

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

**AJUSTE DE CORRELACIONES PARA
ESTRANGULADORES DE POZOS DE
GAS Y CONDENSADO DEL ACTIVO MUSPAC**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO PETROLERO
P R E S E N T A :

BAHENA HERNÁNDEZ ARCADIO

DIRECTORA: ING. MARÍA ISABEL VILLEGAS JAVIER

CIUDAD UNIVERSITARIA, MÉXICO D.F.

FEBRERO 2008

...Dedicada a mi familia, quienes son el motivo de mis metas en la vida.

INTRODUCCIÓN

RESTRICCIONES AL FLUJO.....	1
DESCRIPCIÓN DE RESTRICCIONES.....	1
FLUJO DE GAS A TRAVÉS DE RESTRICCIONES.....	3
ESTRANGULADORES.....	5

1. ANTECEDENTES.

1.1. FLUJO CRÍTICO.....	14
1.2. FRONTERA DE FLUJO CRÍTICO PARA GAS.....	16
1.3. FRONTERA DE FLUJO CRÍTICO EN DOS FASES.	
i. Ashford y Pierce.....	18
ii. Sachdeva.....	19
iii. Perkins.....	20
iv. Fortunati.....	22
v. Velocidad Sónica de Wallis.....	24
vi. Velocidades Sónicas de Nguyen.....	24

2. PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS.

2.1. YACIMIENTO DE GAS HÚMEDO.....	26
2.2. YACIMIENTO DE GAS RETRÓGADO (GAS SECO Y CONDENSADO).....	27
2.3. CARACTERÍSTICAS DISTINTIVAS (APROXIMADAS) DE LOS FLUIDOS DE LOS YACIMIETOS PETROLEROS.....	29
2.4. CARACTERIZACIÓN DE LOS FLUIDOS DE LOS YACIMIENTOS DE GAS.	

2.4.1.	Estudios PVT para gas seco.....	30
2.4.2.	Información básica obtenida	
a.	Densidad relativa del gas.....	30
b.	Factor de compresibilidad “Z” ó factor de desviación.....	31
c.	Densidad del Gas seco.....	32
d.	Factor del volumen del gas (B_g).....	33
e.	Relación de ρ_g y B_g	35
f.	Coeficiente de compresibilidad isotérmica (C_g).....	36
g.	Coeficiente de viscosidad μ_g	39
2.5 CORRELACIONES EMPÍRICAS PARA ESTIMAR LAS PROPIEDADES PVT DEL GAS.		
a.	DENSIDADES RELATIVAS DEL GAS.	
i.	Densidad relativa promedio.....	40
ii.	Densidad del gas libre.....	41
iii.	Densidad del gas disuelto γ_{gd}	42
b.	FACTOR DE COMPRESIBILIDAD DEL GAS.....	42
i.	Corrección por presencia de gases no hidrocarburos.....	44
c.	CORRELACION DE LEE PARA ESTIMAR LA VISCOCIDAD DEL GAS (μ_g).....	44
i.	Corrección por presencia de gases no hidrocarburos.....	45

3. CORRELACIONES DE FLUJO POR ESTRANGULADORES.

3.1. CORRELACIONES DE FLUJO CRÍTICO.

3.1.1.	Gilbert, Ros, Baxendell y Achong.....	46
3.1.2.	N.C. J. Ros.....	48
3.1.3.	Poettmann F. H. y Beck R.L.....	49
3.1.4.	Omaña R. y Colaboradores.....	53
3.1.5.	Ashford F. E.....	57
3.1.6.	Ashford y Pierce.....	66
3.1.7.	Ali A. Pilehvari.....	76
	Ejemplo.....	81

3.2. CORRELACIONES DE FLUJO SUBCRÍTICO.

3.2.1.	Fortunati.....	85
3.2.2.	Modelo de Ashford y Pierce.....	88

4. AJUSTE DE CORRELACIONES Y DESARROLLO DEL PROCEDIMIENTO PARA LA DETERMINACIÓN DE ESTRANGULADORES EN LOS POZOS DE GAS Y CONDENSADO DEL ACTIVO MUSPAC.

4.1.	RECOPIACIÓN DE INFORMACIÓN.....	90
4.2.	SELECCIÓN DE CORRELACIONES.....	92
4.3.	DESARROLLO PARA EL PRIMER GRUPO DE CORRELACIONES.....	93
4.4.	DESARROLLO PARA EL SEGUNDO GRUPO DE CORRELACIONES.	
4.4.1.	Ajuste de las propiedades PVT del fluido.	97

4.4.2.	Corridas para el segundo grupo de correlaciones.....	98
4.4.3.	Resultados del ajuste del segundo grupo de correlaciones.....	107
4.5.	COMPARACIÓN DE LOS AJUSTES DE LOS GRUPOS UNO Y DOS DE CORRELACIONES.....	109
4.6.	SELECCIÓN FINAL DE LA CORRELACIÓN AJUSTADA...	111
	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	112
	BIBLIOGRAFÍA.....	116

INTRODUCCIÓN

RESTRICCIONES AL FLUJO

Las restricciones en el flujo de fluidos se presentan en condiciones muy diversas en las actividades de la industria petrolera. El uso de medidores de orificio, estranguladores y reducciones en las tuberías o cualquier accesorio entre otras causas. Y todas ellas afectan el flujo de fluidos cambiando las condiciones de presión y temperatura, lo cual puede originar la formación de hidratos y la precipitación de parafinas.

Algunos estudios de flujo en dos fases involucran el concepto de flujo “crítico” o “sónico”, que es una consecuencia deseada del uso de estranguladores cuya óptima operación se tiene en condiciones de flujo crítico. Una de las aplicaciones actuales en el análisis del flujo en una o dos fases es el flujo a través de válvulas de tormenta subsuperficiales que normalmente operan con flujo subcrítico. Existen teorías para predecir presión o gasto anormal a través de este accesorio pero este trabajo se enfocará al estudio de los estranguladores superficiales para lo cual, en lo sucesivo se nombrará simplemente estrangulador.

A continuación se da una breve descripción de las diferentes restricciones que el flujo puede encontrar dentro de un sistema integral de producción.

DESCRIPCION DE RESTRICCIONES

La mayoría de las restricciones ocasionadas por la medición de flujo son conocidas como venturi, voquillas y medidores de orificio. En la *figura i* se muestran algunas de dichas restricciones así como algunos dispositivos de medición y su relación con la tubería.

Las restricciones comúnmente encontradas en tuberías son los estranguladores y válvulas subsuperficiales de seguridad. Éstas pueden diferir en forma y longitud respecto a las restricciones de medición. Los

estranguladores normalmente son instalados para restringir el flujo y controlar el gasto y su apertura está regida por normas técnicas. En contraste las válvulas de seguridad siempre están totalmente abiertas, pero su cierre está condicionado a condiciones de presión y temperatura además de poder cerrarse desde la superficie. Debido a su configuración interna, el flujo a través de estos dispositivos puede ser o no complejo variando de acuerdo al fabricante.

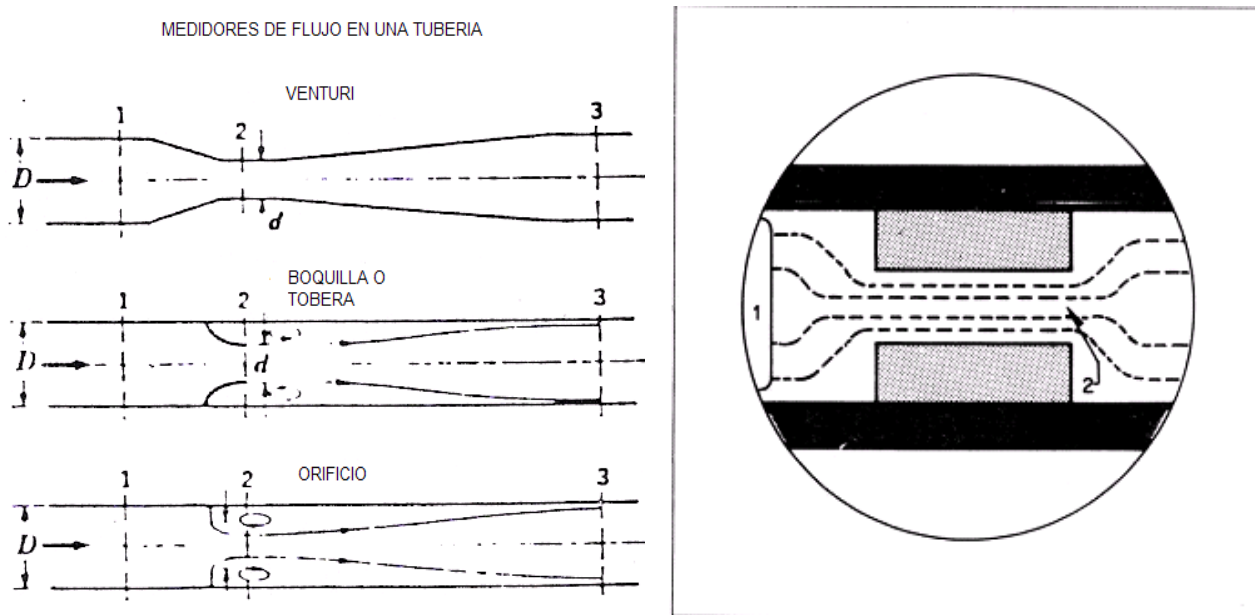


Fig. i. Representación gráfica de las líneas de flujo a través de un Venturi, una tobera, un orificio y un estrangulador superficial.

El comportamiento de flujo a través de válvulas, estranguladores, fittings, etc. es muy difícil de describir. El camino del flujo es asimétrico y la teoría existente no es aplicable. Las válvulas de seguridad subsuperficiales se instalan normalmente en todos los pozos costa-afuera y se encuentran sometidas a ciertas regulaciones. Las válvulas de seguridad o estranguladores de tormenta pueden operar bajo varios principios, que van desde los controlados en la superficie a los que actúan por velocidad o temperatura. Todos se encuentran en un estatus de apertura total a menos que algo les provoque que cierren.

En los dispositivos controlados por velocidad, la configuración interna a través de la cual los fluidos deben de fluir puede ser compleja. Esta configuración difiere dependiendo de los diferentes fabricantes y aún para diferentes válvulas del mismo fabricante. Algunas veces el flujo a través de la válvula de seguridad sigue un camino tortuoso. La erosión por arenas, la cual tiende a agrandar la abertura del flujo, puede provocar que los cálculos de diseño sean únicamente válidos de manera temporal, lo cual complica la selección de una válvula de seguridad de tamaño óptimo. Por otro lado, si se omite considerar los efectos de la fricción en los estranguladores largos y en las válvulas de seguridad subsuperficiales puede ser una limitación al hacer los cálculos de diseño.

En este trabajo resulta conveniente analizar el caso de flujo de gas, pues los pozos del Campo Copanó, con los que se trabajará en capítulos posteriores, tienen gas y condensado como la mayor parte de su producción. A continuación se dará una breve descripción de las restricciones que encuentra el gas en el camino que sigue, así como algunas consecuencias de dichas restricciones.

FLUJO DE GAS A TRAVÉS DE RESTRICCIONES.

El objetivo de cualquier operación de producción de gas es mover tal producto de algún punto en el yacimiento hacia la línea de venta. Para poder lograr esto, el gas debe de pasar por muchas áreas de caídas de presión, o si es que se utiliza un compresor, la presión se gana. Con el fin de mostrar la ubicación del estrangulador superficial dentro del sistema integral de producción, en la *figura ii* se muestran gráficamente algunas de las restricciones al flujo.

Aunque todos estos componentes del sistema integral de producción se pueden analizar de manera independiente, para poder determinar el desempeño de un pozo, estos deben de manejarse de manera combinada haciendo un análisis nodal. Esto se logra más fácilmente dividiendo el

sistema total en dos subsistemas distintos y determinando los efectos de los cambios realizados en uno o ambos subsistemas en el desempeño o comportamiento del pozo.

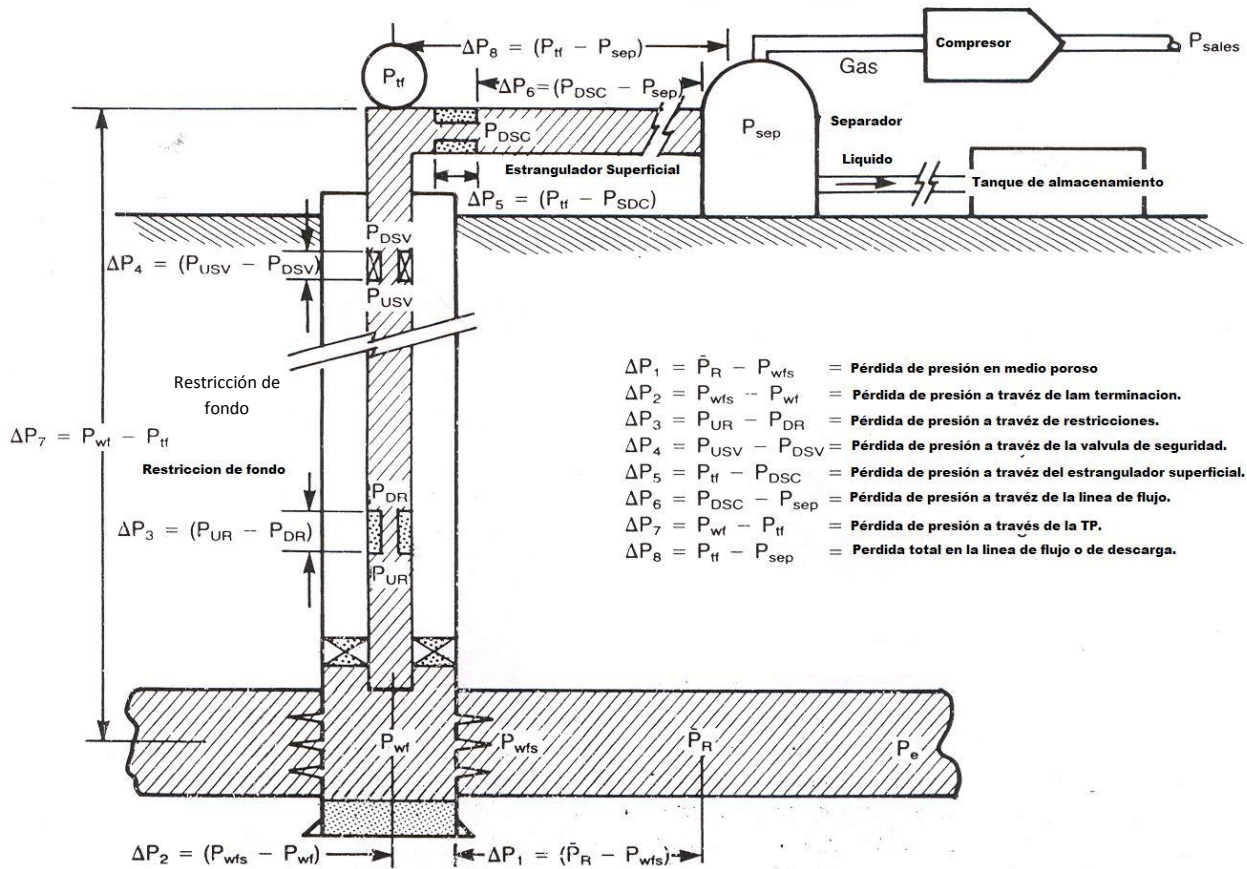


Fig. ii. Pérdidas de presión probables en un sistema integral de producción.

1. Medio poroso.
2. Perforaciones o "gravel pack".
3. Estrangulador de fondo.
4. Tubería de producción.
5. Válvula de seguridad subsuperficial.
6. Estrangulador de superficie.
7. Línea de producción.
8. Presión del separador.
9. Línea de producción del compresor a la línea de venta.
10. Presión en la línea de venta.

Existen muchas localizaciones en el sistema de producción de gas, el cual debe pasar a través de restricciones relativamente pequeñas. Algunos ejemplos de estas restricciones son válvulas de seguridad subsuperficiales y estranguladores superficiales en los cuales el flujo puede ser crítico o subcrítico. En flujo crítico la velocidad del gas a través de la restricción es igual a la velocidad del sonido en el gas. Ya que las perturbaciones de presión viajan a la velocidad del sonido, una perturbación en la presión corriente abajo de la restricción no puede afectar la presión o el gasto corriente arriba.

En flujo subcrítico el gasto depende de las presiones corriente arriba y corriente abajo. Los estranguladores superficiales se diseñan de manera que el flujo sea crítico, mientras que en las válvulas de seguridad subsuperficiales el flujo es subcrítico. El flujo a través de las perforaciones en el pozo también será subcrítico.

Ahora se comentará la función y el mecanismo de los estranguladores, así como los tipos más representativos en la práctica.

ESTRANGULADORES.

Un estrangulador es una herramienta cuya función es restringir el paso de un fluido bajo presión, con el objeto de controlar el gasto en las cantidades deseadas.

En la *figura iii-a y iii-b* observamos la ubicación de los estranguladores superficiales en la línea de producción, así como un diagrama que trata de mostrar el concepto de estrangulamiento del flujo.

Algunos de los objetivos principales de un estrangulador son los siguientes:

- Ejercer la contrapresión suficiente para evitar la entrada de arena en el pozo o la conificación de agua o del gas en el caso de yacimientos con empuje de casquete de gas.

- Conservar la energía del yacimiento asegurando una declinación más lenta de su presión.
- Proteger el equipo superficial y subsuperficial.

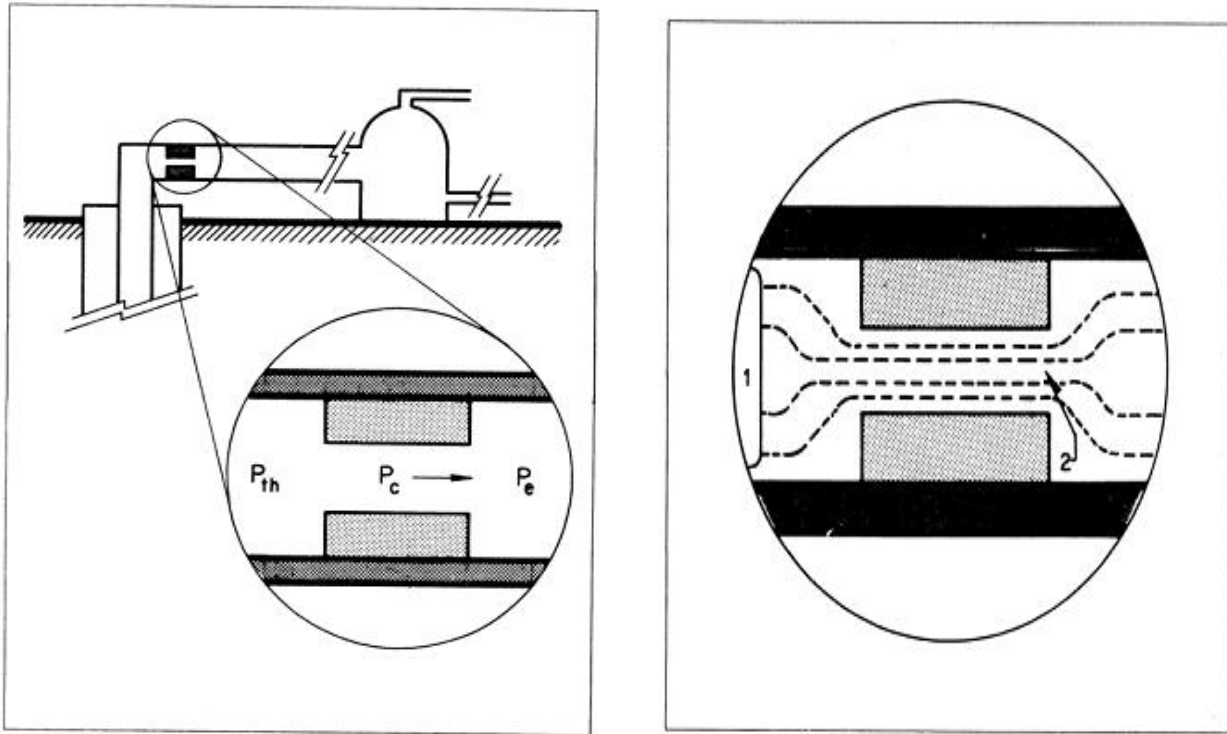


Fig. iii-a. Esquema de la ubicación del estrangulador. Fig. iii-b. Diagrama general a través del Estrangulador.

El estrangulador es colocado cerca de la válvula principal para controlar el gasto desde la zona de prueba. Los cambios de presión se van haciendo cada vez más graduales, lo cual protege al empacador y a otros elementos del shock de presión provocado por la repentina abertura de la válvula de prueba. El estrangulador también mantiene una contrapresión contra la cara de la formación, lo cual tiene un efecto en el control de arena.

Se puede mantener un gasto de producción promedio durante el período de prueba escogiendo un estrangulador dimensionado

adecuadamente. Un estrangulador provoca una caída de presión o reduce el gasto a través de un orificio. Los estranguladores son capaces de provocar caídas de presión grandes. Por ejemplo, el gas puede entrar en un estrangulador a 5,000 lb/pg² abs y salir a 2,000 lb/pg² abs.

Debido a que los estranguladores que se instalan a boca del pozo están basados en el principio de flujo crítico, se pretende al seleccionar uno de ellos, que la presión después de la restricción no afecte a la presión en la cabeza del pozo y como consecuencia no repercuta en la producción.

Los estranguladores pueden ser necesarios para limitar la producción a límites deseados o impuestos por alguna legislación. En muchos casos, las mediciones de presión en los estranguladores se utilizan para estimar los gastos.

Para flujo compresible, es posible que la velocidad en la garganta del estrangulador alcance la velocidad del sonido o la velocidad sónica en los fluidos, lo cual es verdad para flujo monofásico de gas o para flujo multifásico. Las perturbaciones de presión viajan a velocidades sónicas. Consecuentemente, si los fluidos alcanzan la velocidad sónica en el estrangulador, el comportamiento de flujo se vuelve independiente de las condiciones que hay corriente abajo a partir del estrangulador.

De acuerdo con lo anterior, es necesaria una predicción de la velocidad sónica o de la frontera entre el flujo crítico y subcrítico para describir el comportamiento de flujo de fluidos compresibles a través de estranguladores. Lo deseable es dimensionar un estrangulador en un pozo productor de manera que el flujo a través de él sea crítico. El flujo crítico implica tener un flujo donde el cambio en la presión corriente abajo (como la presión del separador) no afecte el gasto o la presión corriente arriba.

