$

Donde:

M = masa de la mezcla a c. esc. por barril de aceite producido a c. s.

V_m = volumen de la mezcla a c. esc. por barril de aceite producido a c. s.

M (lbm/blo a c.s) V_m (pie³ a c. esc/blo a c. s.)

Los valores de M y V_m se obtienen con las ecuaciones siguientes:

$$M = M_o + M_E + M_w \quad \dots A.11$$

$$M_o = Y_{ro} \left(\frac{lb_o/pie^3_o}{lb_w/pie^3_w} \right) \times 62.428 \left(\frac{lb_w}{pie^3_w} \right) \times 5.615 \left(\frac{pie^3_o}{blo} \right) \quad \dots A.12$$

$$M_o = 350.5 Y_{ro} \quad \dots A.12$$

$$M_E = Y_{re} \left(\frac{lb_g/pie^3_g}{lb_a/pie^3_a} \right) \times 0.0764 \left(\frac{lb_a}{pie^3_a} \right) \times R \left(\frac{pie^3_{gp} \text{ a c.s.}}{blo \text{ a c.s.}} \right)$$

$$M_E = 0.0764 Y_{re} R \quad \dots A.13$$

$$M_w = Y_{rw} \left(\frac{lb_w/pie^3_w}{lb_w/pie^3_w} \right) \times 62.428 \left(\frac{lb_w}{pie^3_w} \right) \times 5.615 \left(\frac{pie^3_w}{bl_w} \right) \times WOR \left(\frac{bl_w}{blo} \right)$$

$$M_w = 350.5 Y_{rw} WOR \quad \dots A.14$$

$$\therefore M = 350.5 Y_{ro} + 0.0764 R Y_{re} + 350.5 Y_{rw} WOR \quad \dots A.15$$

$$\text{Cálculo de } V_m \left(\frac{\text{pies}^3_o + \Sigma + w \text{ a c. esc.}}{bl_o \text{ a c.s.}} \right)$$

$$V_{m0} = 5.615 B_o$$

$$V_{mG} = (R - R_s) \left(\frac{\text{pies}^3_{gl} \text{ a c. esc. a c.s.}}{bl_o \text{ a c.s.}} \right) B_G \left(\frac{\text{pie}^3 \text{ c. esc.}}{\text{pie}^3 \text{ a c.s.}} \right)$$

$$V_{mW} = WOR \left(\frac{bl_w}{bl_o} \right) 5.615 \left(\frac{\text{pie}^3_w}{bl_w} \right) B_W \left(\frac{\text{pies}^3_w \text{ a c. esc.}}{\text{pies}^3_w \text{ a c.s.}} \right)$$

$$\therefore V_m = 5.61 B_o + (R - R_s) B_G + 5.615 B_W WOR \quad \dots A.16$$

Sustituyendo las Ecs. A.15, A.16 en la Ec. A.10, se obtiene:

$$\rho_{ng} = \frac{350.5 (Y_{ro} + Y_w WOR) + 0.0764 R Y_g}{5.615 (B_o + B_W WOR) + (R - R_s) B_G} \quad \dots A.17$$

A.1.5.-Gasto másico.- Se define por la siguiente expresión:

$$W_m = \frac{\text{lbm de líquido y gas}}{\text{segundo}} \quad \dots A.18$$

Puede obtenerse con cualquiera de las ecuaciones siguientes:

$$W_{\Sigma} = \frac{q_o M}{86400} \quad \dots A.19$$

$$W_{\Sigma} = W_o + W_w + W_{\Sigma} \quad \dots A.20$$

$$W_o = \rho_o q_o R_o / 15391 \quad \dots A.21$$

$$W_w = \rho_w q_w R_w / 15391 \quad \dots A.22$$

$$W_{\Sigma} = \rho_{\Sigma} q_o (R - R_s) R_{\Sigma} / 86400 \quad \dots A.23$$

A.1.6.- Viscosidad de la mezcla.

Dependiendo del método que se aplique, se usan las siguientes ecuaciones para obtener la viscosidad de la mezcla de fluidos:

$$\mu_{ms} = \mu_L \lambda + \mu_{\Sigma} (1 - \lambda) \quad \dots A.24$$

$$\mu_m = \mu_L H_L + \mu_{\Sigma} (1 - H_L) \quad \dots A.25$$

Donde:

$$\mu_L = \mu_o f_o + \mu_w f_w \quad \dots A.26$$

$$f_o = \frac{R_o}{R_o + \text{WOR} R_w} \quad \dots A.27$$

$$f_w = 1 - f_o \quad \dots A.28$$

f_o .- es la relación aceite-líquido.

f_w .- es la relación agua-líquido.

A.1.7.- Tensión superficial de la mezcla de líquidos.

Se obtiene con la siguiente expresión:

$$\sigma_L = \sigma_o f_o + \sigma_w f_w \quad \dots A.29$$

A.1.8 Factor de fricción.

El valor del factor de fricción (f) es función de la rugosidad de la tubería (ϵ) y el número de Reynolds (N_{Re}), esto es:

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

El número de Reynolds (adimensional) se define como:

$$N_{Re} = \frac{d \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad \dots A.30$$

Para calcular el valor de f , es necesario determinar el régimen de flujo. En conductos, los fluidos se mueven de acuerdo a cualquiera de los siguientes regímenes de flujo: laminar o turbulento. El flujo laminar ocurre cuando las partículas de fluido se mueven en líneas rectas paralelas al eje del conducto. A velocidades mayores, las partículas se mueven de una manera caótica, formando vórtices y remolinos; en este caso el flujo es turbulento. Osborne Reynolds estableció experimentalmente un parámetro para determinar el régimen de flujo en tuberías. A este parámetro (ecuación A.30), se le conoce como número de Reynolds. El flujo laminar se presenta cuando $N_{Re} < 2200$ y el flujo turbulento cuando $N_{Re} > 3100$.

Para flujo laminar de una sola fase, el factor de fricción depende exclusivamente del número de Reynolds y está dado por:

$$f = \frac{64}{N_{Re}} \quad \dots A.31$$

Para flujo turbulento ($N_{Re} \geq 3100$), el factor de fricción está dado por la ecuación de Colebrook y White:

$$f = \left[-2 \log \left(\frac{\epsilon}{3.715 d} + \frac{2.514}{\sqrt{f} N_{Re}} \right) \right]^{-2} \quad \dots A.32$$

Se observa que para calcular f , en este caso, se requiere de un proceso iterativo.

Basándose en la ecuación (A.32) Moody preparó un diagrama para determinar el factor de fricción en tuberías de rugosidad comercial.

Encontrándose que:

- a) Para $N_{Re} < 2300$ (Flujo laminar) f depende exclusivamente del número de Reynolds.
- b) A partir de $N_{Re} = 3100$, se inicia la zona de transición. Dentro de ésta, f depende tanto de N_{Re} como de ϵ/d (rugosidad relativa)
- c) La zona francamente turbulenta se inicia a diferentes valores de N_{Re} dependiendo del valor de ϵ/d . En esta zona f es independiente de N_{Re} y varía únicamente con la rugosidad relativa. El valor de f puede obtenerse, para flujo turbulento, con:

$$f = \left(-2 \log \left(\epsilon / 3.715 d \right) \right)^{-2} \quad \dots A.33$$

- d) Cuando el flujo es crítico ($2300 < N_{Re} < 3100$) el factor de fricción se puede aproximar con la siguiente expresión:

$$f = 0.5675 N_{Re}^{-0.3192} \quad \dots A.34$$

Los valores de f , expresados en estas últimas cuatro ecuaciones A.31 a A.34, se utilizarán, junto con la ecuación de Darcy, en el cálculo de las pérdidas de presión por fricción.

Como se indicó, el valor de f , para flujo turbulento, es función también de la rugosidad ϵ . Para tuberías comerciales ϵ varía de 0.0006 a 0.0008 pg. Para tuberías de producción comúnmente se emplea-

un valor de $\epsilon = 0.0006$ y para líneas superficiales de 0.0006 a 0.0-0075 μg .

La siguiente ecuación permite obtener un valor de f bastante aproximado, cuando el régimen de flujo es turbulento ($N_{Re} > 3100$)

$$f = \left[1.14 - 2 \log \left(\frac{\epsilon}{d} + \frac{21.25}{N_{Re}^{0.9}} \right) \right]^{-2} \quad \dots A.35$$

ANEXICO B.

CALCULO DE LA DISTRIBUCION DE LA TEMPERATURA EN TUBERIAS.¹

B.1 Introducci3n.

En este ap6ndice se presenta un conjunto de ecuaciones para calcular el perfil de la temperatura en una tubería que transporta agua, - aceite, gas o una mezcla de dichos fluidos.

La temperatura es un parámetro importante, ya que las propiedades de los fluidos dependen de ella y, por consiguiente, las pérdidas de en las tuberías. Generalmente la variaci3n de la temperatura en las tuberías se supone; sin embargo en muchos casos es conveniente calcularla, a fin de asegurar resultados mas precisos. Algunos ejemplos son: a) Diseño de oleoductos que transportan aceite viscoso; b) Diseño de tuberías submarinas; c) Cálculo de caídas de presi3n en pozos productores de aceite volátil o de gas y condensado; d) Cálculo del cambio en la longitud de una tubería de producci3n y en sus esfuerzos, al realizar un tratamiento de estimulaci3n, o al producir el pozo con gastos altos.