La predicción del comportamiento de flujo multifásico a través de estranguladores depende fuertemente del conocimiento del flujo monofásico a través de restricciones.

Existen dos tipos de estranguladores que están disponibles comúnmente, fijos, donde no cambia el tamaño del orificio y ajustables, donde el tamaño de la abertura se puede variar. La *figura iv* muestra una vista transversal de un estrangulador fijo o positivo. La caída de presión del estrangulador está determinada por el flujo en el medio a través del diámetro interno de un orificio fijo. El estrangulador fijo se utiliza generalmente donde las condiciones de flujo no cambian durante un período de tiempo, ya que el cambio del estrangulador requiere que se cierre el paso del flujo a través del estrangulador (cerrar el pozo) en el caso de que no se tenga otra bajante disponible. En el diagrama siguiente se observa la dirección que sigue el flujo a través de un estrangulador.

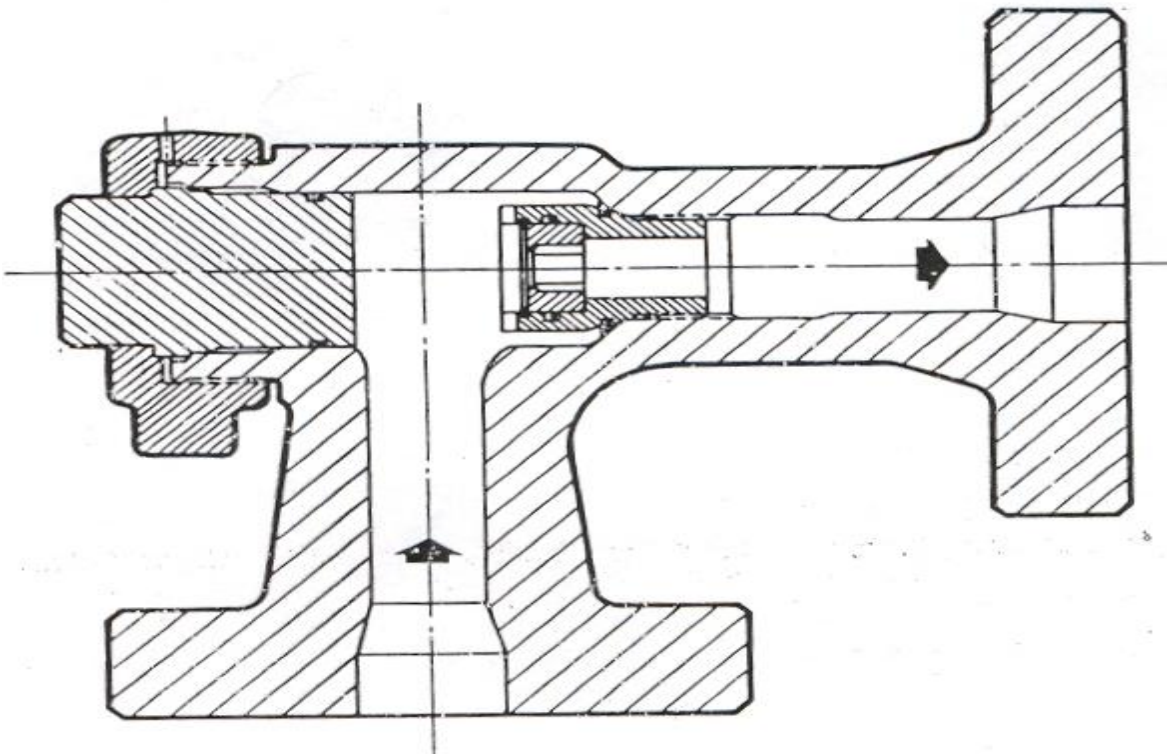


Fig. iv. Estrangulador positivo. (Cortesía de S. I. I. Willis, Long Beach, California y Mr. Rick Floyd).

Los estranguladores ajustables se utilizan donde se presenta una necesidad anticipada de cambiar el gasto de manera periódica. Existen diferentes tipos de estranguladores ajustables con cada diseño ofreciendo numerosas características. Una de las variedades de estranguladores ajustables es la aguja y el tipo de asiento como se muestra en la siguiente figura (*figura v*). La caída de presión de este diseño de estrangulador ocurre al ir restringiendo el flujo a través del área entre la porción del asiento y la aguja del tubo o contenedor.

El tamaño o área de la abertura se incrementa cuando la aguja se mueve cada vez más lejos del asiento. Esto permite un cambio de gasto sin cerrar el pozo o sin necesidad de otra rama.

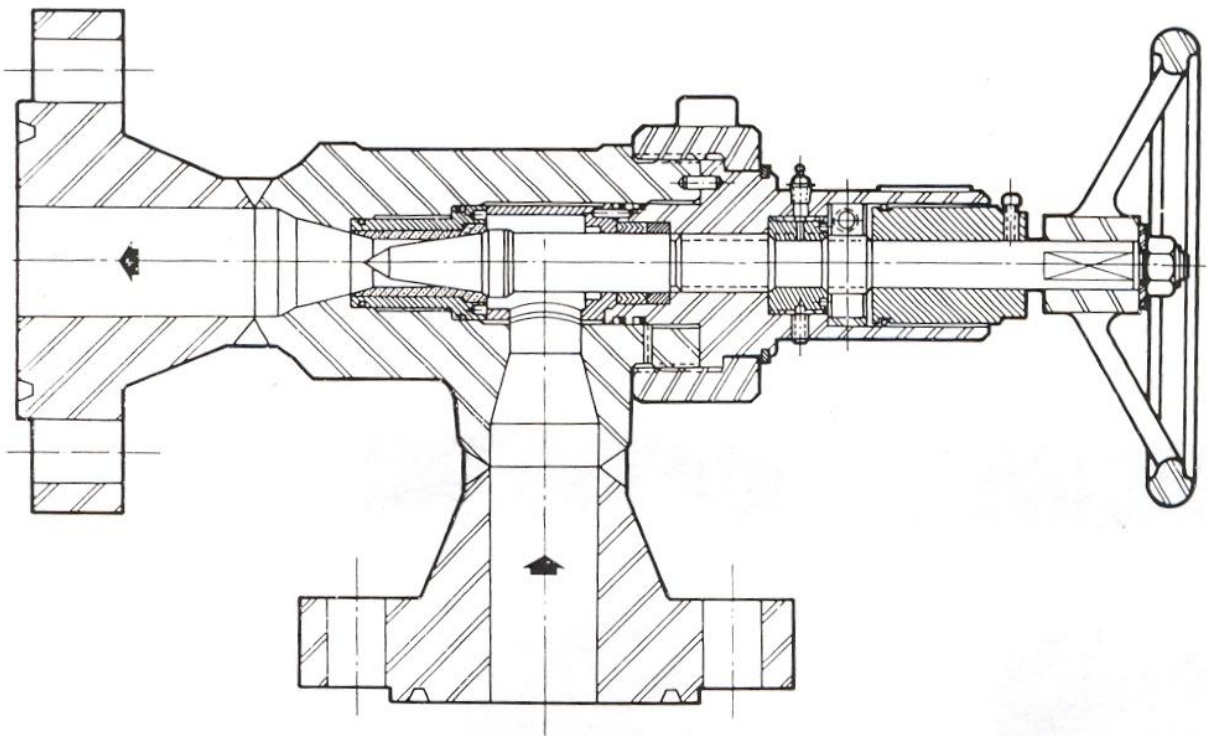


Fig. v. Aguja y asiento de un estrangulador. (Cortesía de S. I. I. Willis, Long Beach, California y Mr. Pav Grewal).

Ya que los estranguladores deben de operar en una amplia variedad de ambientes corrosivos y agresivos, los componentes deben ser contruidos a partir de materiales diseñados para proveer un desempeño máximo, como acero inoxidable y carburo de tungsteno y deben ser contruidos de manera tal que los estranguladores, discos y asientos se puedan cambiar fácilmente.

Típicamente, los estranguladores se deben adaptar para cumplir con los requerimientos de cualquier aplicación en específico. Se puede seleccionar material de buena calidad de distintos tamaños, materiales del cuerpo y materiales sellantes para proveer una aproximación a bajo costo para controlar el gasto de producción.

Otro tipo de estrangulador ajustable es la Válvula de Orificio Múltiple, como la mostrada en la siguiente figura (*figura vi*). Este diseño utiliza dos discos planos (*Fig. vii*) para controlar el flujo. Cada disco cuenta con dos agujeros, de manera que cuando un disco gira en relación al otro, el área de la abertura varía.

Además del diseño de un estrangulador para utilizarse en distintos ambientes, un estrangulador ajustable se puede usar con un actuador para una operación remota. Los actuadores se impulsan por medio de sistemas eléctricos, hidráulicos o neumáticos y se utilizan normalmente cuando su aplicación involucra cambios frecuentes en los gastos de producción. El uso de estos estranguladores con actuador se está incrementando al mismo ritmo en que se instalan computadoras para manejar la producción de manera más eficiente.

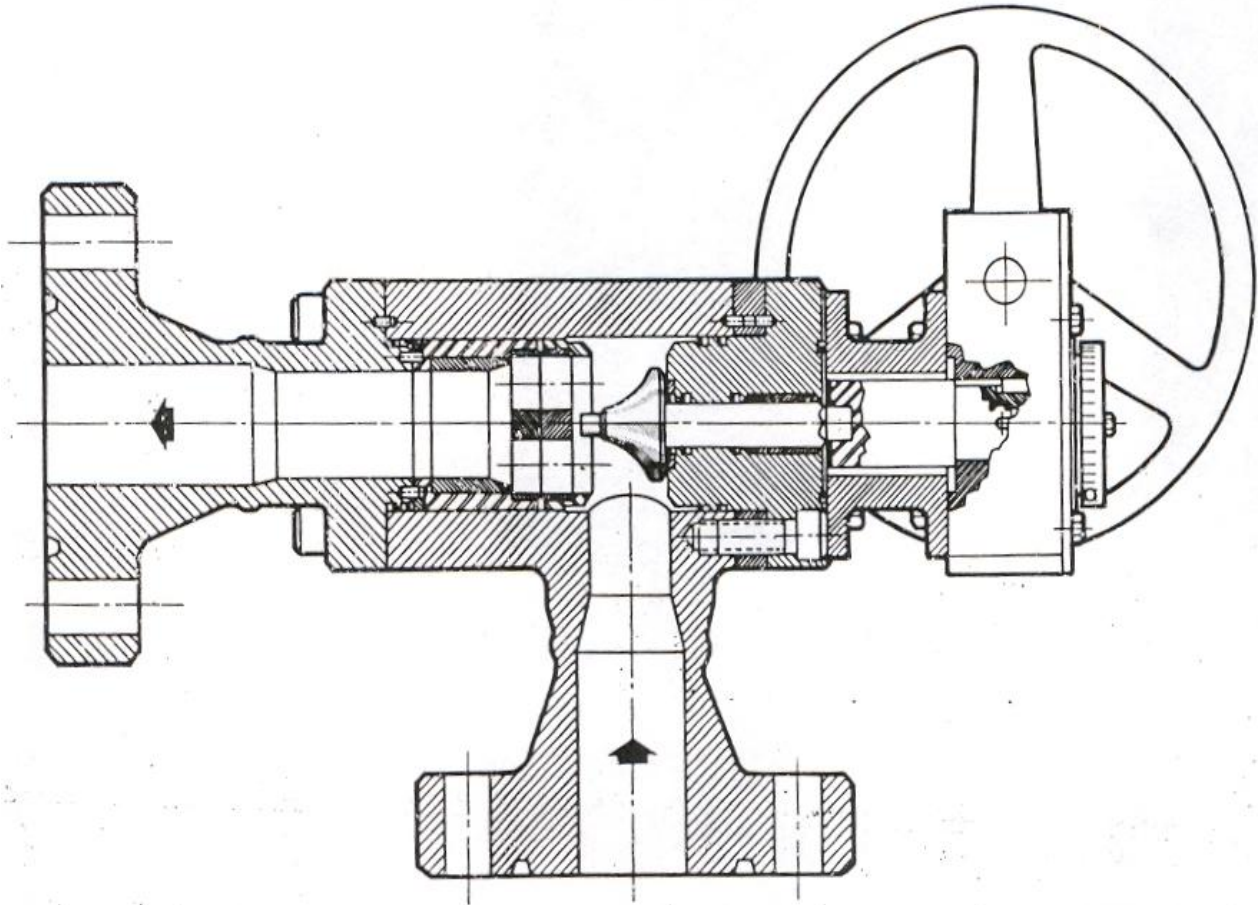
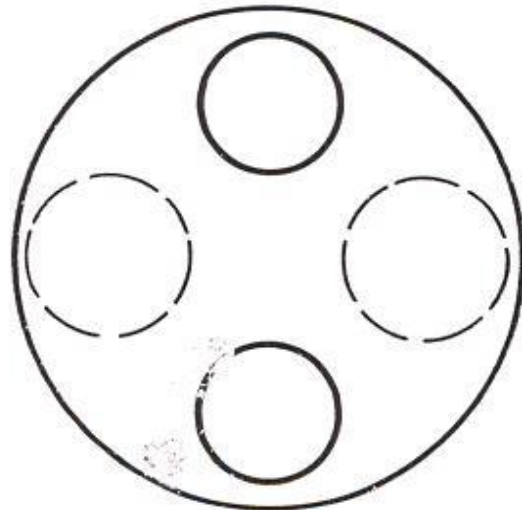


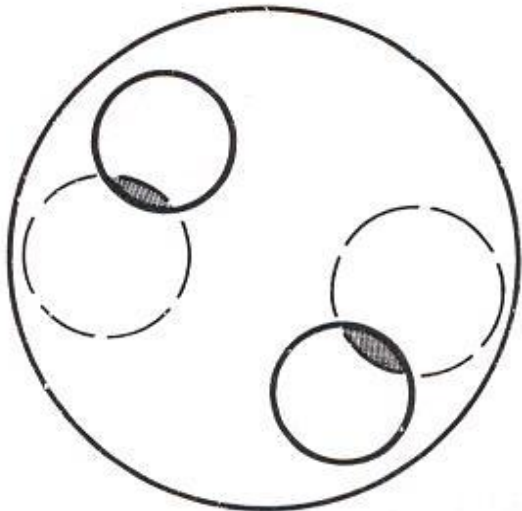
Fig. vi. Válvula de orificio múltiple. (Cortesía de S. I. I. Willis Long Beach, California y Mr. Matthew L. Philippe).

El flujo de un fluido después de un estrangulador es en la forma de un jet a alta velocidad. Debido a esta razón se desea contar con una corrida de tubería recta con tamaño de al menos diez diámetros corriente debajo de cualquier estrangulador previo a un cambio de dirección, para que el jet no invada el lado de la tubería.

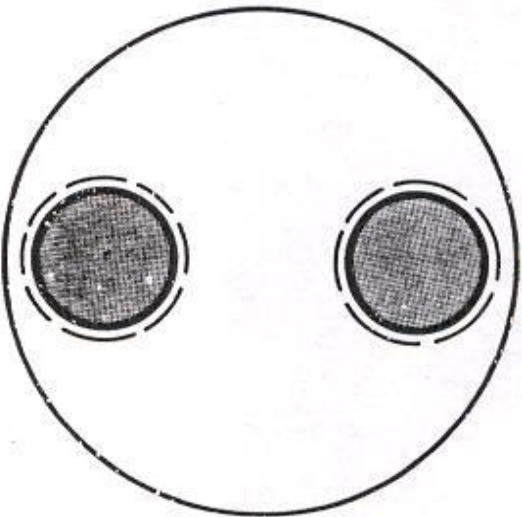
La siguiente figura muestra el concepto del estrangulador de orificio múltiple, en la cual los discos planos se sobreponen y modifican el paso del flujo liberándolo o estrangulándolo.



CERRADO



**PARCIALMENTE
ABIERTO**



**COMPLETAMENTE
ABIERTO**

Fig. vii. Placa de orificio-estrangulador de orificio múltiple.

Frecuentemente en pozos con alta presión se instalan dos estranguladores en la línea de flujo, uno de ellos es un estrangulador positivo y el otro es un estrangulador ajustable. El estrangulador ajustable se utiliza para controlar el gasto. Si se va a detener el flujo, el estrangulador positivo actuará para restringir el flujo fuera del pozo y evitar que el pozo sufra algún daño.

Una realidad que se vive en algunos campos petroleros de la Región Sur de México es la falta de correlaciones que se ajusten al comportamiento del flujo de gas y condensado a través de estranguladores. Este trabajo de Tesis esta dirigido al ajuste cercano de algunas correlaciones a este tipo de flujo a través de estranguladores con el finde hacer un aporte en las soluciones que día con día se buscan en la infinidad de problemas que se presentan en la industria petrolera.

1.1. FLUJO CRÍTICO

El flujo crítico es un fenómeno que se presenta en fluidos compresibles. Frecuentemente se presenta cuando el flujo incrementa su velocidad al pasar a través de una garganta o reducción y la velocidad alcanza la velocidad del sonido. Esta condición es conocida como “Mach 1”.

Como los estranguladores que se instalan a boca de pozo para controlar la producción están basados en el principio de flujo crítico, se pretende al seleccionar uno de ellos, que la presión después de la restricción no afecte a la presión en la cabeza del pozo y como consecuencia su comportamiento. Un número Mach igual o mayor a la unidad asegurará esta pretensión.

El número Mach se define como la relación de la velocidad real del fluido (v_f) entre la velocidad de propagación de la onda acústica en el fluido en cuestión (v_p).

$$M = \frac{v_f}{v_p} \dots 1.1$$

En función de este número se definen tres diferentes regímenes de flujo:

- Para $M < 1$ el flujo es subsónico.
- Para $M > 1$ el flujo es supersónico.
- Para $M = 1$ el flujo es sónico o crítico.

Cuando $M = 1$, el área de flujo alcanza su valor mínimo y se dice que se ha logrado una condición de garganta a cuyas propiedades se les denomina “críticas” y a las anteriores a ella como relaciones críticas, entonces el flujo comienza a ser independiente de los

cambios en la presión corriente abajo, de la temperatura o de la densidad, debido a que dichos cambios no pueden viajar corriente arriba.

Para que ocurra el flujo crítico, la velocidad relativa de un fluido en cualquier punto (v_f pie/seg) debe de ser equivalente a la velocidad de la onda elástica (v_p pie/seg) en ese punto. Esto es, el número Mach definido anteriormente. Estas velocidades de la propagación elástica de onda (v_p) de varios fluidos y del medio roca-fluido, determinadas por Wyllie se enlistan en la tabla siguiente:

Sustancia	v_p pie/seg
Aceite	3,990
Salmuera	5,600
Agua destilada (@ 25°C)	4,912
Lodo de perforación	4,870
Arenisca de Berea (porosidad de 21.1%, 20% de aceite y 80% de agua)	7,900
Arenisca de Nichols Buff (porosidad de 21.7%, S_o de 20% y S_w de 80%)	7,100

Tabla 1.1. Velocidades de propagación de la onda elástica en diferentes medios.

El flujo crítico para gases ocurre a aproximadamente las mismas condiciones donde la relación de la presión corriente abajo a la presión corriente arriba sea de aprox. 0.528, pero esta cifra es relativa, pues la frontera de flujo crítico basada en una relación de

presiones corriente arriba y corriente abajo cambia para cada composición y en consecuencia para cada tipo de fluido. Entonces, para una mezcla de aceite y gas uno se pregunta, ¿cuál es el flujo crítico para mezclas? Algunos han notado que la velocidad sónica para mezclas de gas y líquido es menor que para cualquiera de las dos fases por sí solas.

En la práctica resulta de gran utilidad saber cuando se tiene flujo crítico y según el régimen de flujo existen diversas formas de saberlo. A continuación se darán a conocer las Fronteras de Flujo Crítico para los flujos de gas y de dos fases haciendo énfasis en este último.

1.2. FRONTERA DE FLUJO CRÍTICO PARA GAS.

Un arreglo general de ecuaciones describe el flujo corriente arriba de manera isotrópica. Las condiciones en el punto donde se comienza a hacer el análisis son (p_1, ρ_1, T_1) y al final de la sección analizada se tienen las condiciones (p, ρ, T) .

$$\frac{T_1}{T} = 1 + \left(\frac{k-1}{2} \right) M^2 \dots 1.2$$

$$\frac{P_1}{P} = \left[1 + \left(\frac{k-1}{2} \right) M^2 \right]^{\frac{k}{k-1}} \dots 1.3$$

$$\frac{\rho_1}{\rho} = \left[1 + \left(\frac{k-1}{2} \right) M^2 \right]^{\frac{1}{k-1}} \dots 1.4$$

Donde: $k = \frac{c_p}{c_v}$ es el cociente de capacidades térmicas específicas.

Para flujo sónico ($M = 1$) las condiciones serán distinguidas con un asterisco. Partiendo de la definición del número Mach, la velocidad crítica se define como:

$$v^* = \sqrt{\frac{144kp^*g_c}{\rho^*}} \dots 1.5$$

Suponiendo que se tienen condiciones de flujo sónico, asumiendo $k = 1.4$ y haciendo la resta de las ecuaciones (6.1) – (6.3) se tendrá:

$$\frac{T^*}{T_1} = \frac{2}{k+1} = 0.833 \dots 1.6$$

$$\frac{P^*}{P_1} = \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k}{k-1}} = 0.528 \dots 1.7$$

$$\frac{P^*}{P_1} = \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{1}{k-1}} = 0.634 \dots 1.8$$

Esto muestra que para el aire y algunos otros gases con $k = 1.4$ la temperatura, presión y densidad disminuyen entre 17% y 47%. La ecuación 1.7 se usa frecuentemente para determinar si se tienen condiciones de flujo crítico o subcrítico. La ecuación 1.5 también nos indica la existencia de flujo crítico.

Aunque todo lo anterior se aplica para el flujo de gas, se pueden hacer observaciones similares para el flujo de líquido a través de restricciones. Sin embargo, resalta la cuestión de las condiciones que se deben tener en un flujo crítico de una mezcla de dos fases. El sentido común nos dice que el flujo crítico existe si una reducción de la presión corriente abajo no incrementa el gasto, pero la predicción cuando esto sucede no ha sido posible.

Una vez que se tiene como se define, de forma general la frontera de flujo crítico – subcrítico para flujo monofásico se presentará la forma en la que algunos autores definen dicha frontera para flujo multifásico.

1.3. FRONTERA DE FLUJO CRÍTICO EN DOS FASES

i. Ashford y Pierce

Ashford y Pierce desarrollaron una expresión para el gasto másico total de una mezcla multifásica. Ellos asumieron flujo isentrópico a través de la restricción, líquido incompresible, el líquido no se “flashea” (separación flash) en la restricción y una mezcla homogénea. La ecuación 1.9 asume que la derivada del gasto con respecto a la relación de presión es cero en la frontera crítica.

$$y_c = \frac{\frac{2R_1}{k\left(1 + R_1 y_c^{-\frac{1}{k}}\right)} \left[\left(\frac{R_1}{b}\right) \left(y_c^b + y_c + 1 \right) y_c^{-e} - 1 \right]}{R_1} \dots 1.9$$

Donde:

$$b = \frac{k-1}{k}$$

Y

$$e = \frac{k+1}{k}$$

La ecuación anterior requiere de un proceso iterativo para determinar los valores de y_c como función de la relación gas/líquido in situ para diferentes valores de k . La relación gas/líquido in situ a condiciones corriente arriba, R_1 , se puede calcular fácilmente como la

relación de las velocidades superficiales del gas y del líquido que se determinan a condiciones inmediatamente corriente arriba del estrangulador.

ii. Sachdeva

Sachdeva llevó a cabo un estudio combinado experimental y teórico que resultó en las siguientes ecuaciones para determinar y_c .

$$y_c = \left(\frac{N}{D}\right)^{k-1} \dots (1.10)$$

Donde:

$$N = \frac{k}{k-1} + \frac{\rho_{g1} \bar{v}_{g1} \bar{v}_c}{x_{g1} \rho_L} \dots (1.11)$$

Y

$$D = \frac{k}{k-1} + \frac{n}{2} + \frac{n \rho_{g2} \bar{v}_{g2}}{x_{g1} \rho_L} + \frac{n}{2} \left[\frac{\rho_{g2} \bar{v}_{g2}}{x_{g1} \rho_L} \right] \dots (1.12)$$

En las ecuaciones 1.11 y 1.12 el parámetro n y la fracción o calidad de masa de gas in situ corriente arriba, x_{g1} , se determinan a partir de las ecuaciones 1.13 y 1.14 respectivamente.

$$n = 1 + \frac{x_{g1} (C_{pg} - C_{vg})}{x_{g1} C_{vg} + (1-x_{g1}) C_L} \dots 1.13$$

Y

$$x_{g1} = \frac{w_{g1}}{w_{g1} + w_{L1}} \dots 1.14$$

Donde:

$$w_{g1} = 0.0764 \lambda_g q_{Lsc} \left(R_p - f_o R_{s1} \right)$$

Y

$$w_{L1} = 5.615 q_{Lsc} \left(f_o B_{o1} \rho_{o1} + f_w B_{w1} \rho_{w1} \right)$$

La *ecuación 1.10* es adimensional, así que se puede utilizar cualquier tipo de unidades consistentes. La determinación de y_c a partir de la *ecuación 1.10* requiere de un procedimiento iterativo. Se asume primero un valor de y_c en la *ecuación 1.11*. Esto permite un cálculo de y_c . Un método directo de sustitución es adecuado cuando se utiliza el valor calculado de y_c para la siguiente suposición hasta que los valores calculados y supuestos de y_c que converjan de acuerdo a una tolerancia predeterminada. Un valor de 0.5 es adecuado para la primera suposición.

iii. Perkins

Perkins desarrolló una ecuación para predecir la relación de presión crítica la cual se acerca mucho a la desarrollada por Ashford y Pierce. Él combinaba las ecuaciones para conservación de masa y expansión isentrópica de una mezcla multifásica homogénea para llegar a una expresión para el gasto másico total. Utilizando las mismas suposiciones como Ashford y Pierce en la *ecuación 1.11*, Perkins desarrolló la siguiente expresión:

$$\begin{aligned}
 & \left\{ 2C \left[1 - y_c \frac{n-1}{n} \right] + 2\beta_{L1} \left(-y_c \right) \right\} \\
 x & \left\{ \left[1 - \left(\frac{A_2}{A_1} \right)^2 \left(\frac{x_{g1} + \beta_{L1}}{x_{g1} y_c^{-\frac{1}{n}} + \beta_{L1}} \right)^2 \right] \left[\frac{x_{g1}}{n} y_c^{-\frac{n-1}{n}} \right] + \left(\frac{A_2}{A_1} \right)^2 \left(\frac{x_{g1}}{n} \right) \frac{\beta_{L1} y_c^{-\frac{n-1}{n}}}{\left(x_{g1} y_c^{-\frac{1}{n}} + \beta_{L1} \right)^2} \right\} \dots 1.15 \\
 & = \left[1 - \left(\frac{A_2}{A_1} \right)^2 \left(\frac{x_{g1} + \beta_{L1}}{x_{g1} y_c^{-\frac{1}{n}} + \beta_{L1}} \right)^2 \right] \left(x_{g1} y_c^{-\frac{1}{n}} + \beta_{L1} \right) x \left[C \left(\frac{n-1}{n} \right) y_c^{-\frac{1}{n}} + \beta_{L1} \right]
 \end{aligned}$$

Donde:

$$\beta_{L1} = \rho_{n1} \left(\frac{x_{o1}}{\rho_{o1}} + \frac{x_{w1}}{\rho_{w1}} \right)$$

Y

$$C = x_g + \left[x_g C_{vg} + x_o C_{vo} + x_w C_{vw} \frac{M}{ZR} \right]$$

En la expresión de Perkins, x es la fracción en peso de una fase dada en la corriente de flujo y C_v es la capacidad calorífica a volumen constante, (pie-lbf)/(lbm-°F). C se puede evaluar presumiblemente ya sea a condiciones corriente arriba o corriente abajo. El exponente politrópico de expansión para mezclas utilizado en la ecuación 1.15 se definió como sigue:

$$n = \frac{x_g k C_{vg} + x_o C_{vo} + x_w C_{vw}}{x_g C_{vg} + x_o C_{vo} + x_w C_{vw}} \dots 1.16$$

Para el caso de Ashford y Pierce así como de Sachdeva, se requiere de un proceso iterativo para determinar y_c .

iv. Fortunati

Fortunati presentó un método empírico que puede ser utilizado para calcular el flujo multifásico crítico y subcrítico a través de estranguladores. Él asumió una mezcla homogénea y aclaró que esa suposición era válida siempre y cuando v_m sea mayor que 32.8 pie/seg y que el número Froude de la mezcla sea mayor a 600.

Utilizando datos experimentales, Fortunati desarrolló la *figura 1.1*, la cual puede ser utilizada para definir la frontera entre el flujo crítico y el subcrítico en función de la relación de presiones y de la velocidad de la mezcla gas - líquido.

La *ecuación 1.17* debería de ser utilizada para calcular la velocidad de la mezcla a partir de la velocidad actual de la mezcla y de la presión corriente abajo.

$$v_{m2} = v_{m2F} \left(\sqrt{\frac{P_2}{P_{2F}}} \right)^\eta \dots 1.17$$

Donde:

$$\eta = \left(\lambda_{g2}^3 \right)^{0.38} \dots 1.18$$

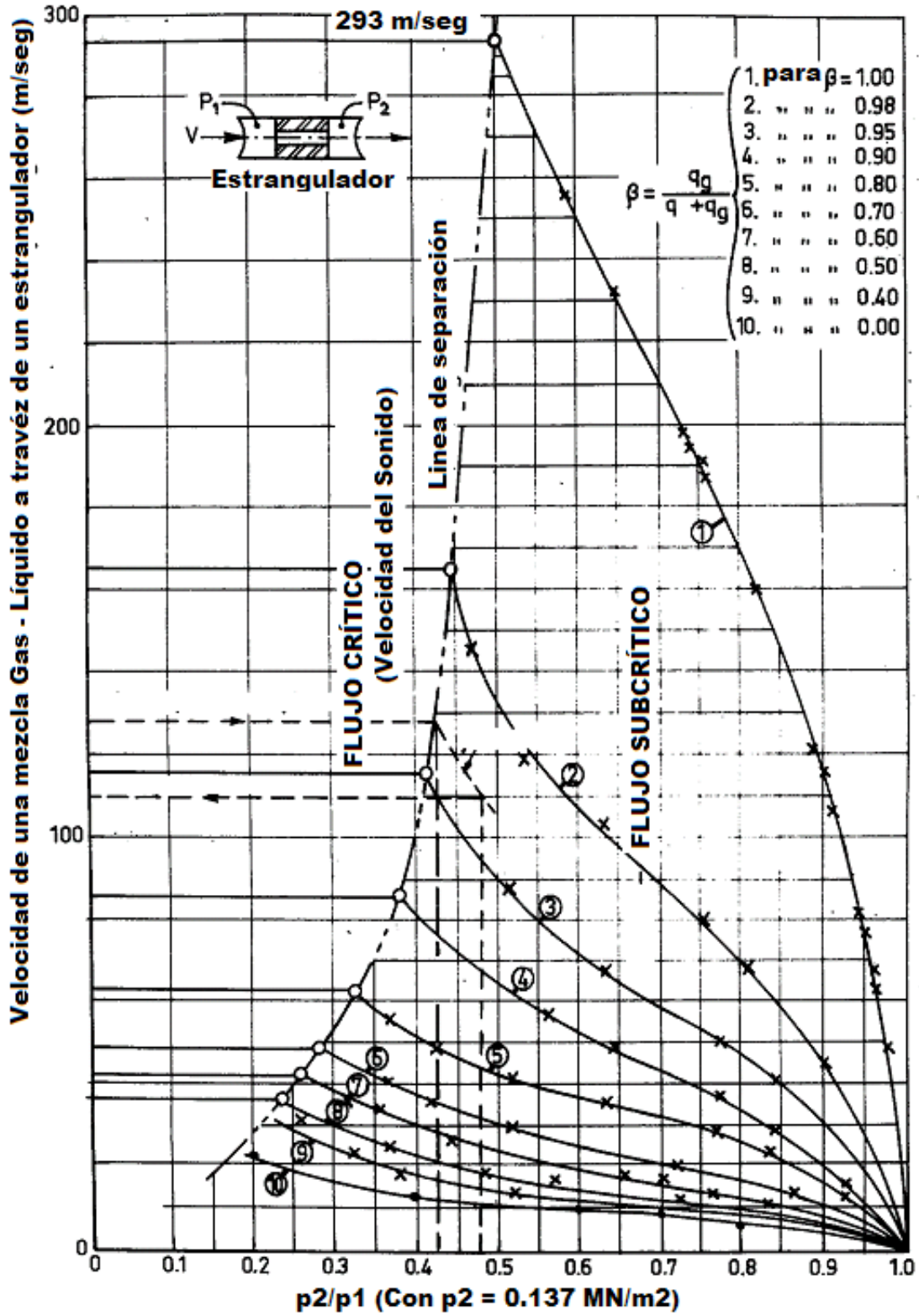


Fig. 1.1 Velocidad de mezclas Gas - Aceite a través de estranguladores.

v. Velocidad Sónica de Wallis.

En la *ecuación 1.19* Wallis presentó una expresión para calcular la velocidad sónica o de onda de compresibilidad de una mezcla homogénea.

$$v_m^* = \left[\rho_g \lambda_g + \rho_L \lambda_L \left(\frac{\lambda_g}{\rho_g v_g^{*2}} + \frac{\lambda_L}{\rho_L v_L^{*2}} \right) \right]^{-0.5} \dots 1.19$$

La velocidad sónica de la mezcla homogénea no cae necesariamente entre las velocidades sónicas de cada fase y en algunas circunstancias puede ser mucho menor que ambas. Por ejemplo, una mezcla agua/aire a presión atmosférica va a tener una velocidad sónica de 1,100 pie/seg, una relación de densidad de 0.0012 y una velocidad sónica mínima de la mezcla de sólo 75 pie/seg. Wallis dijo que la velocidad sónica de una mezcla homogénea pasa a través de un mínimo a una fracción inválida sin resbalamiento de 0.5.

Velocidades Sónicas de Nguyen

Nguyen estudió la velocidad sónica en sistemas de dos fases como función del patrón de flujo. Para flujo estratificado, una velocidad sónica combinada no existe porque cada fase es continua en la dirección axial. Una velocidad sónica efectiva existe en cada fase que está influenciada por la otra fase. Si se somete el líquido y el gas a un pulso de presión de manera simultánea, la perturbación se propaga con velocidades diferentes en ambas fases en la dirección axial.

La *ecuación 1.20* es la velocidad sónica efectiva para la fase gaseosa y muestra que la velocidad sónica efectiva está gobernada

primariamente por la velocidad sónica del gas, porque el segundo término en el denominador es pequeño.

$$v_{E,g}^{*2} = \frac{1}{\frac{1}{v_g^{*2}} + \left(\frac{H_L}{1-H_L}\right) \frac{\rho_g}{\rho_L} \frac{1}{v_L^{*2}}} \dots 1.20$$

La expresión paralela para la velocidad sónica efectiva en la fase líquida es:

$$v_{E,L}^{*2} = \frac{1}{\frac{1}{v_L^{*2}} + \left(\frac{1-H_L}{H_L}\right) \frac{\rho_L}{\rho_g} \frac{1}{v_g^{*2}}} \dots 1.21$$

ρ_g y v_g^{*2} en el segundo término del denominador de la ecuación 1.21 son relativamente pequeños, dando una mayor influencia en la velocidad sónica efectiva en la fase líquida. En contraste con el flujo estratificado, una expresión combinada de la velocidad sónica se desarrolló para una unidad slug idealizada. La ecuación 1.22 da el resultado.

$$v^* = \frac{v_L^* v_g^*}{H_L v_g^* + (1-H_L) v_L^*} \dots 1.22$$

Para flujo homogéneo, Nguyen combinó expresiones para las velocidades sónicas de cada fase fluyendo dentro de una frontera elástica con el concepto de que el frente de la onda pasa de manera secuencial a través de zonas de líquido y gas dentro de la mezcla homogénea. La ecuación 1.23 da la expresión resultante.

$$v^* = \frac{1}{\left(1-\alpha\right) \sqrt{\left(\frac{1-\alpha}{v_L^{*2}} + \frac{\alpha \rho_L}{\rho_g v_g^{*2}}\right)} + \alpha \sqrt{\frac{\alpha}{v_g^{*2}} + \frac{(1-\alpha) \rho_g}{\rho_L v_L^{*2}}}} \dots 1.23$$

2. PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS

Anticipando el siguiente capítulo, donde se analizarán las correlaciones de flujo multifásico por estranguladores, en el presente capítulo se hace una breve descripción de las propiedades del gas húmedo y seco, se muestran algunos diagramas representativos así como algunas correlaciones empíricas que facilitan la obtención de dichas propiedades.

2.1. YACIMIENTO DE GAS HUMEDO

El estudio de esta tesis se enfoca al flujo de gas y condensado, el cual predomina en el Campo Copano. Por lo anterior es conveniente hacer una revisión a los conceptos básicos de las propiedades fisicoquímicas de este tipo de fluidos, así como las cualidades comunes de los yacimientos de los que se explotan estos hidrocarburos.

En la siguiente figura se observa el diagrama de fases de un yacimiento de gas húmedo. Se puede observar que en el procedimiento de explotación, el gas no alcanza a condensarse.

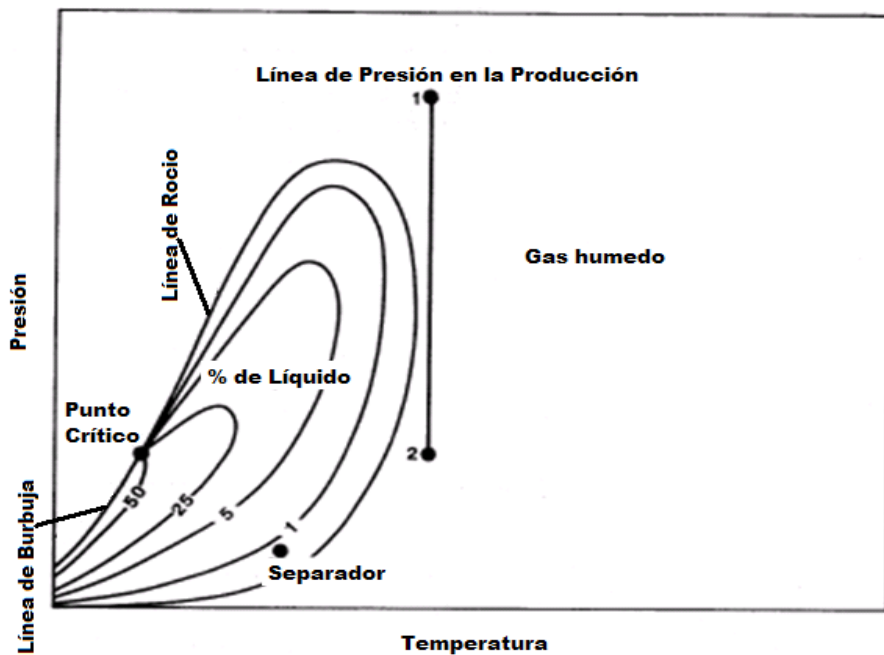


Fig. 2.1 Diagrama de Fases de un Yacimiento de Gas Húmedo.

Características

1. $T_{yac} > T_{cricondenterma}$.
2. La mezcla de hidrocarburos siempre se encuentra en la fase de gas en el yacimiento.
3. La mezcla de hidrocarburos, siempre se encuentra en la fase de gas en la trayectoria del yacimiento a la superficie.
4. La mezcla de hidrocarburos está compuesta predominantemente por metano y pequeñas fracciones de componentes no hidrocarburos como H_2S , CO_2 , N_2 .
5. La composición del fluido en el yacimiento no cambia durante la explotación del yacimiento.
6. Se tiene una RGA muy alta: $RGA > 15,000 \text{ Scf / STB}$.

Otro tipo de yacimiento de interés en este trabajo de tesis es el de gas retrógrado, como en el caso anterior, a continuación se dan algunas de sus características.

2.2. YACIMIENTO DE GAS RETROGADO (GAS SECO Y CONDENSADO).

En este tipo de yacimiento, en el proceso de explotación, el gas experimenta una condensación “retrógrada” cuando comienza formarse líquido al reducirse la presión. En la *figura 2.2* se muestra lo anteriormente dicho.

CARACTERISTICAS

1. $T_{cy} > T_y > T_c$.
2. Presenta punto de rocío en el yacimiento.
3. En el yacimiento hay dos fases (gas-líquido) cuando $P_y \leq P_{rocío}$.
4. Las condiciones de separación caen dentro de la región de dos fases.

5. La composición de la mezcla no es constante cuando $P_y \leq P_{\text{rocío}}$.
6. La composición de la mezcla (gas-líquido) en la superficie no es la misma que en el yacimiento.
7. Mezcla de hidrocarburos rica en componentes intermedios.
8. Se tiene una RGA muy alta.
9. La RGA se mantiene constante mientras que $P_y \geq P$.
10. La RGA aumenta $x'q'$ el condensado se queda en el yacimiento (una vez que $P_{\text{yac}} < P_{\text{rocío}}$).
11. La densidad en grados API crecen durante la explotación del yacimiento cuando $P_{\text{yac}} < P_o_{\text{rocío}}$.

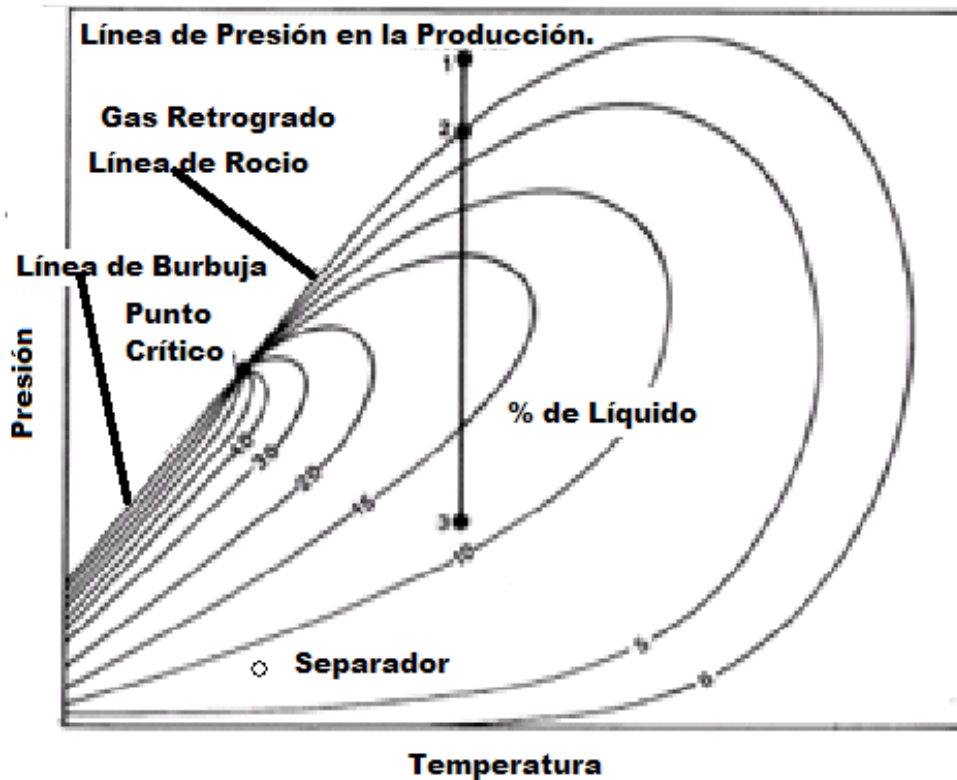


Fig. 2.2. Diagrama de Fases de un Yacimiento de Gas Retrogrado (Gas Seco y Condensado).

NOTA:

Para cualquier yacimiento, el diagrama de fases que se le caracteriza es válido toda vez que su composición no cambie. Para

cada tipo de yacimiento cambiará en menor o mayor medida, para el caso del gas retrógrado su diagrama de fase se desplaza hacia la derecha.

A continuación se comparan las características de los dos tipos de yacimientos mencionados anteriormente. La comparación se hace entre sí y entre los demás tipos de yacimientos manejados en la industria petrolera dentro de la clasificación en función a su diagrama de fases.

2.3. CARACTERISTICAS DISTINTIVAS (APROXIMADAS) DE LOS FLUIDOS DE LOS YACIMIETOS PETROLEROS.

La *tabla 2.1* tiene como objetivo ubicar las propiedades de los yacimientos de gas húmedo y gas retrógrado contra las propiedades de los otros yacimientos.