B.2 Perfil de temperatura estable en una tubería con flujo horizontal monofásico.

La siguiente ecuaci3n permite calcular la temperatura estable en un oleoducto:

$$T_x = T_a + (T_1 - T_a) \exp(-ax) \quad \dots B.1$$

El problema para aplicarla es la determinaci3n del valor del coeficiente de transmisi3n de calor. Para oleoductos enterrados se ha encontrado experimentalmente que el valor de U varía entre 4.8 y 14.

El valor de C_p para el aceite varía entre 0.35 y 0.60.

Para calcular la distribución de la temperatura en un gaseoducto, hay que considerar el efecto del cambio en la temperatura, resultante por la expansión del gas, al abatirse su presión a lo largo de la tubería. Este efecto se conoce como efecto de Joule-Thompson

La ecuación para un gaseoducto es:

$$T_x = T_1 - (T_a + (\eta/a) (dp/dx)) \exp(-ax) \\ + (T_a + (\eta/a) (dp/dx)) \quad \dots B.2$$

Donde:

η .- Coeficiente de Joule-Thompson, definido por: (dT/dp)
(Fig. B.1).

dp/dx .- Gradiente de presión, $lb/pg^2/ft$.

B.3 Perfil de temperaturas en flujo multifásico horizontal.

La siguiente ecuación puede emplearse para calcular la temperatura cuando se tiene flujo multifásico:

$$T_x = T_a + (T_1 - T_a) \exp (-a x) \quad \dots B.3$$

$$a = 0.2618 Ud / (W_g C_{pg} + W_o C_{po} + W_w C_{pw}) \quad \dots B.4$$

$$W_g = \rho_g q_o (R - R_s) R_g \quad \dots B.5$$

$$W_o = 5.615 \rho_o q_o R_o \quad \dots B.6$$

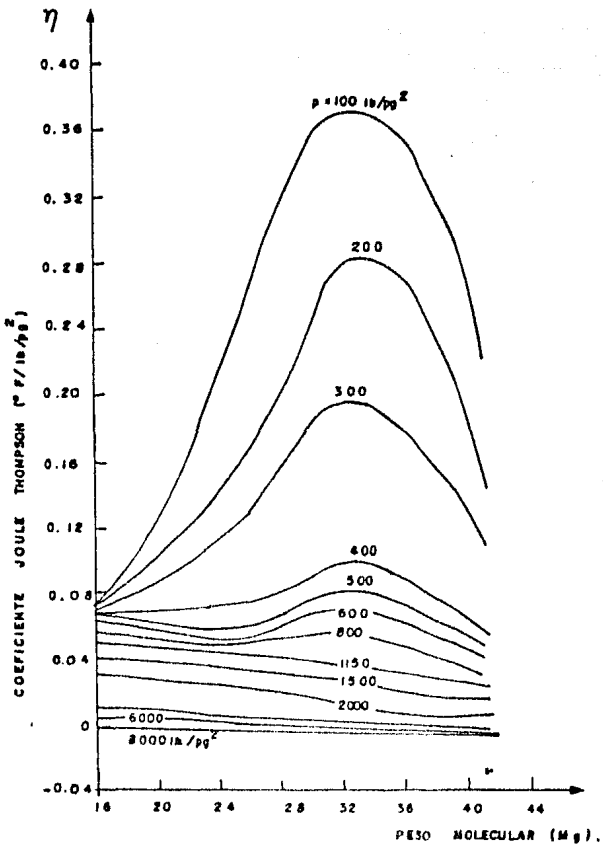


FIG. B.1 VALORES DE η PARA GASES DE DIFERENTE PESO MOLECULAR A PRESIONES VARIABLES.

$$V_w = 5.615 \quad w \quad Q_w \quad R_w \quad \dots B.7$$

En la Ec. B.4, C_{fD} , C_{fO} y C_{fw} , son los calores específicos del gas, del aceite y del agua. Los gastos másicos se toman generalmente a condiciones superficiales y se emplean valores típicos de $C_{fD} = 0.8$, $C_{fO} = 0.4$ y de $C_{fw} = 1.0$ Btu/lbs $^{\circ}$ F, dada la dificultad obvia en resolver las ecuaciones anteriores. Una gráfica que permite calcular el valor de C_{fD} se presenta en la Fig. B.2

B.4 Perfil de temperaturas en tuberías de producción.