	A. Negro	A. Volátil	Gas Retrógado	Gas Húmedo	Gas Seco
API en el tanque	<45	>40	40-60	<70	No hay Líquido
Cambio de fase en el Yacimiento	Pb	Pb	Pr	No hay cambio	No hay cambio
Fracc. De C7 (% mol)	>2%	>2	0	∅	∅
RGA SCf/STB	<1750	1750-3200	73200	>15000	>100000
Color	Obscuro	Regular obscuro	Cristalino ligeramente coloreado	casi transparente	transparente

Tabla 2.1. Características distintivas aproximadas de los yacimientos petroleros.

2.4. CARACTERIZACION DE LOS FLUIDOS DE LOS YACIMIENTOS DE GAS.

2.4.1. ESTUDIOS PVT PARA GAS SECO.

1. Análisis composicional para cromatografía
2. Expansión a composición constante

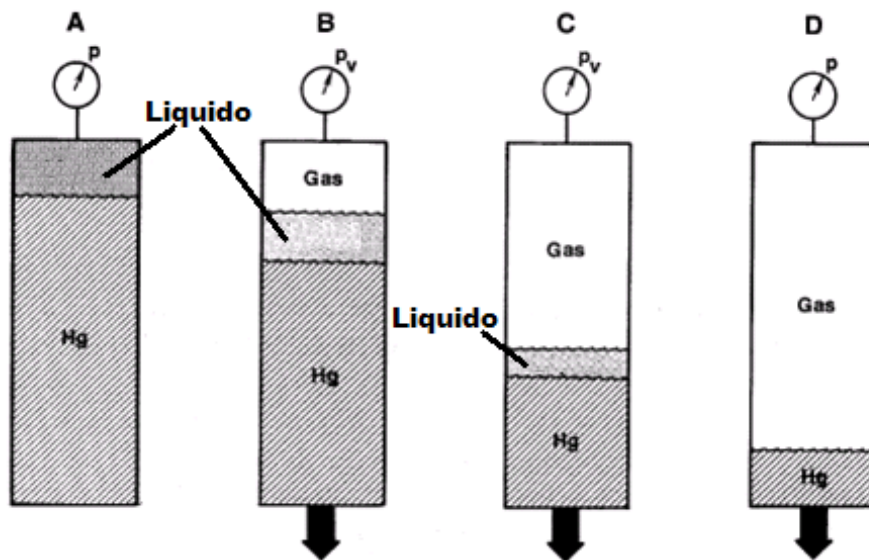


Fig. 2.3. Expansión de Hidrocarburos a Composición Constante.

2.4.2. INFORMACION BÁSICA OBTENIDA

a) Densidad relativa del gas γ_g ($\gamma_{aire} = 1$) @ c.s.

La forma de calcularla a partir del peso molecular del gas es como sigue.

$$\gamma_g = \frac{M_g}{M_{aire-seco}}; M_{aire} = 28.97 \frac{lbm}{lb_{mol}} \dots 2.1$$

En la siguiente figura se muestra el comportamiento de la densidad del gas en función de la temperatura, se observa

que el punto crítico determina la frontera entre las fases líquida y de gas.

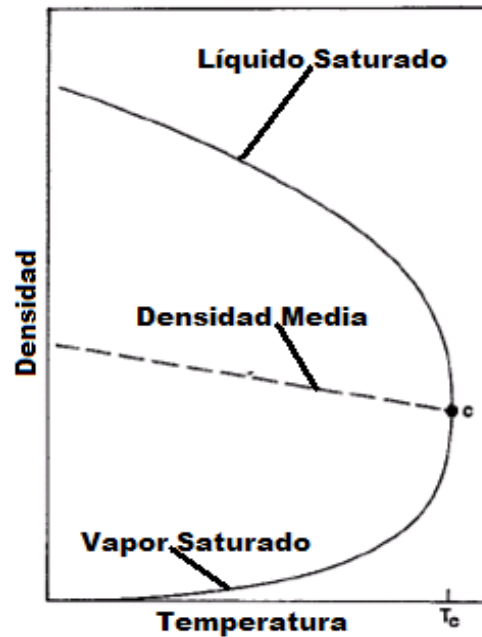


Fig. 2.4. Densidad de una Sustancia en sus Fases Gas y Líquida.

b) Factor de compresibilidad “Z” ó factor de desviación:

Es la relación del volumen que ocupa el gas a P y T entre el volumen que ocuparía a las mismas condiciones si su comportamiento fuese ideal. Por lo anterior es fácil que Z se obtenga a partir de una relación de volúmenes.

$$\therefore Z = \frac{V_g @ c.f. ideal}{V_g @ c.f. real} \dots 2.2$$

$$Z = 1 @ c.s.$$

Para cualquier gas, el comportamiento relativo del valor de Z es parecido al que se muestra en la gráfica que sigue.

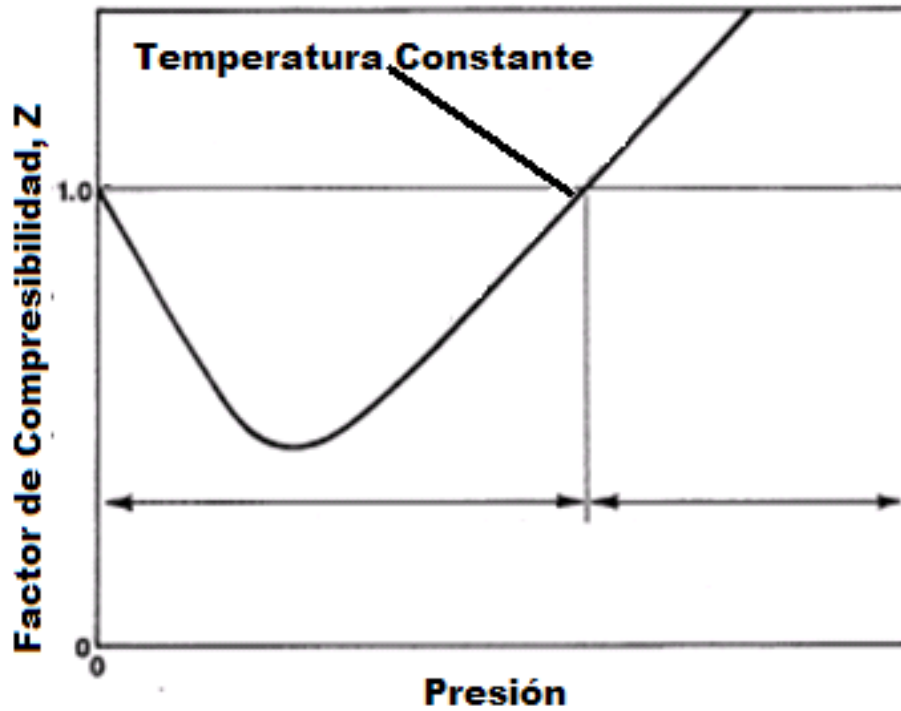


Fig. 2.5 Factor de desviación.

c) Densidad del Gas seco.

$$\rho_g = \frac{m_g}{V_g} \dots 2.3$$

De la ecuación de estado:

$$P\forall_g = Z_g n_g RT$$

Sustituyendo $n_g = \frac{m_g}{M_g}$ en la ecuación anterior

$$P\forall_g = Z_g \frac{m_g}{M_g} RT$$

$$PM_g = Z_g \rho_g RT$$

Por otro lado $M_g = \gamma_g M_{aire-seco}$

Sustituyendo en ρ_g .

$$\rho_g = \frac{\gamma_g \cdot P \cdot M_{aire-seco}}{Z_g \cdot R \cdot T} \dots 2.4$$

... en unidades del sistema inglés.

$$\rho_g = 2.7 \frac{\gamma_g P}{Z_g T} \dots 2.5$$

Donde:

$\rho_g \triangleq$ Densidad del gas $\frac{lbm}{ft^3}$

$P \triangleq P_{sia}$; $T \triangleq R$; $M_g \triangleq$

$M_g \triangleq$ Peso molecular del gas en $\frac{lb}{lbmol}$.

d) FACTOR DEL VOLUMEN DEL GAS (B_g)

$B_g \triangleq$ Volumen de una masa de gas a ciertas condiciones de P y T, entre el volumen de la misma masa de gas medido a condiciones estándar. O bien, para una masa de gas dada, el volumen de gas a condiciones de flujo requerido para producir una unidad de volumen de gas @ c.s.

$$B_g = \frac{V_g @ c.f.}{V_g @ c.s.} \dots 2.6$$

En la siguiente figura se presenta una separación flash donde la presión en las celdas va decreciendo sin liberar ningún componente de la mezcla.

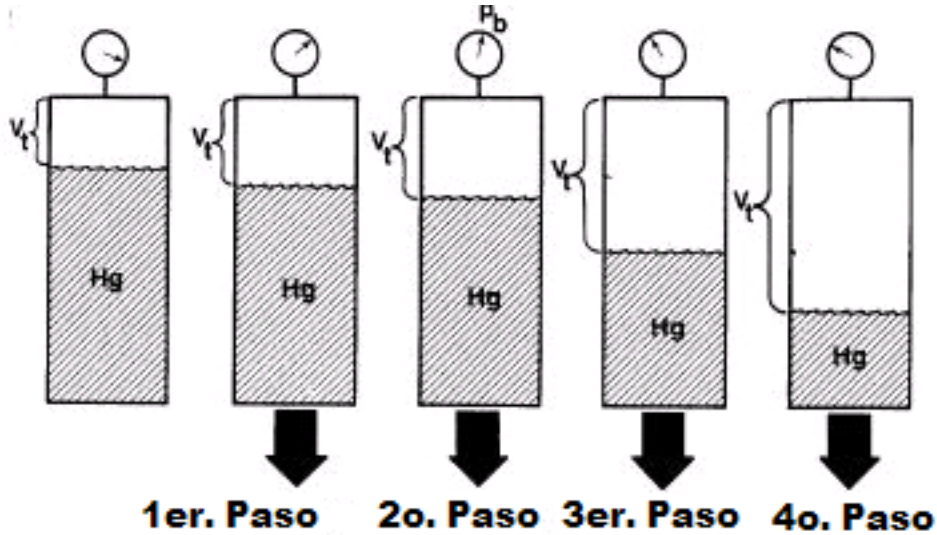


Fig. 2.6 Separación Flash.

En el laboratorio se reportan datos de P y B_g , pero cuando no se tienen los datos de $\forall_g @ c.f.$ y $\forall_g @ c.s.$ se puede obtener de la siguiente forma:

$$P\forall_g @ c.f. = Z_g n_g RT$$

$$\forall_g @ c.f. = \frac{Z_g n_g RT}{P}$$

A condiciones estándar

$$\forall_g @ c.e. = \frac{Z_{aire}^1 n_g RT @ c.e.}{@ c.e.} = \frac{n_g RT @ c.e.}{P c.e.}$$

De la definición de B_g :

$$B_g = \frac{\nabla_g @ c.t.}{\nabla_g @ c.s.} = \left(\frac{Z_g n_g RT}{P} \right) \left(\frac{P @ c.e.}{n_g RT @ c.e.} \right) = Z_g \left(\frac{T}{T @ c.e.} \right) \left(\frac{P @ c.e.}{P} \right)$$

Simplificando en unidades prácticas:

$$B_g = 0.0283 \frac{Z_g T}{P} \dots 2.7$$

Donde:

$B_g \Delta$ Factor del volumen del gas $\frac{ft^3 @ c.f.}{ft^3 @ c.e.}$

$T \Delta$ Temperatura (R).

$P \Delta$ Presión (psia).

$R \Delta$ Constante unidimensional de los gases, $R = 10.732 \frac{P_{sia} \cdot ft^3}{R \cdot lbmol}$

En la gráfica siguiente se puede observar que el valor de Bg para cada composición tiende a un valor, esto nos hace pensar que un fluido sólo puede admitir hasta una cierta cantidad de gas.

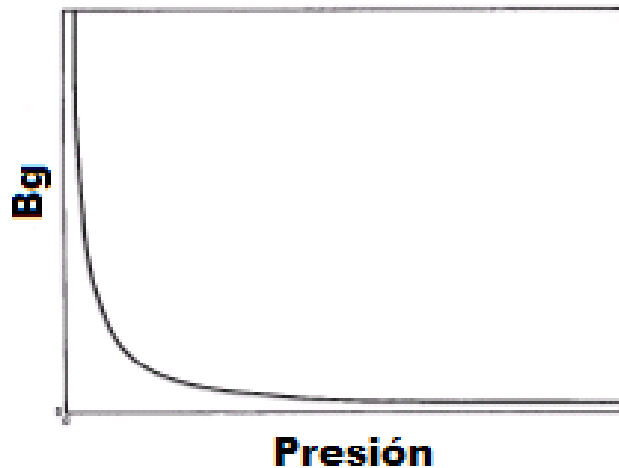


Fig. 2.7 Comportamiento del Factor de Volumen del Gas (Bg) respecto a la presión.

e) Relación de ρ_g y B_g .

Se sabe que: $\rho_g @ c.f. = \frac{m_g}{\nabla_g @ c.f.}$ y $\rho_g @ c.e. = \frac{m_g}{\nabla_g @ c.e.}$

$$\text{Dividiendo: } X = \frac{\rho_g @ c.e.}{\rho_g @ c.f.} = \frac{\frac{m_g}{\nabla_g @ c.e.}}{\frac{m_g}{\nabla_g @ c.f.}} = \frac{V_g @ c.f.}{V_g @ c.e.} = B_g$$

$$\therefore B_g = \frac{\rho_g @ c.e.}{\rho_g @ c.f.}$$

Y por otro lado:

$$\rho_g @ c.f. = \frac{\rho_g @ c.e.}{B_g} = \frac{\rho_{aire} \gamma_g}{B_g}$$

Donde:

$$\gamma_{aire} = 0.0764 \frac{lbm}{ft^3}$$

$$\therefore \rho_g @ c.f. = \frac{0.0764 \gamma_g}{B_g} \dots 2.8$$

$$\rho_g \Delta \frac{lbm}{ft^3} ; B_g \Delta \frac{ft^3 @ c.f.}{ft^3 @ c.e.}$$

e) Coeficiente de compresibilidad isotérmica (C_g).

$C_g \Delta$ Variación volumétrica respecto a la presión por unidad de volumen.

O bien:

- Cambio fraccional de volumen con la presión @ T_{cte}
- Cambio de volumen por cambio unitario de presión @ T_{cte}

En la figura 2.8 se puede observar que el comportamiento de C_g es muy parecido a lo que sucede con B_g , ya que tiende a un valor cuando la presión crece de manera considerable.

DESARROLLO PARA UN GAS IDEAL

Partiendo de la ecuación de estado:

$$PV = nRT$$

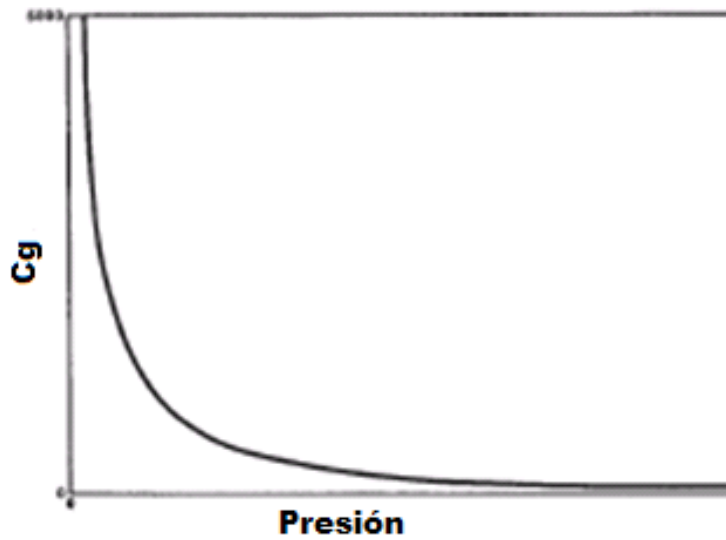


Fig. 2.8. Comportamiento del Coeficiente de Compresibilidad Isotérmica (C_g) para un Gas Ideal respecto a la Presión.

$$V = \frac{nRT}{P}$$

$$\frac{\partial V}{\partial P} = \frac{\partial}{\partial P} \left(\frac{nRT}{P} \right) = -\frac{nRT}{P^2}$$

$$C_g = \left(\frac{P}{nRT} \right) \left(-\frac{nRT}{P^2} \right) = -\frac{1}{P}$$

DESARROLLO PARA EL GAS REAL

Como se muestra en la figura 2.9, el comportamiento de C_g para los gases reales difiere al de los gases ideales en el valor de presión de burbuja.

Partiendo de la diferencia de compresibilidad:

$$C = -\frac{1}{V} \frac{\partial V}{\partial P} \Big|_{T=cte} \quad \text{Ecuación válida para una misma masa}$$

de sustancia

De la ecuación de estado para gases reales:

$$P_v = ZnRT$$

$$V = \frac{ZnRT}{P}$$

$$\frac{\partial V}{\partial P} = nRT \left[Z \left(\frac{-1}{P^2} \right) + \frac{1}{P} \frac{\partial Z}{\partial P} \Big|_T \right]$$

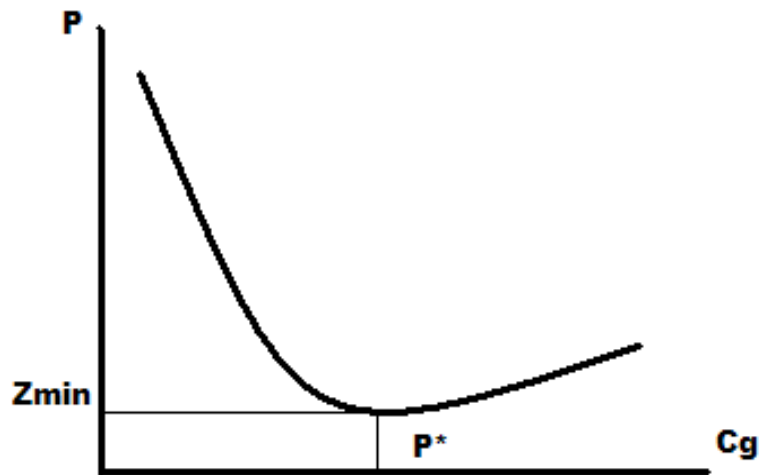


Fig. 2.9. Comportamiento del Coeficiente de Compresibilidad Isotérmica (C_g) para un Gas Real respecto a la Presión.

$$\frac{\partial V}{\partial P} = -\frac{nRTZ}{P} \left(\frac{1}{P} \right) + \frac{nRT}{P} \frac{\partial Z}{\partial P} \Big|_T$$

$$\frac{\partial V}{\partial P} = -\frac{V}{P} + \frac{V \partial Z}{Z \partial P} \Big|_T = V \left[\frac{1}{P} + \frac{1}{Z} \frac{\partial Z}{\partial P} \Big|_T \right]$$

$$\frac{1}{V} \frac{\partial V}{\partial P} = -\frac{1}{P} + \frac{1}{Z} \frac{\partial Z}{\partial P} \Big|_T$$

$$C_g = -\frac{1}{V} \frac{\partial V}{\partial P} \Big|_T = \frac{1}{P} - \frac{1}{Z} \frac{\partial Z}{\partial P} \Big|_T$$

$$C_g = \frac{1}{P} - \frac{1}{Z} \frac{\partial Z}{\partial P} \Big|_T \dots 2.9$$

Nota: el cambio volumétrico involucrado en la definición de C_g debe considerarse para una misma masa de gas en todo el proceso.

f) COEFICIENTE DE VISCOSIDAD μ_g

En la imagen siguiente se observa que para diferentes valores de viscosidad el comportamiento se invierte después de la presión de burbuja.

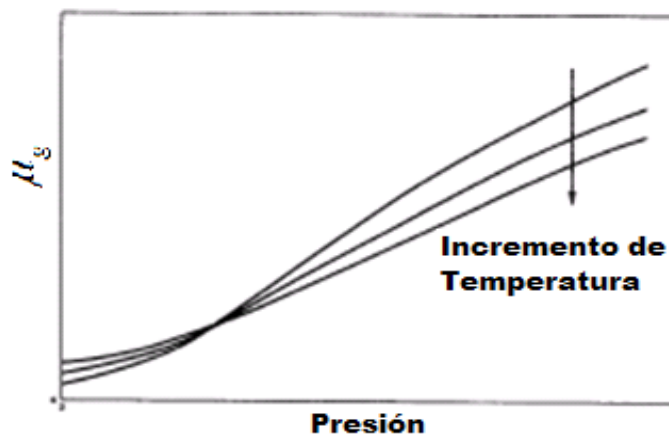


Fig. 2.10 Comportamiento de la Viscosidad (μ_g) para un Gas Real respecto a la Presión.

μ_g Δ Es la resistencia interna al flujo ejercida por el gas.

COMENTARIOS

- En los análisis PVT no se reportan valores de μ_g debido a que ésta es muy difícil de medir.
- Generalmente se reporta a partir de condiciones empíricas o semiempíricas.

2.5. CORRELACIONES EMPÍRICAS PARA ESTIMAR LAS PROPIEDADES PVT DEL GAS

a. DENSIDADES RELATIVAS DEL GAS

γ_g Δ Densidad relativa del gas producido

γ_{gd} Δ Densidad relativa del gas disuelto.

γ_{gl} Δ Densidad relativa del gas libre.

$$\gamma_{gd} > \gamma_g > \gamma_{gl} > \gamma_{CH_4} = 0.54$$

Y todas referidas @ c.s.

i. Densidad relativa promedio.

$$\gamma_g = \frac{\sum \gamma_{gi} q_{gi} @ c.e.}{\sum q_{gi} @ c.e.}$$

Donde n es el número de etapas de separación. A continuación se presenta la deducción de la ecuación anterior.

La masa total producida está dada por:

$$m_g = m_{g1} + m_{g2}$$

Además:

$$\rho_g @ c.e. q_T @ c.e. = \rho_{g1} @ c.e. q @ c.e. + \rho_{g2} @ c.e. q_2 @ c.e. \rightarrow 1$$

La definición de densidad relativa es:

$$\gamma_g = \frac{\rho_g}{\rho_q}$$

Dividiendo la ecuación (1) entre $@_q$ queda:

$$\gamma_g @ c.e. q_T @ c.e. = \gamma_{g1} @ c.e. q_1 @ c.e. + \gamma_{g2} @ c.e. q_2 @ c.e. \dots$$

Y dividiendo entre el gasto total:

$$\frac{\gamma_{g1} @ c.e. q_1 @ c.e. + \gamma_{g2} @ c.e. q_2 @ c.e. + \dots}{q_{g1} @ c.e. + q_{g2} @ c.e. + \dots} = \frac{\sum \gamma_{gi} q_{gi} @ c.e.}{\sum q_{gi} @ c.e.} \dots 2.10$$

ii. Densidad del gas libre.

Partiendo del gasto másico:

$$m_g = m_{gd} + m_{gR}$$

$$\frac{\rho_g q_g @ c.e.}{\rho_{aire} @ c.e.} = \frac{\rho_{gd} q_{gd} @ c.e. + \rho_{gl} q_{gc} @ c.e.}{\rho_{aire} @ c.e.}$$

Tomando en cuenta que $\frac{\rho_g}{\rho_{aire}} = \gamma_g$ y dividiendo entre $q_o @ c.e.$

$$\frac{\gamma_g @ c.e. q_g @ c.e.}{q_o @ c.e.} = \frac{\gamma_{gd} q_{gd} @ c.e. + \gamma_{gl} q_{gl} @ c.e.}{q_o @ c.e.}$$

Donde $\frac{q_g @ c.e.}{q_o @ c.e.} = RGA$ ó R_p ; $R_s = \frac{q_{gd} @ c.e.}{q_o @ c.e.}$

$$\gamma_g @ c.e. R_p = \gamma_{gd} @ c.e. R_s + \gamma_{gl}$$

$$\gamma_g @ c.e. R_p - \gamma_{gd} R_s = \gamma_{gl} (RGA - R_s)$$

$$\frac{\gamma_g @ c.e. R_p - \gamma_{gd} R_s}{R_p - R_s} = \gamma_{gl} \dots 2.11$$

iii. Densidad del gas disuelto γ_{gd}

Esta densidad es imposible de medir en forma directa y se ha estimado por correlaciones una de ellas es la de Katz:

$$\gamma_{gd} = 0.25 + 0.02^\circ API + R_s \times 10^{-6} (0.6874 - 3.5364^\circ API) \dots 2.12$$

b. FACTOR DE COMPRESIBILIDAD DEL GAS

Una correlación muy usada es la de Dranchuk y Abu – Kassen para calcular “z”. Dicho procedimiento involucra el cálculo de las propiedades Pseudocríticas y Pseudoreducidas del gas las cuales se estiman con las correlaciones de Standing.

Para gas seco:

$$T_{Pc} = 168 + 325\gamma_g - 12.5\gamma_g^2$$

$$P_{pc} = 677 + 15\gamma_g - 37.5\gamma_g^2$$

Para gas y condensado

$$T_{pc} = 187 + 330\gamma_g - 715\gamma_g^2$$

$$P_{pc} = 706 - 51.7\gamma_g - 11.1\gamma_g^2$$

Donde γ_g es la Densidad relativa del gas producido.

Por otro lado:

$$P_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} ; P = \frac{P}{P_{pc}}$$

Densidad relativa para el cálculo de Z

$$\rho_r = \frac{0.27 p_{pr}}{Z T_{pr}}$$

El valor de "Z" se calcula de la siguiente forma:

$$Z = \left(A_1 + \frac{A_2}{T_{pr}} + \frac{A_3}{\rho_{pr}^2} + \frac{A_4}{\rho_{pr}^4} + \frac{A_5}{\rho_{pr}^6} \right) \rho_r + \left(A_6 + \frac{A_7}{T_{pr}} + \frac{A_8}{\rho_{pr}^2} \right) \rho_r^2 - A_9 \left(\frac{A_7}{T_{pr}} + \frac{A_8}{\rho_{pr}^2} \right) \rho_r^5 +$$

$$+ A_{10} \left[1 + A_{11} \rho_r^2 - \frac{\rho_r^2}{T_{pr}} \right] \text{Exp} \left[-A_{11} \rho_r^2 + 1 \right] \dots 2.13$$

Donde:

$$A_1 = 0.3265 \quad A_2 = -1.07 \quad A_3 = -0.5339 \quad A_4 = 0.01569 \quad A_5 = -0.05165 \quad A_6 = 0.5475$$

$$A_7 = -0.7361 \quad A_8 = 0.1844 \quad A_9 = 0.1056 \quad A_{10} = 0.6134 \quad A_{11} = 0.721$$

i. Corrección por presencia de gases no hidrocarburos.

Si la formación molar de gases no hidrocarburos presentes en el gas producido es mayor al 5% será necesario realizar algunas correcciones en T_{Pc} y P_{Pc} .

$$T'_{Pc} = T_{Pc} - E \dots 2.14$$

$$P'_{Pc} = \frac{P_{Pc} T'_{Pc}}{T_{Pc} + Y_{H2S} \frac{P_{Pc} T'_{Pc}}{1 - Y_{H2S} E}} \dots 2.15$$

E: Factor de corrección de la temperatura pseudocrítica.

“E” se calcula de la siguiente forma:

$$E = 120 \left(A^{0.9} - A^{1.6} \right) + 15 \left(Y_{H2S}^{0.5} - Y_{H2S}^4 \right)$$

$$A = Y_{H2S} + Y_{Co2}$$

Donde:

Y_{H2S} Δ Fracción molar de H₂S en el gas producido.

Y_{Co2} Δ Fracción molar de Co₂ en el gas producido

c. CORRELACION DE LEE PARA ESTIMAR LA VISCOSIDAD DEL GAS (μ_g).

$$\mu_g = 10^{-4} K \exp \left[X \left(\frac{\rho_g}{624} \right)^y \right] \dots 2.16$$

Donde:

$$K = \frac{0.4 + 0.02M_g \bar{T}^{1.5}}{0.09 + 19M_g + T}$$

$$X = 3.5 + \frac{986}{T} + 0.01\mu_g$$

$$Y = 2.4 - 0.2x$$

En cuanto a las unidades:

$$\rho_g \left[\frac{lbm}{ft^3} \right]; T \left[R \right]; M_g \left[\frac{lbm}{lbm-mol} \right]; \mu_g \left[\frac{cp}{lbm} \right]$$

i. Corrección por presencia de gases no hidrocarburos.

$$\mu_g' = \mu_g + C_{N_2} + C_{CO_2} + C_{H_2S}$$

Donde:

$$C_{N_2} = Y_{N_2} \left(0.48 \times 10^{-3} \log \gamma_g + 9.59 \times 10^{-3} \right)$$

$$C_{CO_2} = Y_{CO_2} \left(0.08 \times 10^{-3} \log \gamma_g + 6.24 \times 10^{-3} \right)$$

$$C_{H_2S} = Y_{H_2S} \left(0.49 \times 10^{-3} \log \gamma_g + 3.73 \times 10^{-3} \right)$$

μ_g' [cp] Viscosidad corregida por presencia de gases no hidrocarburos.

Y_{N_2} , Y_{CO_2} , Y_{H_2S} : Fracciones molares de N_2 , CO_2 y H_2S en el gas.

3. CORRELACIONES DE FLUJO POR ESTRANGULADORES.

3.1. CORRELACIONES DE FLUJO CRÍTICO

A continuación se describe de manera resumida las bases que han dado origen a las ecuaciones más comúnmente usadas, así como las de reciente publicación que simulan el comportamiento de flujo en condiciones críticas a través de estranguladores.

El primero de los trabajos teóricos trascendentes es quizás el realizado por Tangren y colaboradores en 1949. Los autores suponen un líquido incompresible, gas ideal, una mezcla homogénea donde no hay transferencia de masa entre las fases, un proceso isotérmico y flujo laminar en una dimensión, entre otras consideraciones. Ellos desarrollaron sus ecuaciones apoyándose en los principios básicos de la mecánica de fluidos. Todo el experimento se llevó a cabo bajo condiciones de flujo crítico.

De la ecuación de Tangren se derivaron otras correlaciones como la de Gilbert, Ros, Baxendell y Achong y otros autores que a continuación se presentan.

3.1.1. Gilbert, Ros, Baxendell y Achong.

Las ecuaciones propuestas por Gilbert, Ros, Baxendell y Achong son todas de la forma:

$$p_1 = \frac{Aq_L R_p^B}{d^c} \dots 3.1$$

Donde:

p_1 : Presión corriente arriba del estrangulador (lb/pg²).

Rp: Relación gas – líquido producido (pie³/bl).

q_l : Gasto de líquido producido (bpd).

d: Diámetro del estrangulador (64avos pg).

A, B, C: Coeficientes empíricos que se muestran en la *Tabla 3.1*.

Analizando la *ecuación 1* se observa claramente que la producción de líquido depende de la presión corriente abajo del estrangulador. Dicha ecuación es muy sensible al tamaño del estrangulador, Gilbert determinó que un error de 1/128 pg en el tamaño del estrangulador causa errores del 5 al 20% en las presiones estimadas.

A continuación se tienen los valores usados por Gilbert, N. C. J. Ros y Baxendell para su uso en la ecuación 3.1.

CORRELACIÓN	A	B	C
GILBERT	10.00	0.546	1.89
ROS	17.4	0.5	2.00
BAXENDELL	9.56	0.546	1.93
ACHONG	3.82	0.65	1.88

Tabla 3.1. Coeficientes empíricos para la correlación de Gilbert, Ros, Baxendell y Achong.

En su artículo, Tangren, da una descripción detallada del papel que desempeñan los estranguladores en los pozos, mencionando además que para el buen diseño de éstos, es conveniente el uso de las curvas de gradiente fluyendo con las curvas del estrangulador obtenidas de su propia correlación. El no incluyó en su análisis casos para los cuales la presión corriente arriba fuera mayor de 1.7 veces la presión corriente abajo $\left(\frac{p_2}{p_1} \leq 0.588 \right)$ por considerar que el comportamiento del pozo es muy sensible debajo de esta línea de presión (flujo subcrítico).

La ecuación (1) muestra claramente que el gasto producido es independiente de la presión corriente abajo del estrangulador; esto obliga a tener en mente el rango para el cual fue desarrollada.

Finalmente puntualiza que las relaciones gas-líquido, frecuentemente presentan dificultades para determinarse con cierta precisión, debido a que las fluctuaciones pueden producir intentos fallidos en la selección del diámetro del estrangulador cuando se busca el gasto adecuado.

De los autores de la correlacion anteriormente analizada vale la pena hacer observaciones al caso que plantea N. C. J. Ros pues elimina algunas simplificaciones y presenta un trabajo más claro.

3.1.2. N.C. J. Ros.

El siguiente trabajo significativo fue publicado por N.C.J. Ros. El extendió la investigación hecha por Tangren y sus colaboradores, para un rango más alto de relaciones gas-líquido, donde la fase continua fuera gas. Básicamente Ros cuestionó la consideración hecha por Tangren de que la mezcla se comportase como un modelo homogéneo, pero estuvo de acuerdo en que la velocidad de la mezcla en la garganta del estrangulador, podría considerarse uniforme. El desarrollo hecho por Ros supone una expansión politrópica del gas, desprecia la energía potencial y las pérdidas de energía irreversible, excepto aquellas debidas al resbalamiento. El concluyó que el patrón de flujo que ocurre en la restricción es del tipo niebla; que cualquier capa de líquido formada sobre las paredes de la garganta de la restricción bien no podría tomarse en cuenta, que la dispersión del líquido ocurre a la entrada de la restricción, que las gotitas del líquido son aceleradas por la velocidad del gas, que el resbalamiento al final de la garganta puede despreciarse y finalmente que

la fricción debida a al pared puede ser ignorada si la garganta de la restricción es no mayor de 1 cm. de longitud. Ros comparó su desarrollo teórico con datos de campo, encontrando resultados razonables.

En un curso coordinado por Beggs y Brill en la Universidad de Tulsa, se analizó la ecuación publicada por Ros presentándola en forma mas explicita (mismos términos utilizados por Gilbert):

$$p_1 = \frac{17.40Rp^{0.5}q_l}{d^2} \dots 3.2$$

p_1 : Presión corriente arriba del estrangulador (lb/pg²).

Rp : Relación gas – líquido producido (pie³/bl).

q_l : Gasto de líquido producido (bpd).

d : Diámetro del estrangulador (64avos pg).

3.1.3. Poettmann F.H. y Beck R.L.

La ecuación presentada por Poettmann y Beck es simplemente el resultado final propuesto por Ros; pero expresado en unidades prácticas de campo. Es aplicable únicamente para flujo crítico (independiente de la presión corriente abajo). La expresión está reportada en términos del gasto de producción de líquido, en función del diámetro del estrangulador, la relación gas-líquido y las propiedades físicas del fluido como sigue:

$$q_l = \frac{86400AC}{\rho_m} \left[\frac{9273.6p_1}{V_l 1+0.5m_l} \right]^{0.5} \left[\frac{0.4513 r+0.766^{0.5}}{r+0.5663} \right] \dots 3.3$$

Donde:

$$r = \frac{0.00504 T_1 Z_1 Rp - R_{s1}}{p_1 B_{o1}} \left[\frac{ft^3_{gas}}{ft^3_{liquido}} \right]$$

O bien:

$$r = \frac{v_{sg1}}{v_{sl1}}$$

Además:

$$m_l = \frac{1}{1 + r \frac{\rho_{g1}}{\rho_{l1}}}$$

$$V_l = \frac{m_l}{\rho_{l1}}$$

$$\rho_m = 5.614 \rho_l @ c.s. + 0.0765 \gamma_g Rp$$

$$\rho_l @ c.s. = \rho_o @ c.s.fo + \rho_w @ c.s.fw$$

Donde:

A : Área de la sección transversal de la garganta del estrangulador.

B_{o1} : Factor de volumen de aceite.

C : Coeficiente de flujo (se sugiere el usar el valor de 1.03).

q_l : Gasto de líquido producido.

p_1 : Presión corriente arriba.

r : Relación gas libre-líquido.

Rp : Relación de gas-líquido producido.

R_{s1} : Relación de gas disuelto en el aceite.

T_1 : Temperatura en la boca del pozo.

ρ_m : Densidad de la masa total (masa total /bl).

ρ_o : Densidad del aceite.

ρ_w : Densidad del agua.

γ_g : Densidad relativa del gas.

La ecuación 3 incluye ciertas modificaciones que permiten la posibilidad de usar esta correlación en flujo de tres fases; q_l , p_l ó A se pueden obtener conociendo el valor de dos de las tres variables.

Utilizando la *ecuación 3.3* y las correlaciones de Borden y Razasa para el comportamiento PVT del fluido, Poettmann y Beck generaron tres nomogramas de trabajo para crudos cuyas densidades varían entre 15 y 24 °API (0.9659 y 0.91); 25 y 34 °API (0.9042 y 0.855) y mayores de 35 °API (0.8498); sin producción de agua (*figuras 3.1, 3.2 y 3.3*); en la elaboración de las cartas se consideró un gas de densidad relativa de 0.6 y una temperatura de 85 °F.

III. CORRELACIONES DE FLUJO POR ESTRANGULADORES

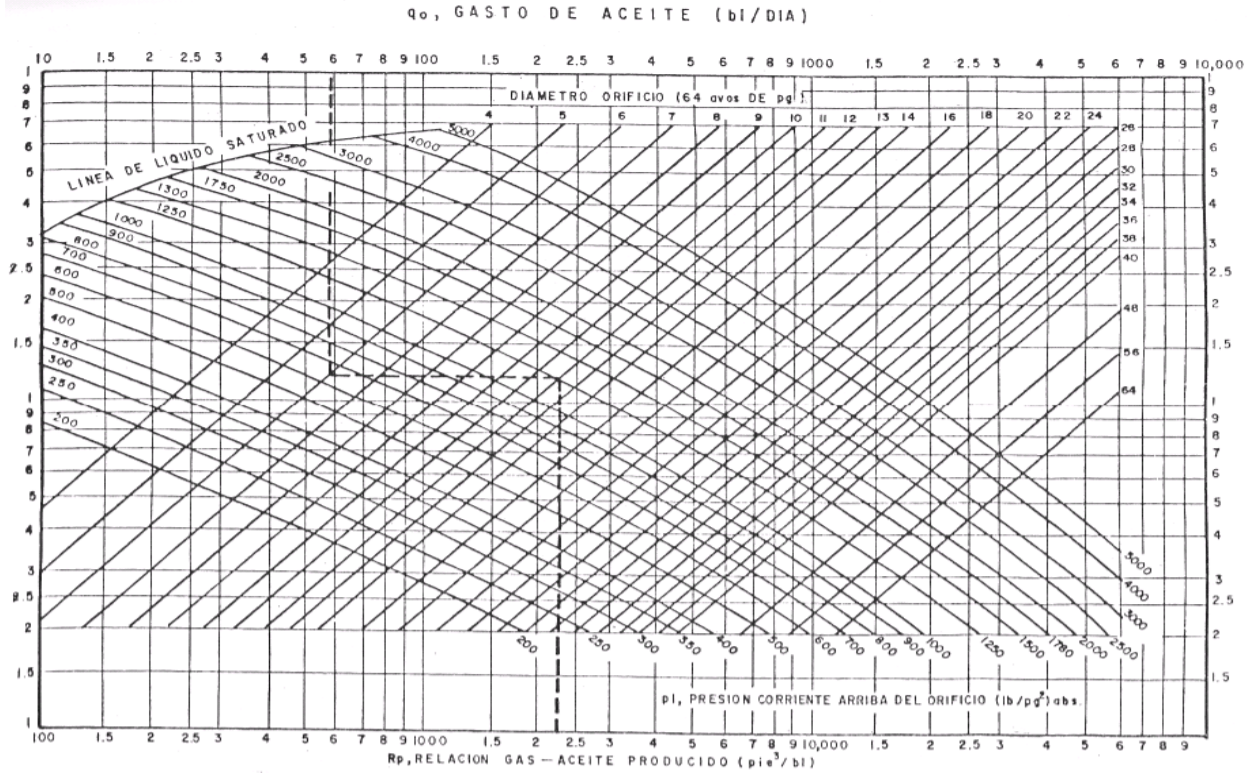


Fig. 3.1. Nomograma de flujo por estranguladores de Poettmann y Beck para 20 °API.

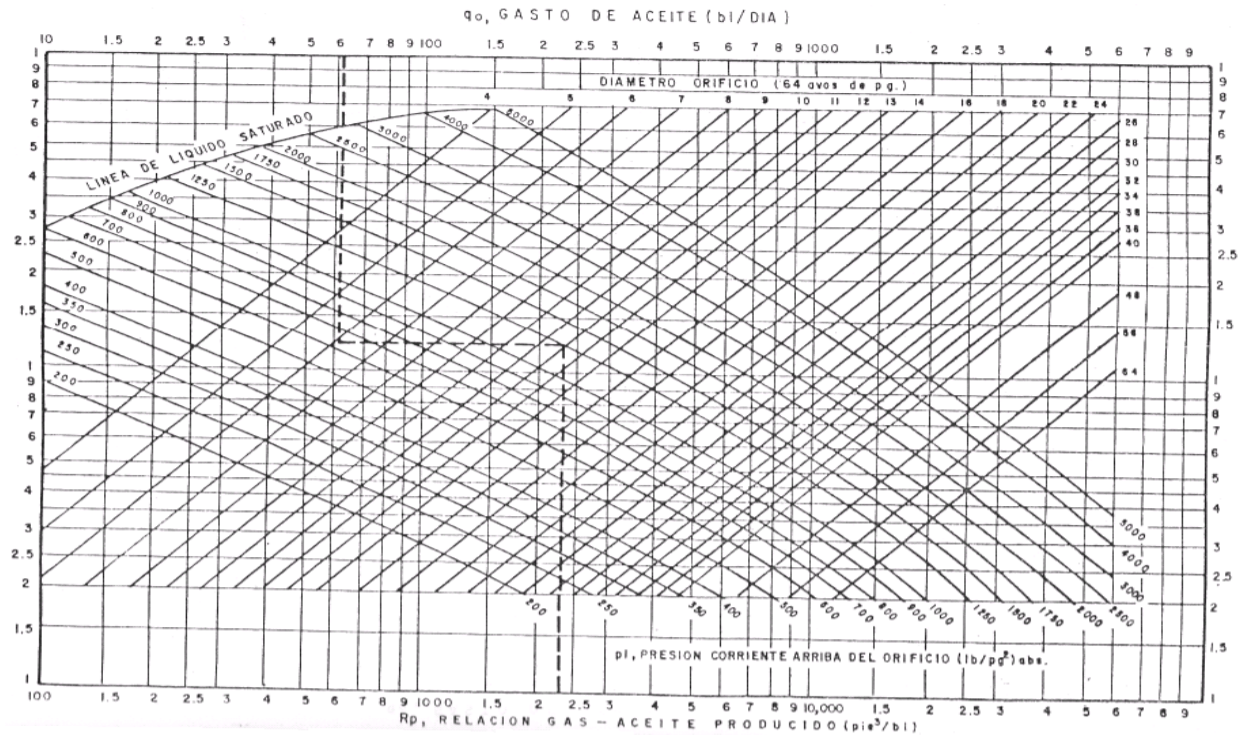


Fig. 3.2. Nomograma de flujo por estranguladores de Poettmann y Beck para 30 °API.