La temperatura a lo largo del pozo puede determinarse, en forma sencilla y precisa, mediante el procedimiento propuesto por Romero Juárez:

En el cálculo se emplea la ecuación de Ramey:

$$(Z, t) = z_e Z + T_{es} - z_c A + (T_{fs} + z_e A - T_{es}) \exp(-z/A) \quad \dots B.8$$

Donde :

$$A = \frac{V_f C_f (k_{hc} + r_{ti} U f(t))}{2 \pi r_{ti} k_{hc} U} \quad \dots B.9$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{X_t + X_c}{k_{hs}} + \frac{X_{an}}{k_{han}} \quad \dots B.10$$

La función del tiempo $f(t)$ puede calcularse, para tiempos menores de 400 días con:

$$\log f(t) = 0.31333 \log Y - 0.06 (\log Y)^2 + 0.006666 (\log Y)^3 \quad \dots B.11$$

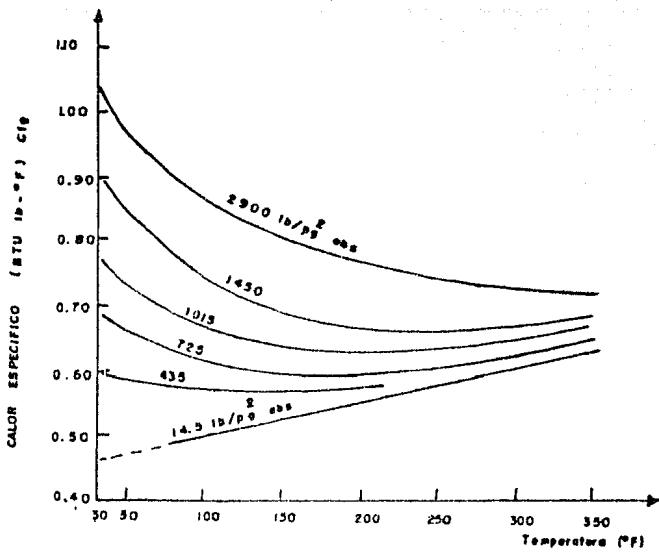


FIG. 8.2 CALOR ESPECIFICO DEL GAS NATURAL CON DENSIDAD RELATIVA 0.6 A 0.7.

Donde:

$$Y = 582 t / d_{ce}^2 \quad \dots B.12$$

La Ec. B.9 puede escribirse para un pozo inyector como:

$$A = F i \quad \dots B.13$$

Donde:

$$F = \frac{\Omega_f C_f}{2 k_{he}} \frac{1 + B f(t)}{B} \quad \dots B.14$$

$$B = r_{ti} U / k_{he} \quad \dots B.15$$

La nomenclatura usada en estas ecuaciones es:

A.- Función definida por la Ec. B.9, pies

B.- cantidad definida por la Ec. B.15

C_f .- calor específico del fluido, Btu/lbr - °F

d_{ce} .- diámetro exterior de la T.R., pg.

d_{ci} .- diámetro interno de la T.R., pg.

d_{te} .- diámetro externo de la T.P., pg.

d_{ti} .- diámetro interno de la T.P., pg.

F.- factor definido por la Ec. B.14

$f(t)$.-función del tiempo de la conducción de calor.

σ_e .-gradiente geotérmico, °F/pie

h.-coeficiente de transferencia de calor de la película interior
Btu/dfa - pie² - °F

Q_i .- costo de inyección, bl/día

K_{han} .- conductividad térmica en el espacio anular, Btu/día-pie- $^{\circ}$ F

K_{hs} .- conductividad térmica de la tierra, Btu/día-pie- $^{\circ}$ F

K_{hs} .- conductividad térmica del acero, Btu/día-pie- $^{\circ}$ F

r_{ti} .- radio interior de la T.P., pies.

t .- tiempo, días

T_{wh} .- temperatura de fondo del pozo, $^{\circ}$ F

T_{os} .- temperatura del terreno en la superficie, $^{\circ}$ F

T_{os} .- temperatura del fluido en la superficie, $^{\circ}$ F

U .- coeficiente de transferencia de calor total, Btu/día-pie 2 - $^{\circ}$ F

Q_p .- costo básico, lbm/día.

Y_{an} .- amplitud del espacio anular, pie.

Y_o .- espesor de la T.R., pie.