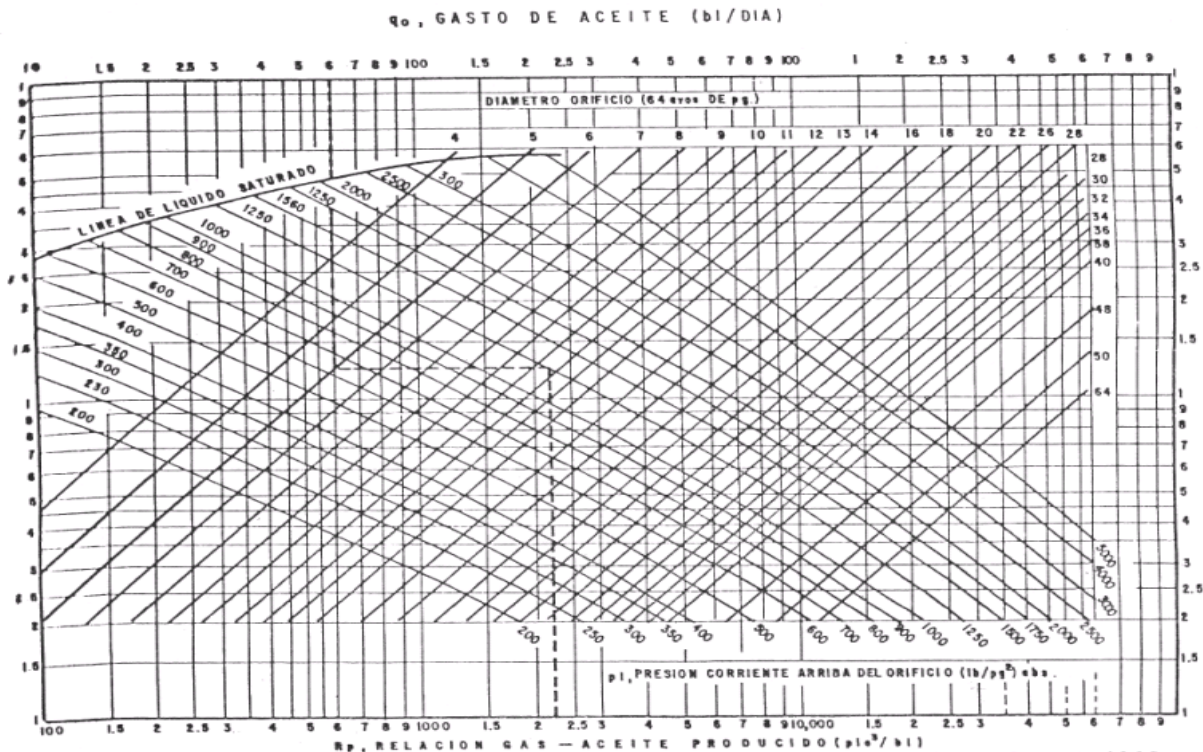


Fig. 3.3. Nomograma de flujo por estranguladores de Poettmann y Beck para 40 °API.

Poettmann Beck, verificaron la aproximación de sus gráficas con mediciones reales de campo con un amplio rango para los valores de la relación gas-líquido producido (R_p), presión corriente arriba del estrangulador (p_1), área de la restricción (A) y densidad relativa del aceite (γ_o). Se encontró que las gráficas predijeron resultados ligeramente conservadores, dando un error promedio de +6.5% y una desviación estándar media del 26.4%.

3.1.4. Omaña R. Y Colaboradores.

Omaña R. y Colaboradores, llevaron a cabo un detallado análisis adimensional del flujo de dos fases, gas-líquido, a través de estranguladores.

Los números o grupos adimensionales seleccionados para este estudio en unidades prácticas de campo son:

A) GRUPO GOBERNANTE.

Diámetro:

$$N_d = 120.872 d_o \sqrt{\frac{\rho_{L_1}}{\sigma_{L_1}}}$$

Velocidad del líquido:

$$N_{v_l} = 1.938 v_{sl1} \left(\frac{\rho_{L_1}}{\sigma_{L_1}} \right)^{0.25}$$

Velocidad del gas:

$$N_{v_g} = 1.938 v_{sg1} \left(\frac{\rho_{L_1}}{\sigma_{L_1}} \right)^{0.25}$$

Relación gas-líquido:

$$R = \frac{N_{v_{g1}}}{N_{v_{l1}}} = \frac{v_{sg1}}{v_{sl1}}$$

Viscosidad del líquido:

$$N_i = 0.15726 \mu_{l_1} \left(\frac{1}{\rho_{L_1} \sigma_{L_1}^3} \right)^{0.25}$$

Relación de densidades:

$$N_p = \frac{\rho_{g1}}{\rho_{l1}}$$

Presión corriente arriba del estrangulador:

$$N_{p_1} = 1.75 \left[\frac{p_1}{\rho_{L_1} \sigma_{L_1}} \right]^{0.5} 10^{-2}$$

B) GRUPO DEPENDIENTE

Gasto del líquido:

$$Nq_l = 1.84q_L \left(\frac{\rho_{L_1}}{\sigma_{L_1}} \right)^{1.25}$$

C) GRUPO DE AJUSTE

Producción:

$$Qd = \frac{1}{1+R}$$

Aplicando el método de regresión múltiple a estos grupos adimensionales con los datos tomados (pruebas), Omaña determinó que N_l , influía poco en el análisis y por consiguiente podía despreciarse; además que N_{v_l} y N_{v_g} se podían incorporar al grupo Qd . De esta manera usando Nq_l como el grupo dependiente los autores llegaron a la expresión:

$$Nq_l = 0.263Np^{-3.49}Np_1^{3.19}Qd^{0.657}Nd^{1.80}$$

De donde:

$$q_l = \frac{Nq_l}{1.84} \left(\frac{\rho_{L_1}}{\sigma_{L_1}} \right)^{1.25} \dots 3.4$$

Los datos (pruebas) usados en el análisis de regresión cubrieron los siguientes rangos:

Presión 1	400 a 1000 (psi)
Presión 2	300 a 900 (psi)

Gastos:

Agua: 0 a 800 (bpd)

Gas: 0 a 7 (MM ft³/día)

Estranguladores 4, 0, 8, 10, 12 y 14 /64 pg.

Los parámetros fijos utilizados en las pruebas fueron:

Agua:

- Densidad relativa (γ_w) = 0.01.
- Tensión superficial (σ_w) = 66 dinas/cm.
- Viscosidad (μ_w) = 1.01 Cp @ 80 °F.

Aire:

- Densidad relativa (γ_{aire}) = 0.611.
- Viscosidad (μ_{aire}) = 0.012 Cp @ 80 °F.

El propósito de este estudio fue determinar cuál era el máximo gasto posible a través de los estranguladores, primero para el líquido, después para el gas en forma separada. Por último se hicieron pruebas con las dos fases variando la relación gas-líquido.

La eliminación del número de la viscosidad del líquido N_l obedece a que en el experimento se usó solamente agua como la fase líquida. Así la ecuación 4 debe ser utilizada con precaución cuando se trate de líquidos viscosos. El criterio para la clasificación de información se formalizó bajo las bases siguientes:

- 1) Si $R \leq 1.0$ y $\frac{P_2}{P_1} \leq 0.546$ se consideraba flujo crítico.

2) Los datos cuya relación de presiones era mayor a 0.546 se agrupaban por separado y se consideraron que estaba bajo régimen de flujo subcrítico. Para el desarrollo de la correlación de los autores usaron los primeros.

Nomenclatura:

d_o : Diámetro del estrangulador (ft).

q_l : Gasto de líquido producido (bpd).

p_1 : Presión corriente arriba (psi).

R : Relación gas-líquido (ft³/ft³).

v_{sl} : Velocidad superficial del líquido (ft/seg).

v_{sg} : Velocidad superficial del gas (ft/seg).

ρ_l : Densidad del líquido (lbm/ ft³).

μ_l : Viscosidad del líquido (cp).

σ_L : Tensión superficial del líquido (dinas/cm).

3.1.5. Ashford F. E.

Ashford F. E., apoyado en la teoría publicada por Ros, estableció una nueva correlación a partir de la ecuación general para flujo multifásico en restricciones:

$$\frac{q_m}{AC} \left(\frac{v_l}{2p_1} \right)^{0.5} = \frac{\left\{ R \frac{n}{n-1} \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} \right] \left(1 - \frac{p_2}{p_1} \right) \right\}^{0.5}}{1 + R \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{1}{n}}} \dots 3.5$$

Él considera que la expresión usada por Ros, para la relación volumétrica gas-líquido (R) no se encuentra en los términos adecuados de campo, y propone la siguiente expresión en función de la presión y la temperatura:

$$R @ p, T = \frac{p @ c.s. T_1 Z_1}{p_1 T @ c.s.} Rp - Rs \frac{1}{5.615} \dots 3.6$$

El criterio seguido por el investigador al no considerar el término de la energía irreversible (d_w), en la ecuación de balance de energía $\int_{p_1}^{p_2} V dp + \int_{v_1}^{v_2} v dv = 0$ propicia una diferencia entre esta ecuación y la reportada por Ros, esta nueva aproximación “está teóricamente mejor orientada”, simplemente relaciona la pérdida de energía de expansión para un incremento en la energía cinética de fluido al cruzar la restricción cuya interpretación es:

$$R @ p, T \left[\frac{ft^3 \text{ gas_libre @ c.f}}{ft^3 \text{ aceite @ c.s.}} \right]$$

Donde:

$p @ c.s.$: Presión condiciones estándar (14.7 psia).

p_1 : Presión corriente arriba de la garganta del estrangulador (psia).

Rp : Relación gas-aceite producido (ft³/bl)@c.s.

Rs : Relación gas disuelto-aceite (ft³/bl)@ p_1 y T_1 .

$T @ c.s.$: Temperatura a condiciones estándar (520 °R).

T_1 : Temperatura corriente arriba de la garganta del estrangulador (°R).

Z_1 : Factor de compresibilidad del gas.

En su artículo, comenta que las unidades reales del volumen específico del líquido (V_l), son de volumen (pie³) de líquido, por unidad de masa (lbm). Suponiendo que el gas y el líquido están fluyendo a la misma velocidad (no existe resbalamiento entre las fases), la expresión para v_l será:

$$v_l = \frac{B_o + WOR}{\rho_o + \frac{\rho_g R_p}{5.615} + WOR \rho_w} \dots 3.7$$

Donde:

B_o : Factor de volumen de aceite (bl/bl).

WOR : Relación agua aceite (bl/bl).

ρ_o : Densidad del aceite (lbm/ ft³).

ρ_g : Densidad del gas (lbm/ ft³).

ρ_w : Densidad del agua (lbm/ ft³).

Sin embargo, en condiciones de flujo reales, donde la velocidad del gas es mayor que la del líquido, la suposición anterior deja de tener validez ya que no considera el colgamiento, Ashford enfrenta este problema reemplazando R_p por R_s en la ecuación anterior, argumentando que empíricamente los valores de v_l se ven incrementados por un factor proporcional a los decrementos de R_s ; esto hace que para el autor la ecuación 3.7 pueda tomar la forma:

$$v_l = \frac{B_o + WOR}{\rho_o + \frac{\rho_g R_s}{5.615} + WOR \rho_w} \dots 3.8$$

Por otra parte el gasto total del fluido q_{tf} y el gasto de masa q_m , están relacionados por:

$$q_{tf} = q_m \left[\frac{B_o + Rp - Rs \frac{T_1 Z_1 p @ c.s.}{5.615} + WOR}{\rho_o + \frac{Rp \rho_g}{5.615} + WOR \rho_w} \right] \dots 3.9$$

El gasto total de fluido se puede escribir en términos del gasto de aceite y en unidades practicas de campo, de la manera siguiente:

$$q_{tf} = \left[q_o B_o + q_o Rp - Rs \frac{T_1 Z_1}{p_1} \frac{14.7}{520} \frac{1}{5.615} + WOR \cdot q_o \right] \frac{5.615}{86.4}$$

O bien:

$$q_{tf} = q_o \left[B_o + \frac{Rp - Rs T_1 Z_1}{198.62 p_1} + WOR \right] \frac{5.615}{86.4} \dots 3.10$$

Reemplazando la *ecuación 3.5* por los términos de las *ecuaciones 3.8, 3.9 y 3.10* finalmente se conseguirá una expresión para determinar el gasto de aceite producido que operan bajo condiciones de flujo crítico.

$$q_o = \frac{0.858C \beta d^2}{\frac{A}{p_1} + 0.56} \left\{ \frac{A + 0.76 p_1}{B + .001353 R p^2 \quad B + 0.01353 \gamma_g R s^{-1}} \right\} \dots 3.11$$

Donde:

$$A = 5.04 \times 10^{-3} T_1 Z_1 \quad Rp - Rs$$

$$B = 62.4 \left[\gamma_o @ c.s. + \gamma_w @ c.s. \quad WOR \right]$$

$$\beta = \frac{1}{B_o + WOR^{0.5}}$$

B_o : Factor de volumen de aceite (bl / bl).

C: Coeficiente de fluido.

D: Diámetro del estrangulador (64avos de pg).

q_o : Gasto de aceite producido.

p_1 : Presión corriente arriba del estrangulador (lb / pg²).

Rp: Relación gas-aceite producido (pie³ / bl) @c.s.

Rs: Relación gas-disuelto aceite (pie³ / bl) @ p_1, T_1 .

T_1 : Temperatura corriente arriba del estrangulador (°R).

WOR: Relación agua-aceite (bl / bl).

Z_1 : Factor de compresibilidad del gas.

γ_g : Densidad relativa del gas.

γ_o : Densidad relativa del aceite.

γ_w : Densidad relativa del agua.

El procedimiento de cálculo utilizado por Ashford es el siguiente:

a) Con un valor inicial de $C = 1.0$ se calcula q_o mediante la ecuación (3.11) a las condiciones propuestas.

b) Con el valor de q_o calculado y el q_o medido en el campo se obtiene

el valor de C ajustado:
$$C = \frac{q_{Omedido}}{q_{Ocalculado}}$$

c) Con el valor que resulte para C y las mismas condiciones iniciales, usando la ecuación (11) se pueden predecir el gasto de aceite esperado o la presión necesaria en la cabeza del pozo, al cambiar el diámetro del estrangulador sin modificar el tipo (marca) de éste.

Ésta es la ecuación reportada por Ashford, en ella se asume los siguientes puntos:

- Un proceso politrópico de expansión del gas.
- Que el flujo tiene una relación de presiones (p_2/p_1) menor de 0.544.
- Que el coeficiente de expansión del gas (n) con valor de 1.04 se puede mantener constante.

El comparó su correlación con datos de producción de 14 pozos y encontró que el coeficiente de descarga necesario para predecir la producción (gastos medidos) estaba dentro de un rango de 0.642 a 1.218, para diámetros de estranguladores que van desde 16 pulgadas hasta 40/60avos de pulgada. De esta manera la conclusión de Ashford respecto, a que los valores de C se encontraron cercanos a la unidad se considera optimista.

Este investigador presenta en su publicación varios juegos de curvas de trabajo para estranguladores de 16/64 de pg y para valores específicos de relaciones gas disuelto aceite (R_s) y relaciones agua-aceite (WOR); la coordenadas usadas fueron la presión corriente arriba del estrangulador (p_1), y el gasto de aceite producido (q_o), usando la relación gas-aceite producido (R_p) como parámetro, todas ellas se calcularon a partir de la ecuación anterior, con un coeficiente de descarga C, igual a la unidad *figuras 3.4 a 3.9*.

La forma de utilizar estas curvas es la siguiente:

Si se desea obtener el gasto de aceite producido (q_o), para un diámetro de estrangulador (d) y/o un coeficiente de descarga diferente al mencionado, el gasto de aceite obtenido de la gráfica correspondiente, debe multiplicarse por:

$$c = \left(\frac{d}{16}\right)^2 \dots 3.12$$

Donde “C” y “d” son el coeficiente de descarga del orificio real (coeficiente de flujo) y el diámetro del orificio respectivamente.

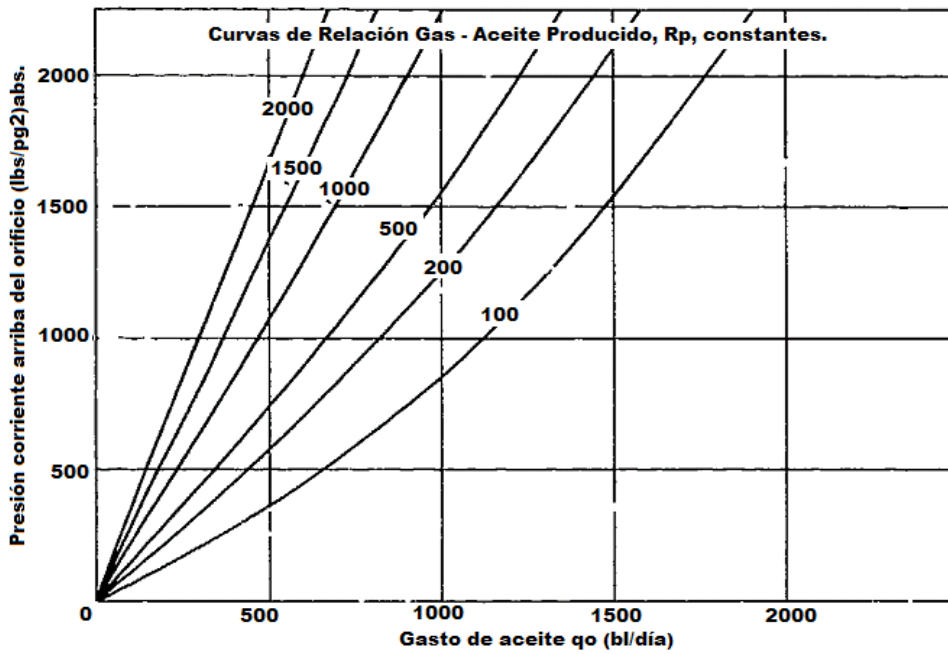


Fig. 3.4. Capacidad de flujo multifásico con $R_s = 0 \text{ ft}^3/\text{bl}$ y $\text{WOR} = 0$, para un orificio de 16/64 pg.

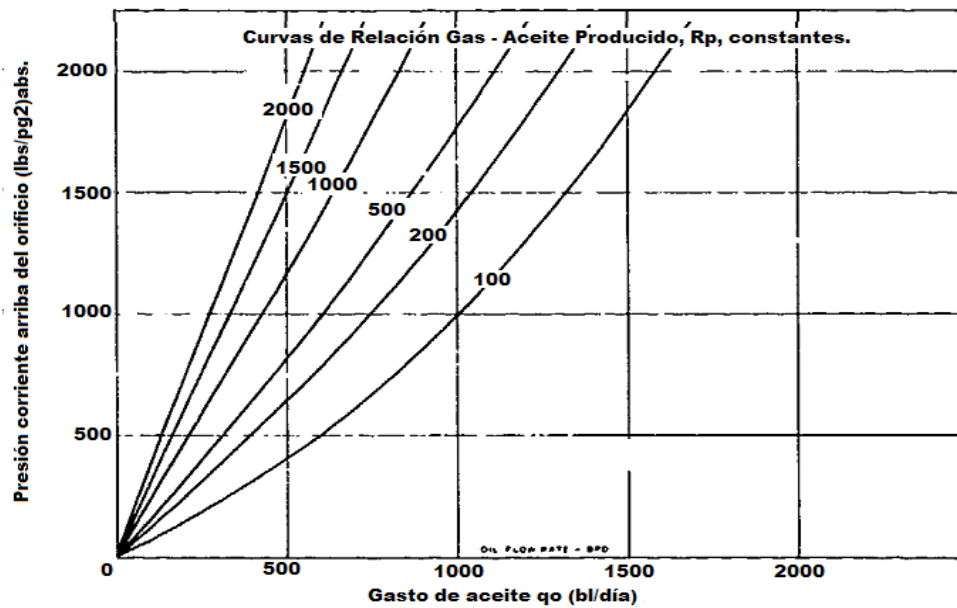


Fig. 3.5. Capacidad de flujo multifásico con $R_s = 0 \text{ ft}^3/\text{bl}$ y $\text{WOR} = 0.111$, para un orificio de 16/64 pg.

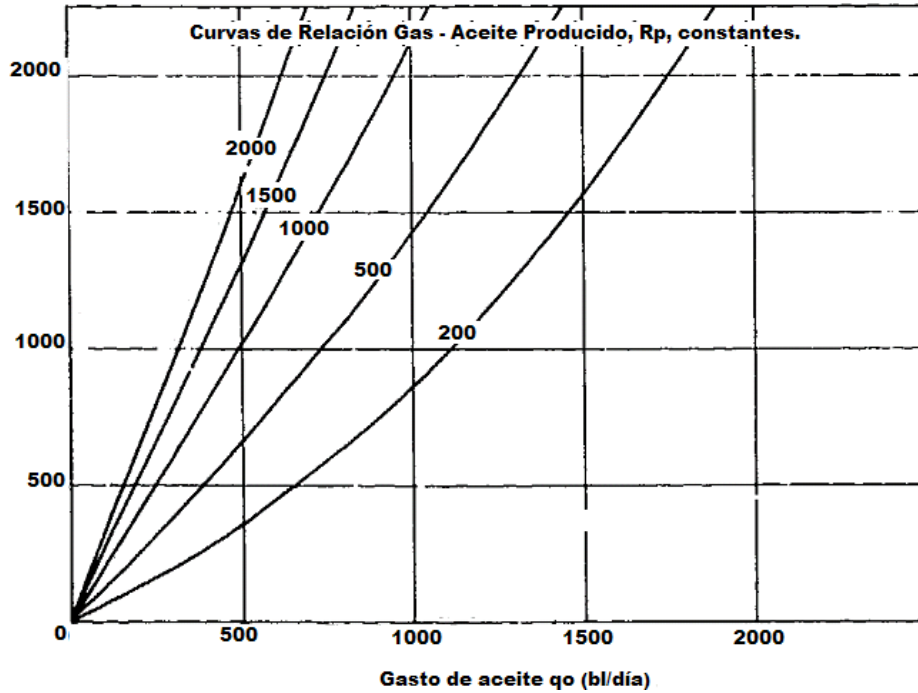


Fig. 3.6. Capacidad de flujo multifásico con $R_s = 100 \text{ ft}^3/\text{bl}$ y $\text{WOR} = 0$, para un orificio de 16/64 pg.

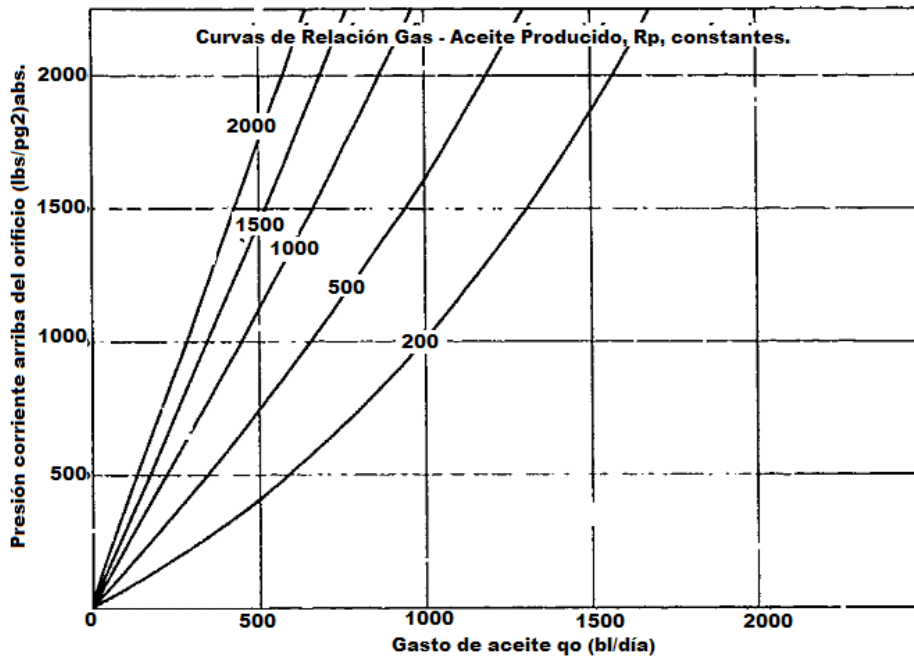


Fig. 3.7. Capacidad de flujo multifásico con $R_s = 100 \text{ ft}^3/\text{bl}$ y $\text{WOR} = 0.111$, para un orificio de 16/64 pg.