Y_p .- espesor de la T.P., pie

Ω_f .- densidad del fluido, lbm/bl

7.4.1 Temperaturas en un pozo inyector de agua.

Usando valores típicos de $\Omega_f = 250$ lb/bl, $C_f = 1$ Btu/lbm- $^{\circ}$ F, $K_{han} = 22.6$ Btu/día-pie- $^{\circ}$ F, $K_{hs} = 600$ Btu/día-pie- $^{\circ}$ F y $K_{hs} = 9.432$ Btu/día-pie- $^{\circ}$ F (suponiendo el espacio anular lleno de agua), las ecuaciones B.14 y B.15, se convierten en:

$$F = 1.358 (1 + R f(t)) / R \quad \dots B.16$$

$$R = d_{ti} \quad V / 206.4 \quad \dots B.17$$

El valor de U , despreciando la resistencia al flujo de calor de los dos primeros términos de la Ec. B. 10, ya que son muy pequeños comparados con la resistencia al flujo de calor del espacio anular queda:

$$U = 226.4 / (d_{ci} - d_{te}) \quad \dots B.18$$

Sustituyendo en la Ec. E.15 :

$$W = 0.281 d_{ti} / (d_{ci} - d_{te}) \quad \dots B.19$$

Para pozos inyectoros a través de la T.R. (sin T.P.), $d_{te} = d_{ti}$ por lo que:

$$A = 1.658 i f(t) \quad \dots B.20$$

Cuando el espacio anular contiene aceite con:

$k_{hf} = 1.996$, $\gamma_{ro} = 0.8$ y $\mu_f = 0.3$ c.p., el valor de B es:

$$B = 0.0564 d_{ti} / (d_{ci} - d_{te}) \quad \dots B.21$$

B.4.2 Temperaturas en un pozo productor de aceite y gas.

Los pozos con gastos altos pueden sufrir elongaciones considerables en sus T.P. También es importante activar la temperatura en la boca del pozo para definir el procedimiento de los fluidos producidos.

La Ec. B.8, para un pozo productor se convierte en:

$$T(z,t) = T_{bh} + E_c (A (1 - \exp (-z/A)) - z) \dots B.22$$

El valor de A se calcula con la Ec. B.9, donde:

$$W_f = W_m = q_o \cdot t \quad \dots B.23$$

Para usar la Ec. B.9, es necesario determinar previamente el valor de C_p , que puede obtenerse ponderando los calores específicos de cada fase con sus respectivos pesos másicos:

$$C_p = (W_g C_{pg} + W_o C_{po} + W_w C_{pw}) / W_m \quad \dots B.24$$

Cuando el espacio anular contiene aceite, el valor de U puede aproximarse con:

$$U = 45.50 / (d_{ci} - d_{to}) \quad \dots B.25$$

En esta ecuación se considera la conductividad térmica del aceite con un valor de 1.396 Btu/fta-pie-^oF.

B.4.3 Efecto Joule - Thompson en Flujo Multifásico.

Este efecto se presenta sólo cuando la presión es menor que la de saturación. Cuando el gas se libera en cantidades apreciables, su efecto debe ser considerado en la caída de la temperatura. El abatimiento en la temperatura, debido a la liberación y expansión del gas, puede calcularse con:

$$T_h = k' (z - z_h) \quad \dots B.26$$

Donde:

k' .- constante de abatimiento de la temperatura por el efecto Joule-Thompson, ^oF/pie

z_h .- longitud a la que se tiene la presión de saturación de la ceite, pie.

B.4.1 Abatimiento de la temperatura en las tuberías conductoras verticales (risers) utilizadas en los sistemas de producción submarinos.

El ritmo de transferencia de calor en las tuberías submarinas es generalmente mayor que el existente en tuberías subterráneas. Esto se debe a las corrientes de convección del agua, que disipan el calor mas rapidamente que en la conducción para tuberías enterradas o la convección forzada de aire sobre una tubería superficial.

Las tuberías conductoras verticales generalmente están descubiertas, mientras que las líneas de recolección submarinas están recubiertas con concreto, para compensar el efecto de flotación. El efecto aislante de calor, del concreto, debe incluirse en los cálculos del abatimiento en la temperatura.

El perfil de temperatura se calcula con la Ec. B.3, cuando se tiene flujo multifásico. El problema para aplicar esta ecuación es el cálculo de U, que está dado por:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{X_r}{k_{hc}} + \frac{X_t}{k_{hs}} + \frac{1}{h_o} \quad \dots B.27$$

Donde:

X_r .- espesor del recubrimiento de concreto, pies.

X_t .- espesor de la tubería, pies.

k_{hc} .- conductividad térmica del recubrimiento de concreto o del material aislante, Btu/dfa-pie-°F.

h_o .- conductividad térmica de la película exterior, Btu/dfa-pie-°F.

Generalmente h puede despreciarse. Cuando el recubrimiento de concreto es mayor de 4 pg., también son despreciables k_{hs} y h_o . -

La conductividad térmica del concreto puede variar substancialmente con el contenido de humedad y su integridad estructural. La conductividad térmica de la película exterior es función de la velocidad del fluido ambiental, normal a la tubería.