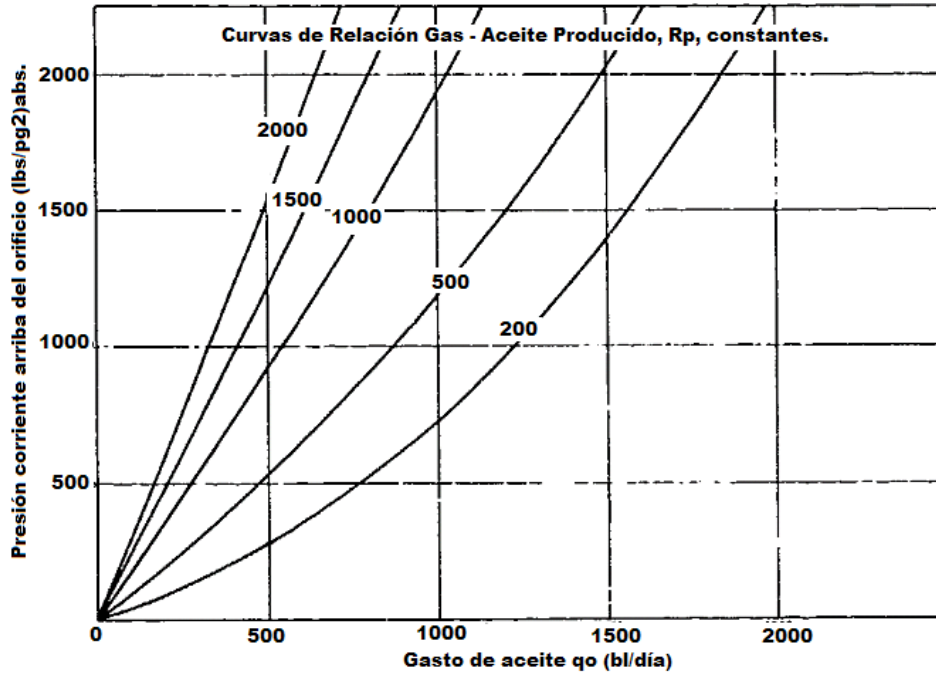


Fig. 3.8. Capacidad de flujo multifásico con $R_s = 250 \text{ ft}^3/\text{bl}$ y $\text{WOR} = 0$, para un orificio de 16/64 pg.

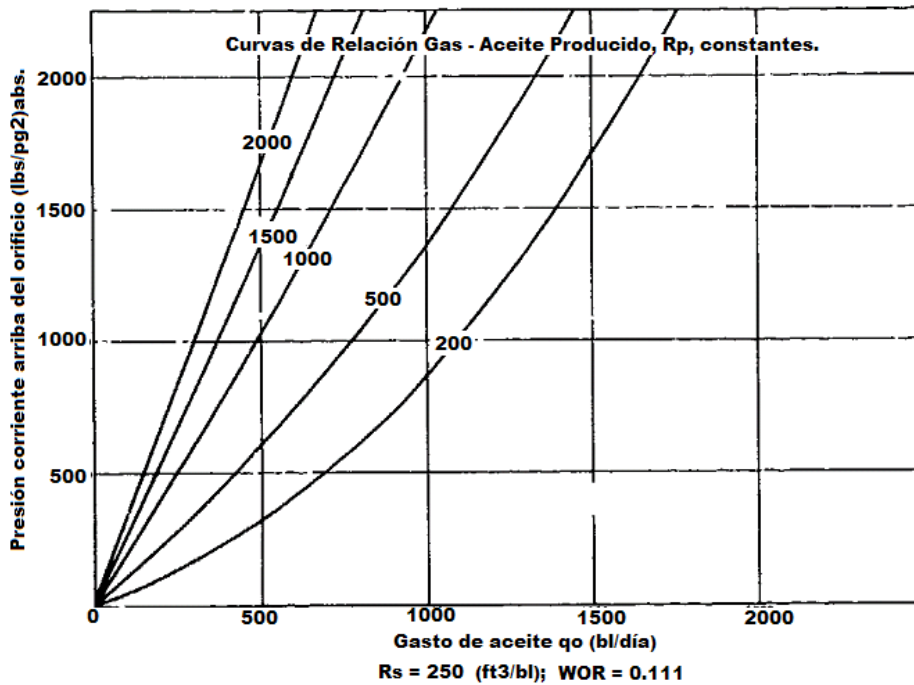


Fig. 3.9. Capacidad de flujo multifásico con $R_s = 250 \text{ ft}^3/\text{bl}$ y $\text{WOR} = 0.111$, para un orificio de 16/64 pg.

3.1.6. Ashford y Pierce.

P. E. Ashford y P. E. Pierce desarrollaron un modelo matemático que relaciona la capacidad de flujo de fluido en dos fases con la caída de presión de válvulas de seguridad sub-superficiales tanto para flujo crítico como flujo no crítico. Al continuar con el estudio de esta teoría ha surgido un modelo que representa en forma dinámica el comportamiento del orificio y puede ser un alto grado de confianza para estimar las caídas de presión de flujo multifásico a través de estranguladores.

Este modelo presenta las ventajas siguientes:

- 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 solo 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 gasto del líquido por libra masa de fluido.
- d) Predice la relación de presiones críticas (X_c) 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.

Los autores comienzan su desarrollo con una aplicación directa de la ecuación de balance de energía:

$$\int_{p_1}^{p_2} v dp = - \int_1^2 v dv \dots (13)$$

A partir de esta, Ashford y Pierce llegaron a la relación:

$$\frac{q_m}{AC} \left[\frac{V_l}{2p_1} \right]^{0.5} = \frac{\left\{ R_{p,T} \frac{k}{k-1} \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right] + \left(1 - \frac{p_2}{p_1} \right) \right\}^{0.5}}{1 + R_{p,T} \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{-\frac{1}{k}}} \dots 3.14$$

Que considera el gasto másico q_m en función de la densidad del fluido $\frac{1}{v_2}$ y la velocidad de este en la garganta.

$$q_m = CA \frac{v_2}{v_2} \dots 3.15$$

C y A son el coeficiente de descarga en el área de la sección transversal del orificio, respectivamente. La masa y el gasto total del fluido se relacionan mediante la expresión:

$$q_m v_{lt} \frac{5.615}{86,400} q_{tf} = q_m \left[\frac{Bo + \frac{Rp - Rs}{5.615} \left(\frac{p @ c.s.}{p_1} \right) \left(\frac{T1}{T @ c.s.} \right) Z_1 + WOR}{\rho_o + \frac{Rp \rho_g}{5.615} + WOR \rho_w} \right] \dots 3.16$$

v_{lt} Es el volumen total del líquido por libra masa. La suma de los gastos de aceite, gas y agua se expresa como:

$$q_{tf} = q_o + q_g + q_w \dots 3.17$$

Así:

$$q_{tf} = q_o \left[Bo + \left(\frac{Rp - Rs}{5.015} \right) \left(\frac{p @ c.s. T_1 Z_1}{p_1 T @ c.s.} \right) + WOR \right] \dots 3.18$$

De esta manera cuando las expresiones para calcular el gasto total del fluido (q_{tf}), el gasto másico (q_m), y el valor del volumen específico del líquido V_l (ecuaciones 18, 16 y 8) son sustituidas en la ecuación (14) la

expresión final para estimar el gasto de aceite producido en unidades prácticas de campo resulta:

$$q_o = 8071.5Cd^2\alpha\beta \dots 3.19$$

Donde:

$$\alpha = \frac{1}{B_o + WOR^{0.5}}$$

$$\beta = \frac{\left(\frac{5.04 \times 10^{-3} \frac{k}{k-1} T_1 Z_1 R_p - R_s \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right] + P_1 \left(1 - \frac{P_2}{P_1} \right) \right)^{0.5}}{\frac{\left\{ \frac{62.4\gamma_o + 13.33 \times 10^{-3} \gamma_g R_p + 67.0 WOR^2}{62.4\gamma_o + 14.53 \times 10^{-3} \gamma_g R_p + 67.0 WOR} \right\}}{1 + 3.04 \times 10^{-3} \frac{T_1 Z_1}{P_1} R_p - R_s \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{-\frac{1}{k}}}}$$

Los resultados de esta ecuación se representan en la *figura 3.11* y ejemplifican la manera de construir una sola familia de curvas que simulan el comportamiento de un estrangulador en algún cabezal de pozo instalado en el campo.

La gráfica es para un estrangulador con las siguientes características:

- d = 20/64 de pg.
- $R_s = 400 \text{ pie}^3/\text{bl}$
- $R_p = 2000 \text{ pie}^3/\text{bl}$
- $\gamma_g = 0.6$
- $\gamma_o = 0.85$
- $T = 150 \text{ }^\circ\text{F}$

• $k = 1.275$

La gráfica muestra la predicción de gasto de aceite producido a través de una restricción en bl/día contra la relación de presiones no críticas, las presiones corriente arriba varían en un rango de 1000 a 8000 (lb/pg²). Se supuso además una relación de agua-aceite de 0.01 (WOR=0.01).

Aún cuando el trabajo realizado por Ashford y Pierce fue orientado básicamente hacia el estudio de flujo subcrítico, estos autores dejaron en claro la posibilidad de usar este modelo en el análisis de flujo crítico. Con base en lo anterior, a continuación se proporciona un procedimiento para determinar el diámetro del estrangulador de un pozo petrolero, partiendo de las relaciones matemáticas que reflejan el comportamiento real de flujo subcrítico a través de una restricción de donde fluye aceite, gas y agua.

Como se mencionó anteriormente, el gasto másico a través de un estrangulador se puede representar matemáticamente de la siguiente manera:

$$q_m = AC \left(\frac{2p_1}{V_l} \right)^{0.5} \frac{\left\{ R(p,T) \frac{k}{k-1} \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right] + \left(1 - \frac{p_2}{p_1} \right) \right\}^{0.5}}{1 + R \ p,T \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{-\frac{1}{k}}} \dots 3.20$$

Esta expresión considera el gasto de líquido (q_l) en función del gasto másico q_m y la densidad del líquido $\left(\frac{1}{V_l} \right)$. Esto es en términos acostumbrados:

$$q_l = V_l q_m \dots 3.21$$

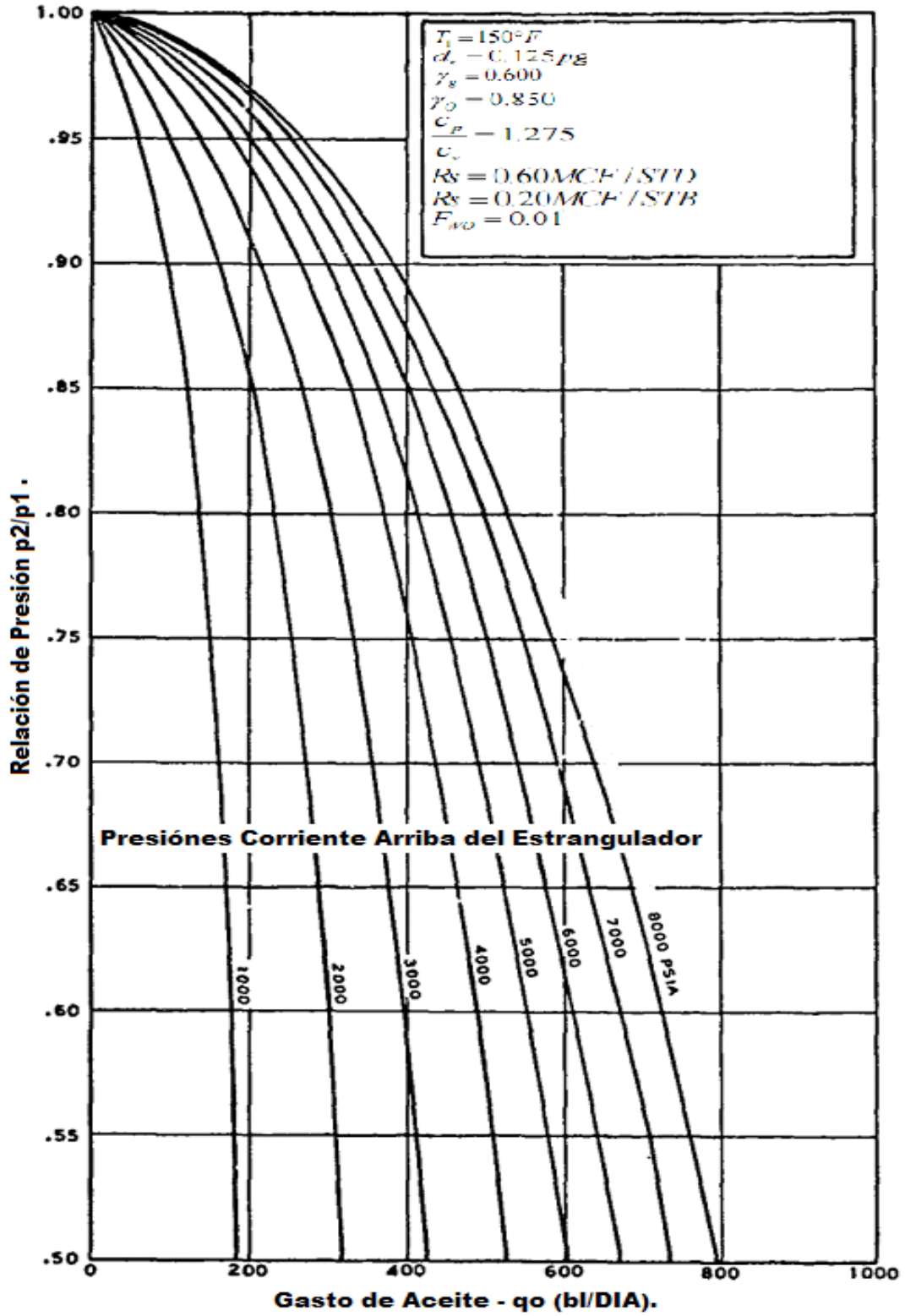


FIG. 3.10. Representación grafica de la ecuación de Ashford y Pierce

Cuando por una restricción fluye agua, gas y aceite bajo condiciones de flujo crítico, el gasto que cruza a través del estrangulador es constante e independiente de las variaciones de presión corriente abajo del orificio. Esto significa que si la relación de presiones (p_2/p_1), se le representa con la variable X y además se cumple que:

$$\frac{dq_l}{dx} = 0; \quad \text{Entonces} \quad X = X_c$$

Donde X_c es la relación de presiones críticas.

Sustituyendo la ecuación (21) en la (20) para después aplicar este criterio, se llega a:

$$\frac{dq_l}{dx} = \frac{\frac{R_{p,T}}{k} \left\{ \left[\frac{R_{p,T}}{b} \right]^{1-X_c^b} - X_c + 1 \right\}}{0.5 \left[1 + \frac{R_{p,T}}{X_c^{\frac{1}{k}}} \right]^2 X_c^c} - 1 \dots 3.22$$

Donde:

k : Relación de capacidades caloríficas $\left(k = \frac{C_p}{C_v} \right)$ o coeficiente adiabático de expansión de gas. Además otros términos de dicha expresión se definen a continuación.

$$R_{p,T} = \frac{r @ c.s. T_1 Z_1}{p_1 T @ c.s.} \frac{R_p - R_s}{5.815}$$

$$b = \frac{k-1}{k};$$

$$e = \frac{k+1}{k}$$

La ecuación (3.22) muestra que para flujo multifásico a través de estranguladores, la relación de presión crítica, está en función de la relación volumétrica gas-liquido $R_{p,T}$ y de la relación de capacidad

calorífica del gas (k). El primero de estos parámetros se discutió anteriormente y arriba se define como cuantificable, respecto a la relación de capacidades caloríficas también llamada relación de calores específicos se puede calcular con las siguientes expresiones aplicables a todos los gases ideales:

$$M_g C_p - M_g C_v = 1.99 \dots 3.23$$

Donde:

- M_g : Peso molecular del gas $\left(\frac{lb}{mole - lb} \right)$.
- C_p : Capacidad calorífica del gas a presión constante $\left(\frac{BTU}{lb - ^\circ F} \right)$.
- C_v , capacidad calorífica del gas a volumen constante $\left(\frac{BTU}{lb - ^\circ F} \right)$.

Si la relación de la capacidad calorífica molecular del gas se representa como:

$$k = \frac{M_g C_p}{M_g C_v} \dots 3.24$$

El valor de k se podrá obtener sustituyendo la ecuación (24) en la (23) como sigue:

$$k = \frac{M_g C_p}{M_g C_v - 1.99} \dots 3.25$$

De esta manera para el cálculo de coeficiente adiabático (k) de una mezcla gaseosa solamente se requiere conocer su peso molecular M_g y su capacidad calorífica a presión constante C_p , la cual varía considerablemente con los cambios de temperatura. Sin embargo, en

problemas operativos de campo resulta difícil disponer de estos datos, no obstante, si se considera que el comportamiento tanto del aire como de cualquier gas pueden ser representados por la ley de los gases ideales, la masa de gas puede ser estimada en función de la densidad relativa del mismo:

$$\gamma_g = \frac{\frac{M_g P}{RT}}{\frac{M_{aire} P}{RT}} = \frac{M_g}{M_{aire}} = \frac{M_g}{29}$$

Por lo tanto:

$$M_g = 29\gamma_g \dots 3.26$$

De esta manera un valor muy aproximado de (k) podrá ser determinado a partir de las curvas que se presentan en la *figura 11*, disponiendo simplemente del valor de la densidad relativa del gas y de la temperatura a la cual se encuentra.

Reemplazando el valor de k la ecuación (3.22) el problema se reduce únicamente a encontrar la o las raíces de esta expresión. Se ha observado que la ecuación (3.22) normalmente presenta dos raíces en el campo de los números reales, en el intervalo de cero a uno; una muy pequeña que no resulta aplicable y otra comprendida en el rango de 0.3 a 0.6 dependiendo de los valores de k y $R_p T$ obviamente esta última es la adecuada.

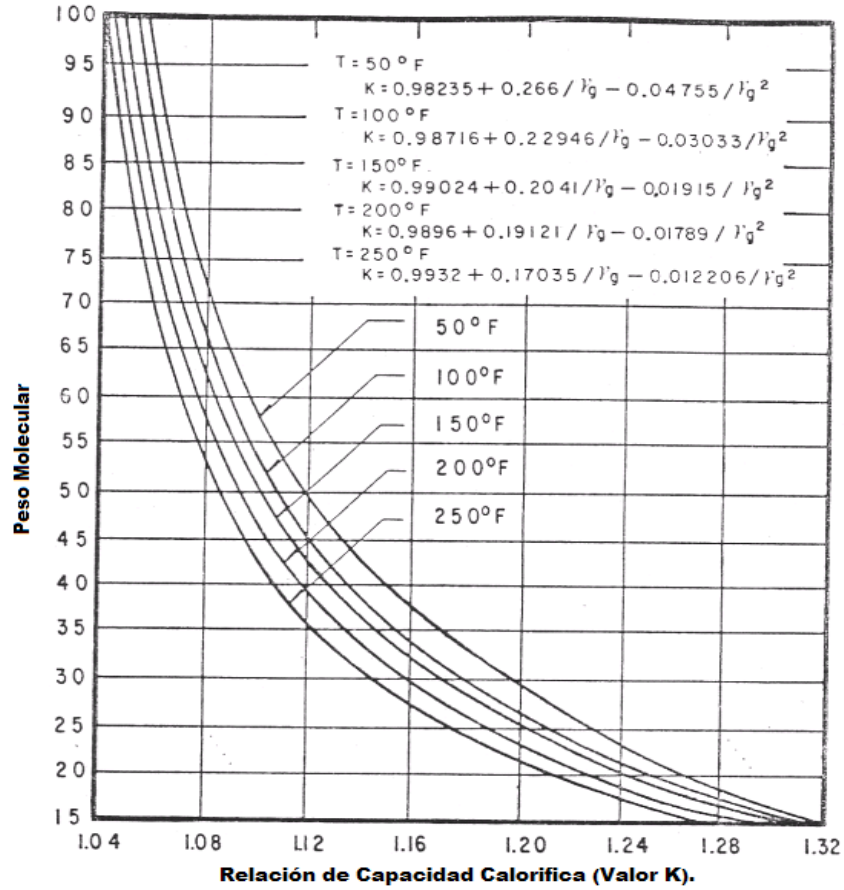


Fig. 3.11. Aproximación de la relación de capacidad calorífica en hidrocarburos gaseosos.

Para determinar el valor de esta raíz (relación de presión crítica X_c), se encontró adecuado el método iterativo de Newton Raphsón, también llamado método de las tangentes, cuya formula general es:

$$X_{n+1} = X_n - \frac{F(X_n)}{F'(X_n)} \dots 3.27$$

Para este método $F(X_n)$ representa la ecuación (3.22) y $F'(X_n)$ su derivada, la cual en los términos acostumbrados resulta:

$$F'(X_{cn}) = \frac{P - Q(R + S)}{V} \dots 3.28$$

Donde:

$$P = 0.5 \left[1 + R_{p,T} X^{-\frac{1}{k}} \right]^2 X^e \left[\frac{R_{p,T}}{k} \right] \left\{ \left[\frac{R_{p,T}}{b} \right] - bX^{b-1} - 1 \right\}$$

$$Q = \left[\frac{R_{p,T}}{k} \right] \left\{ \left[\frac{R_{p,T}}{b} \right] 1 - X^b - X + 1 \right\}$$

$$R = 0.5 \left[1 + R_{p,T} X^{-\frac{1}{k}} \right]^2 eX^{e-1}$$

$$S = X^e \left[1 + R_{p,T} X^{-\frac{1}{k}} \right] \left\{ \left[-\frac{R_{p,T}}{k} \right] X^e \right\}$$

$$V = \left\{ 0.5 \left[1 + R_{p,T} X^{-\frac{1}{k}} \right]^2 X^e \right\}^2$$

$$b = \frac{k-1}{k}$$

$$e = \frac{k+1}{k}$$

Para el proceso iterativo se le dio un valor de 0.5 a la relación de presiones como una primera estimación X_n , la relación de presión crítica calculada fue entonces comparada con el valor de la relación de presión crítica estimada. Si el valor absoluto de la calculada X_c menos la estimada X_{est} dividida por la estimada X_{est} era mayor que la tolerancia dada, el proceso se repetía usando la calculada como la siguiente relación crítica estimada, la convergencia se daba cuando:

$$\left| \frac{X_c - X_{est}}{X_{est}} \right| \leq \text{tolerancia} \quad \dots 3.29$$

Se consideró conveniente utilizar una tolerancia de 0.001 en esta expresión.