El valor de h_o puede obtenerse mediante la aplicación de diversas correlaciones. Aquí se verá solamente la establecida por Fund, que es:

$$N_u = (0.35 + 0.56 R_e^{0.52}) P_r^{0.3} \quad \dots B.28$$

En donde todas las propiedades se determinan a la media aritmética de las temperaturas del del flujo libre y de la pared.

En esta ecuación:

N_u .- número de Nusselt de la película exterior.

R_e .- número de Reynolds de la película exterior.

P_r .- número de Prandtl de la película exterior.

Los valores de estos número adimensionales se pueden obtener con las siguientes ecuaciones:

$$N_u = \frac{h_o d}{12 K_f} \quad \dots B.29$$

$$R_e = \frac{124 \rho v_f f}{u_f} \quad \dots B.30$$

$$P_r = \frac{58.06 C_f u_f}{K_f} \quad \dots B.31$$

B.5 Coeficiente de transferencia de calor.

Según se indicó, el cálculo del coeficiente de transferencia de calor es en sí un problema importante en la determinación del perfil de la temperatura en una tubería. Debido a la variedad de materiales que rodean a las tuberías, puede existir una mezcla compleja de pérdidas de calor. Por ejemplo, el espacio anular de un pozo revestido puede contener cemento, gas, agua, lodo o aceite. El valor del coeficiente de transferencia de calor puede modificarse además por la presencia de parafina, incrustaciones, recubrimientos anticorrosivos, etc. El término h es extremadamente complejo en flujo multifásico, ya que depende del patrón de flujo, además de los parámetros normalmente aceptados en flujo de una fase.

El valor de h puede estimarse usando la siguiente ecuación establecida por McAdams:

$$N_u = \frac{h d}{K_{hf}} = 0.023 R_e^{0.8} P_r^{0.4} \quad \dots B.32$$

Donde los valores de N_u , R_e y P_r , corresponden al del flujo en el interior de la tubería.

La ecuación anterior, expresada en unidades prácticas, es:

$$\frac{h d}{12 K_{hf}} = 0.023 \left(\frac{124 d v_f f}{u_f} \right)^{0.8} \left(\frac{58.06 C_f u_f}{K_{hf}} \right)^{0.4} \quad \dots B.35$$

El coeficiente de transferencia de calor cuando se tiene una tubería enterrada puede obtenerse con la siguiente ecuación:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{X_r}{K_{hc}} + \frac{X_t}{K_{hs}} + \frac{\ln(48 z/d)}{24 K_{hc}/d} \quad \dots B.34$$

B.5 Coeficiente de transferencia de calor.

Según se indicó, el cálculo del coeficiente de transferencia de calor es en sí un problema importante en la determinación del perfil de la temperatura en una tubería. Debido a la variedad de materiales que rodean a las tuberías, puede existir una mezcla compleja de pérdidas de calor. Por ejemplo, el espacio anular de un pozo revestido puede contener cemento, gas, agua, lodo o aceite. El valor del coeficiente de transferencia de calor puede modificarse además por la presencia de parafina, incrustaciones, recubrimientos anticorrosivos, etc. El término h es extremadamente complejo en flujo multifásico, ya que depende del patrón de flujo, además de los parámetros normalmente aceptados en flujo de una fase.

El valor de h puede estimarse usando la siguiente ecuación establecida por McAdams:

$$N_u = \frac{h d}{K_{hf}} = 0.023 R_e^{0.8} P_r^{0.4} \quad \dots B.32$$

Donde los valores de N_u , R_e y P_r , corresponden al del flujo en el interior de la tubería.

La ecuación anterior, expresada en unidades prácticas, es:

$$\frac{h d}{12 K_{hf}} = 0.023 \left(\frac{124 d v_f f}{u_f} \right)^{0.8} \left(\frac{58.06 C_f u_f}{K_{hf}} \right)^{0.4} \quad \dots B.33$$

El coeficiente de transferencia de calor cuando se tiene una tubería en terrada puede obtenerse con la siguiente ecuación:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{X_r}{K_{hc}} + \frac{X_t}{K_{hs}} + \frac{\ln(48 z/d)}{24 K_{hc}/d} \quad \dots B.34$$

Donde:

- X_r .- espesor del recubrimiento, pies.
 Z .- distancia entre la superficie del terreno y el centro de la tubería, pies.
 K_{he} .- conductividad térmica del suelo, Btu/dfa-pie- $^{\circ}$ F
 d .- diámetro interno de la tubería, pg

En la Tabla B.1, se muestra los valores de K_{he} de acuerdo con las características del terreno.

TABLA B.1 VALORES DE K_{he}

Tipo de suelo	Grado de humedad	K_{he} (Btu/dfa-pie- $^{\circ}$ F)
Arenoso	Seco	10 - 20
Arenoso	Húmedo	22 - 29
Arenoso	Saturado	53 - 63
Arcilloso	Seco	9 - 14
Arcilloso	Húmedo	19 - 24
Arcilloso	Saturado	29 - 44

Otros valores típicos de materiales usados como recubrimiento, son:

Espuma de uretano	0.22	Btu/dfa-pie- $^{\circ}$ F
Poliestireno	0.54	"
Concreto	24.00	"

REFERENCIAS.

APENDICE B.

1. Garaicochea, P. E. : Apuntes de Transporte de Hidrocarburos, -
Fac. de Ingeniería, U.V.A.M., Dic. (1985).

NOTACIONES:

Las unidades expuestas aquí corresponden a las de las ecuaciones.
Las ecuaciones físicas están en unidades consistentes.

A	área, pg^2 o pie^2 (según se indique)
A_p	área anular, pg^2
H	factor de volumen, $\text{pie}^3/\text{pie}^3$
C	coeficiente de descarga del estrangulador, adimensional
C	compresibilidad, pg^2/lb
C_p	calor específico del fluido, $\text{Btu}/\text{lb}_m \text{ } ^\circ\text{F}$
d	diámetro, interno de la tubería, pg.
d_c	diámetro del estrangulador, 64 avos de pg.
d_{ce}	diámetro exterior de la T.R., pg.
d_{ci}	diámetro interior de la T.R., pg
d_h	diámetro hidráulico, pg.
d_{te}	diámetro exterior de la T.P., pg.
d_{ti}	diámetro interior de la T.P., pg.
D	profundidad, pies.
E_p	perdidas de presión por aceleración, lb_p/pg^2
f	factor de fricción.
f_B	factor de fricción del diagrama de Moody para tuberías - lisas.

μ_{12}	Factor de fricción para dos fases.
μ	relación aceite-líquido a c. esc.
μ_0	relación agua-líquido a c. esc.
$\rho(t)$	función del tiempo en la conducción del calor en régimen variable.
g	aceleración de la gravedad, pie/seg^2
K	factor de conversión en la 2a. Ley de Newton, $\text{lbm-pie}/\text{hr}^2\text{-seg}^2$
ΔT	gradiente isotermico, $^{\circ}\text{F}/\text{pie}$
h	elevación, pie.
k_i	conductividad térmica de la película interior, $\text{Btu}/\text{dia-pie}^2\text{-}^{\circ}\text{F}$
h	entalpía específica, Btu/lbm
V	fracción del volumen de la tubería ocupada por el líquido ("colgamiento").
Q	caudal de inyección, bl/dia .
β	índice de productividad, $\text{bl}/\text{ifa}/\text{lb}_p/\text{seg}^2$
μ	relación de calores específicos.
k_{ann}	conductividad térmica en el espacio anular, $\text{Btu}/\text{dia-pie}^2\text{-}^{\circ}\text{F}$
k_{co}	conductividad térmica del recubrimiento del material
k_{so}	conductividad térmica del suelo, $\text{Btu}/\text{dia-pie}^2\text{-}^{\circ}\text{F}$
k_{fl}	conductividad térmica del fluido, $\text{Btu}/\text{ifa-pie}^2\text{-}^{\circ}\text{F}$
β_0	constante de atenuación de la temperatura por el efecto Joule-Thomson, $^{\circ}\text{F}/\text{pie}$.

l	longitud, millas
$L.D.$	línea de descarga.
ln	logaritmo natural.
log	logaritmo decimal.
m	masa, lb _p
M	peso molecular, lb _p /mole-lb
M'	masa asociada a un barril de aceite, lb _p /bbl a c.s.
n	número de moles, mole-lb
N_{BR}	número de Dombrowski-Brownell, adimensional
N_L	número de la viscosidad del líquido, adimensional.
N_u	número de Nusselt de la película de fluido, adimensional.
N_{GV}	número de la velocidad del gas, adimensional.
N_{LV}	número de la velocidad del líquido, adimensional.
N_{FR}	número de Froude, adimensional.
N_{Re}	número de Reynolds, adimensional.
N_{ReG}	número de Reynolds del gas, adimensional.
N_{ReL}	número de Reynolds del líquido, adimensional.
P	presión, lb _p /pc ²
P_b	presión de burbujeo, lb _p /pc ²
P_f	presión corriente abajo del estrangulador, lb _p /pc ²
P_r	número de Prandtl de la película del fluido, adimensional.

P_s	presión de separación, lb/pg^2
P_{scr}	presión a las condiciones estándar, lb/pg^2
P_{th}	presión en la boca del pozo, lb/pg^2
P_{wf}	presión de fondo fluendo, lb/pg^2
P_{ws}	presión estática del yacimiento, lb/pg^2
q'	gasto de producción a c. esc. $\text{bl}/\text{día}$.
q	gasto, $\text{bl}/\text{día}$.
q_{or}	gasto óptimo, $\text{bl}/\text{día}$.
r	relación gas-libre-aceite a c.e.
r_{ti}	radio interior de la T.P., pies
r_e	radio de drenaje, pies
r_w	radio del pozo, pie
R	constante de los gases reales, $(\text{lb}/\text{pg}^2\text{-pie}^3)/(^{\circ}\text{R mole-lb})$
R	relación gas-aceite, pies^3/bl
Re	número de Reynolds de la película de fluido, adimensional
R_s	relación de solubilidad, pie^3/bl
t	tiempo, días.
T	temperatura, $^{\circ}\text{F}$
T_s	temperatura de separación, $^{\circ}\text{F}$
T_{bh}	temperatura en el fondo del pozo, $^{\circ}\text{F}$
T_{es}	temperatura en la roca en superficie, $^{\circ}\text{F}$

T_p	temperatura del fluido en la superficie, °F
T.P.	tubería de producción.
T.R.	tubería de revestimiento.
k	coeficiente de conductividad térmica, Btu/día-pie ² °F
v	velocidad, pie/seg
v_m	velocidad de la mezcla, pie/seg
v_L	velocidad real del líquido, pie/seg.
v_G	velocidad real del gas, pies/seg
v_{sL}	velocidad superficial del líquido, pie/seg
v_{sG}	velocidad superficial del gas, pie/seg
V	volumen, pies ³
V	volumen específico, pie ³ /lbm
V_m	volumen de la mezcla a. c. de esc. por barril de aceite producido a c. s., pie ³ /bl.
W	gasto másico, lbm/seg.
WOR	relación agua-aceite a c.s. bl _w /bl _o
X_{an}	amplitud del espacio anular, pie
X_c	espesor de la T.R., pie
X_t	espesor de la T.R., pie
z	factor de compresibilidad del gas
z	profundidad bajo el nivel de la superficie, pie
$\Delta p/\Delta r$	gradiente de presión, lb _f /ft ² /pie

γ_g	densidad relativa del gas (aire = 1.00)
γ_w	densidad relativa del agua.
γ_o	densidad del aceite, °API
γ_{gd}	densidad relativa del gas disuelto (aire = 1.00)
γ_{gf}	densidad relativa del gas libre (aire = 1.00)
γ_{gs}	densidad relativa del gas a una $p_s = 100 \text{ lb}/\text{pie}^2$ ran
γ_{gr}	densidad relativa del gas a $p_s \neq T_g$
γ_{ro}	densidad relativa del aceite producido (agua = 1.00)
ϵ	rugosidad, pg
η	coeficiente de Joule-Thompson, °F/lb _F /pg ²
ψ	relación de gastos másicos (γ_g/γ_l)
δ	coeficiente de distribución de líquido
τ	gradiente de presión por fricción, lb/pie ² /pie
ρ_g	densidad del gas, lb/pie ³
ρ_o	densidad del aceite, lb _m /pie ³
ρ_w	densidad del agua, lb _m /pie ³
ρ_{ob}	densidad del aceite a p_b , lb _m /pie ³
ρ_m	densidad de la mezcla, lb _m /pie ³
ρ_{ns}	densidad de la mezcla sin resbalamiento, lb _m /pie ³
ρ_l	densidad del líquido, lb _m /pie ³
	colgamiento sin resbalamiento

μ_o	viscosidad del aceite, cp.
μ_g	viscosidad del gas, cp.
μ_{ob}	viscosidad del aceite a p_b , cp
μ_{om}	viscosidad del aceite muerto, cp.
μ_l	viscosidad del líquido, cp.
μ_r	viscosidad de la mezcla, cp.
μ_{rs}	viscosidad de la mezcla sin resbalamiento, cp
σ_o	tensión superficial del aceite, dinas/cm
σ_l	tensión superficial del líquido, dinas/cm
ρ	densidad del fluido, lb_m/ft^3
Δ	incremento finito.
Δh	incremento de elevación, pies
Δl	incremento de longitud, pies
Δp	caída de presión, lb/pg^2
Δv	incremento de velocidad, pies/seg
ΔW	perdida de energía, $\text{lb}_f\text{-pie}/\text{lbm}$
E	energía por unidad de masa, $\text{lb}_f\text{-pie}/\text{lbm}$

SUBINDICES.

a	aire
b	burbujeo
c. esc.	condiciones de escurrimiento
c.s.	condiciones atmosféricas
f	fricción
g	gas

l
l
l
l
l
l
l
l
l

líquido
masa
mezcla
sin reabastamiento.
aceite
separación
agua.