Al sustituir este valor de relación de presión crítica X_c en la ecuación 3.29 se estará interpretando el comportamiento real del fenómeno de flujo crítico multifásico a través de estranguladores.

3.1.7. ALI A. PILEHVARI

Ali A. Pilehvari presentó una interesante variación a la teoría de flujo crítico multifásico a través de estranguladores. Su estudio experimental aportó dos nuevas correlaciones, una para estimar la caída de presión en la frontera de flujo crítico – subcrítico y otra para predecir el gasto de líquido producido en la frontera de flujo crítico cuando fluyen simultáneamente líquido y gas a través de un estrangulador. Un extenso número de pruebas tomadas cubrieron un rango amplio 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.

El desarrollo teórico de la primera correlación se derivó de la ecuación modificada de Bernoulli para fluidos incompresibles, en el que asume, que la fase líquida y gaseosa viajan como un fluido único. La fricción, la expansión y las pérdidas por transferencia de calor son despreciables; las propiedades físicas de los fluidos se calculan a la temperatura y presión corriente arriba del estrangulador. La velocidad de la mezcla (v_{mb}), es la suma de las velocidades superficiales de las fases. Estas están dadas por:

$$v_{slb} = \frac{q_l}{A_b} \quad \text{y} \quad v_{sgb} = \frac{c_g}{A_b}$$

El estudio se basó en doscientos puntos (pruebas) tomadas en la frontera de flujo crítico, bajo diferentes condiciones de operación; los fluidos utilizados fueron agua y aire. Entonces:

$$v_{mb} = v_{slb} + v_{sgl}$$

q_l y q_g son los gastos de líquido y gas respectivamente; A_b representa el área transversal de la garganta del estrangulador. Los colgamientos del gas sin resbalamiento λ_g y del líquido sin resbalamiento λ_l , son calculados a partir de:

$$\lambda_l = \frac{v_{slb}}{v_{smb}}$$

Donde:

$$\lambda_g = 1 - \lambda_l$$

El valor de la densidad de la mezcla puede ser calculada de la manera siguiente:

$$\rho_m = \rho_l \lambda_l + \rho_g \lambda_g$$

Por lo que la caída de presión para flujo en dos fases puede ser calculada de la forma siguiente:

$$\Delta p = \frac{\rho_m v_{mb}^2}{2g_c C_d^2} \dots 3.30$$

Para el desarrollo del coeficiente de descarga C_d , Pilehvari encontró adecuados los siguientes grupos adimensionales:

- El numero de Reynolds (N_{re}).
- La relación de Diámetros β .
- La relación de gas-líquido insitu RGb .

El número de Reynolds para dos fases se definió como:

$$Nre = \frac{\rho_m v_{mb} d_b}{\mu_m} \dots 3.31$$

μ_m Representa la viscosidad de la mezcla y puede ser calculada como:

$$\mu_m = \mu_g \lambda_g + \mu_l \lambda_l$$

La relación de los diámetros, comúnmente llamada relación beta β , se le considera importante porque refleja la magnitud de la restricción del flujo,

$$\beta = \frac{d_b}{d_{i.p.}} \dots 3.32$$

d_b y $d_{i.p.}$ son el diámetro de la garganta del estrangulador y el diámetro interior de la tubería de producción respectivamente.

Finalmente la relación gas-liquido insitu, es la relación volumétrica del gas y el líquido a condiciones corriente arriba del estrangulador. Esta es equivalente a la relación de de velocidades superficiales del gas y del líquido:

$$RGL = \left(\frac{q_g}{q_l} \right)_{insitu} = \frac{v_{sgb}}{v_{slb}} \dots 3.33$$

El factor de expansión (y), aplicado para efectos de la compresibilidad del fluido puede ser calculado por:

$$y = 1.0 - \left[0.41 + \left(\frac{d_b}{d_{i.p.}} \right)^4 \right] \left(\frac{1}{k} \right) \left(\frac{\Delta p}{p_1} \right)^8 \dots 3.34$$

Al usar el programa de cómputo para el análisis de los doscientos puntos frontera, por medio de regresión lineal, el coeficiente de descarga quedo definido como:

$$C_d = 0.0801 y RGL^{-0.002} Nre^{0.17} \dots 3.35$$

El cálculo de la caída de presión (ecuación 30) requiere de un proceso iterativo debido a la dependencia de (y) sobre Δp . Inicialmente se deberá suponer una caída de presión Δp , y calcular (y) y a partir de la ecuación (34). RGL y Nre se evalúan a condiciones corriente arriba y Co se obtendrá de la ecuación (3.35). Con esta Co , la caída de presión es calculada mediante la ecuación (3.30). A continuación la caída de presión calculada deberá compararse con la supuesta; si la diferencia no va de acuerdo con la tolerancia fijada, la Δp calculada pasará a ser la supuesta repitiéndose el proceso hasta que la diferencia de los dos cálculos sucesivos de caídas de presión sea igual o menor a la tolerancia. Una buena estimación inicial de Δp se logra si se le asigna a (y) el valor de la unidad (ecuación 3.35).

En su trabajo, Ali A. Pilehvari reporta que este método se aplicó a los doscientos datos (pruebas) con el fin de calcular la caída de presión. Para ciento ochenta y ocho puntos hubo convergencia. Para los otros doce puntos no la hubo después de 20 iteraciones.

Las caídas de presión calculadas con la ecuación (3.30) en la frontera de flujo crítico fueron comparadas con las caídas de presión medidas para cada prueba. Los resultados de los parámetros estadísticos fueron:

- Cantidad de pruebas que convergieron = 188
- Porcentaje de error promedio = 5.
- Porcentaje de error promedio absoluto = 19.4
- Desviación estándar = 24.7

La correlación que predice el gasto de líquido producido en la frontera de flujo crítico fue ajustada al modelo usado por Gilbert W.E. en este

modelo, la presión corriente arriba, el gasto de líquido, la relación gas-líquido y el diámetro del estrangulador se relacionan simultáneamente y por consiguiente la ecuación puede ser resuelta para cada uno de ellos.

$$q_l = \frac{p_1 d^C}{ARp^B} \dots 3.36$$

Cuando se linealiza la ecuación anterior resulta:

$$\log\left(\frac{p_1}{q_l}\right) = \log A + B \log Rp - C \log d \dots 3.37$$

Usando los doscientos puntos frontera se llevó a cabo el análisis de regresión lineal para encontrar el valor de los coeficientes A, B y C. Cuando se realizó este análisis se observó que en pruebas con altas relaciones de gas – líquido, el modelo no proporcionaba datos satisfactorios. Por lo que treinta y dos puntos frontera con relación gas líquido arriba de 1000 ft³/bl se eliminaron y el análisis de regresión lineal se aplicó nuevamente a los ciento sesenta y ocho puntos frontera restantes. Resultando la nueva correlación que predice el comportamiento de flujo crítico cuando la relación gas – líquido producido es menor o igual a los 1000 ft³/bl ($Rp \leq 1000 \text{ ft}^3 / \text{bl}$).

$$p_1 = \frac{46.666Rp^{0.313}q_l}{d^{2.111}} \dots 3.38$$

Donde:

- Presión corriente arriba del estrangulador (lb/in^2).
- Relación gas – líquido producido (ft^3/bl).
- Gasto de líquido producido (bl/dia).
- Diámetro del estrangulador (64avos pg).

EJEMPLO

Dados los datos que se muestran, calcule la medida de estrangulador que se necesita (en 64avos de pulgada) usando la correlación de Gilbert, Ros, Baxendell, Achong, Poettmann y Beck, además de la de Omaña y Ashford para flujo crítico.

DATOS

$$q_o = 1800 \text{ STBO/D}$$

$$P_1 = 1663 \text{ psia}$$

$$q_g = 1.116 \text{ MMscf/D}$$

De correlaciones empíricas:

$$GRL = R_p = \frac{q_g}{q_o} = \frac{620 \text{ scf}}{\text{STBO}}$$

$$\sigma_{L1} = 9 \frac{\text{Dinas}}{\text{cm}}$$

$$d_t = 2.994 \text{ in.} = 0.249 \text{ ft}$$

$$R_{s1} = 335 \frac{\text{scf}}{\text{STBO}}$$

$$A_p = 0.0487 \text{ ft}^2$$

$$B_{o1} = 1.10 \frac{\text{bbl}}{\text{STBO}}$$

$$C = 1.0$$

$$z_1 = 0.78$$

$$^{\circ}API = 30 (\gamma_o = 0.876)$$

$$\rho_{g1} = 6.856 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}$$

$$\gamma_g = 0.7$$

$$\rho_{o1} = 52.59 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}$$

$$T = 128^{\circ} F$$

SOLUCION

Gilbert, Ros, Baxendell, Achong

$$d = \left[\frac{A_{qL} R_p^B}{P_1} \right]^{\frac{1}{C}}$$

Usando los valores correspondientes de A, B y C de la tabla 6.1 se obtienen los siguientes valores del diámetro 'd':

Autor de las constantes A, B y C	Valor encontrado para 'd' [64avos pg]
Gilbert	22.59
Ros	21.655
Baxendell	20.69
Achong	19.6494

Poettman y Beck

$$\rho_m = 5.614\rho_{Ls.c.} + 0.0765\gamma_g R_p = (5.614)(0.876)(62.4) + (0.0765)(0.7)(620) = 340 \frac{lb_m}{STBO}$$

$$B_{g1} = 0.028z_1 \frac{T}{p_1} = 0.0078$$

$$v_{sg1} = \frac{q_o'(R_p - R_{s1})B_{g1}}{A_p(86,400)} = 0.95 \frac{ft}{sec}$$

$$v_{sL1} = \frac{q_o B_{o1}(5.614)}{86,400A_p} = 2.64 \frac{ft}{sec}$$

$$R = \frac{v_{sg1}}{v_{sL1}} = 0.36$$

$$\rho_{g1} = \frac{\rho_{gs.c.}}{B_{g1}} = \frac{0.7 \cdot 0.0764}{0.0078} = 6.856 \frac{lb_m}{ft^3}$$

$$m_L = \frac{1}{1 + R \frac{\rho_{g1}}{\rho_{L1}}} = 0.955$$

$$V_L = \frac{m_L}{\rho_{L1}} = 0.0182$$

De la ecuación 6.15

$$A_o = \frac{q_L \rho_m}{86,400C} \frac{1}{\sqrt{\frac{9273.6 p_1}{V_L (1+0.5m_L)} \left[\frac{0.4513 \sqrt{R+0.7660}}{R+0.5663} \right]}} = 5.721 \times 10^{-4} = \pi \frac{d^2}{4}$$

$$d = 0.324 \text{ in} = \frac{20.73}{64} \text{ inch}$$

Omaña

$$R = \frac{N_{gv}}{N_{Lv}} = \frac{v_{sgl}}{v_{sL1}} = 0.36$$

$$Q_D = \frac{1}{(1+R)} = 0.735$$

$$N_p = \frac{\rho_{gl}}{\rho_{L1}} = 0.13$$

$$N_p = 1.74 \times 10^{-2} P_1 \left(\frac{1}{\rho_{L1} \sigma_{L1}} \right)^{0.5} = 1.33$$

$$N_{q_L} = 1.84 q_L \left(\frac{\rho_{L1}}{\sigma_{L1}} \right)^{1.25} = 3.01 \times 10^4$$

$$N_d = 120.872 d_o \sqrt{\frac{\rho_{L1}}{\sigma_{L1}}} = 292.2 d_o$$

$$N_{q_L} = 0.263 N_\rho^{-3.49} N_p^{3.19} Q_D^{0.657} N_d^{1.80}$$

$$3.01 \times 10^4 = 0.263 \cdot 0.13^{-3.49} \cdot 1.33^{3.19} \cdot 0.735^{0.657} \cdot 292.2 d_o^{1.80}$$

$$= 0.263 \cdot 1236.9 \cdot 2.48 \cdot 0.817 \cdot 2.473 \times 10^4 d_o^{1.80}$$

$$d_o^{1.80} = 1.665 \times 10^{-3}$$

$$d_o = 0.0286 \text{ ft} = 0.343 \text{ in} = \frac{22}{64} \text{ in}$$

Ashford

$$A = 5.04 \times 10^{-3} T_1 z_1 R_p - R_{s1} = 658.79$$

$$B = 62.4 \gamma_{os.c.} = 54.66$$

$$\beta = \frac{1}{\sqrt{B_{o1}}} = 0.953$$

De la ecuación 6.15

$$d_c \left[\frac{q_o \left(\frac{A}{p_1} + 0.56 \right)}{\sqrt{\frac{A + 0.76 p_1}{\left[B + 0.01353 \gamma_g R_p \right]^2 \left[B + 0.01353 \gamma_g R_{sl} \right]^{-1}}}} \right] = 19.55 \text{ (64avos de pulgada)}$$

3.2. CORRELACIONES PARA FLUJO SUBCRITICO

3.2.1. FORTUNATI

La predicción del comportamiento del flujo subcrítico en dos fases es mas difícil que cuando se tiene flujo crítico. Fortunati presentó un modelo que puede ser usado para el cálculo de flujo crítico y subcrítico en dos fases a través de estranguladores. Asumió que no hay pérdidas entre las fases, aunque reconoció que cuando se tienen líquidos miscibles si hay pérdidas entre ellas, pero tomó en cuenta dos condiciones para que lo anterior fuese válido.

- a) La velocidad de la mezcla debe ser mayor a 10 m/seg (32.78 ft/seg).
- b) El número de Froude de la mezcla debe ser mayor a 600.

La ecuación presentada por el autor (*ecuación 3.38*) hace dos simplificaciones importantes. La primera es que considere el gasto de agua y aceite como una misma fase y que no hay cambios en la temperatura del fluido en su recorrido, lo cual no es estrictamente verdadero.

$$q_o = \frac{A_r}{Bo} \frac{1-\beta}{C_d} V \left(\sqrt{\frac{p_2}{p_1}} \right)^k \dots 3.39$$

Donde:

$$\beta = \frac{q_g}{q_g + q_o}$$

$$k = \frac{c_p}{c_v}$$

q_o : Gasto de aceite a condiciones estándar $\frac{m^3}{seg}$.

A_t : Área transversal total del estrangulador $[m^2]$.

β : Concentración de gas respecto al total de la mezcla.

p_2 : Presión corriente abajo del estrangulador $\frac{MN}{m^2}$.

C_d : Coeficiente de descarga.

p_1 : Presión corriente arriba del estrangulador $\frac{MN}{m^2}$.

k : Cociente de capacidades térmicas específicas de la mezcla.

c_p : Capacidad térmica específica de la mezcla a presión constante

$$\frac{kcal}{^{\circ}C \cdot kg}$$

c_v : Capacidad térmica específica de la mezcla a volumen constante

$$\frac{kcal}{^{\circ}C \cdot kg}$$

V : Velocidad de la mezcla $\frac{m}{seg}$.

Foutunati recomienda un rango para el coeficiente de descarga, C_D , de 1.02 a 1.035 para el caso de flujo subcrítico dependiendo el tamaño del estrangulador, además consideró a su modelo como isotérmico.

Las propiedades físicas del fluido fueron calculadas respecto a la presión corriente abajo. El valor de la velocidad de la mezcla (V) puede obtenerse de forma muy aproximada con el nomograma de la *figura 3.12*.

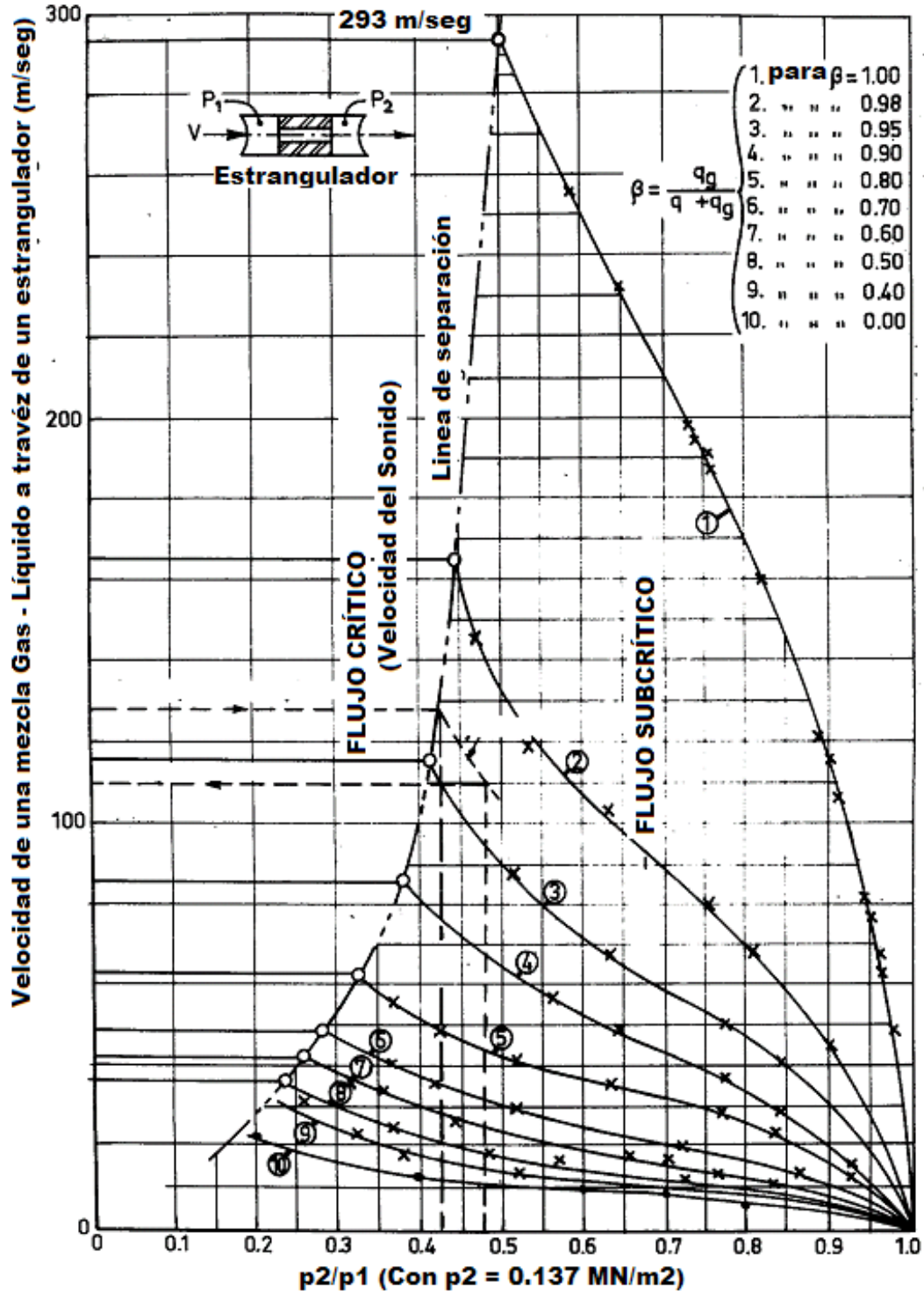


FIG. 2. VELOCITY OF GAS-OIL MIXTURES THROUGH THE CHOKES

Fig.3.12. Velocidad de mezclas gas - aceite en función de la relación de presión p_1/p_2 a través de estranguladores.

3.2.2. MODELO DE ASHFORD Y PIERCE

Para flujo subcrítico en dos fases a través de estranguladores hicieron las siguientes consideraciones:

1. El gas que fluye a través del estrangulador se expande pilitrópicamente.
2. El flujo a través del estrangulador se considera isotrópico (adiabático y sin fricción)
3. No hay pérdidas entre las fases de gas y líquido.
4. El líquido es incompresible.

El análisis comienza por un balance de energía:

$$\int_{p_1}^{p_2} v_f dp + \int_{v_1}^{v_2} v dv = 0 \dots 3.40$$

A partir de la ecuación anterior Ashford y Pierce desarrollaron la siguiente relación:

$$\frac{w_m}{C_D A_B} \left(\frac{V_L}{2p_1} \right)^{0.5} = \frac{\left\{ \left(\frac{k}{k-1} \right) R_1 \left[1 - X^{\frac{k-1}{k}} \right] + 1 - X \right\}^{0.5}}{1 + R_1 X^{\frac{-1}{k}}} \dots 3.41$$

La relación de presión subcrítica se obtiene a partir de la ecuación anterior y constituye un procedimiento iterativo.

$$X = \left\{ \frac{\left(\frac{2p_1 C_D^2 A_B^2}{q_L w_m} \right) \left(\left(\frac{R_1}{b} \right) 1 - X_{est}^b - X_{est} + 1 \right)^{0.5} - 1}{R_1} \right\} \dots 3.42$$

Donde:

X_{est} : Valor propuesto.

$$b = \frac{k-1}{k}$$

Ashford y Pierce recomendaron el uso de los coeficientes de descarga que se presentan a continuación.

Diámetro del estrangulador (64avos de pg)	C_D
32	0.95
24	0.95
20	0.976
12	1.2
8	1.2

Tabla 3.2. Coeficientes de descarga de Ashford y Pierce para flujo subcrítico.

4. AJUSTE DE CORRELACIONES Y DESARROLLO DEL PROCEDIMIENTO PARA LA DETERMINACIÓN DE ESTRANGULADORES EN LOS POZOS DE GAS Y CONDENSADO DEL ACTIVO MUSPAC.

4.1. RECOPILOCIÓN DE INFORMACIÓN

Debido a que las correlaciones existentes, que tratan de simular el flujo de hidrocarburos a través de los estranguladores son ecuaciones empíricas basadas en datos de laboratorio cuya validez se aproxima más a la muestra de datos del universo al que pertenecen, es muy difícil que simulen de manera satisfactoria un tipo de flujo específico para un campo determinado diferente del cual dio origen a tal correlación.

En este capítulo se “ajustarán” algunas correlaciones a los datos medidos de algunos pozos del Campo Copanó recordando que la condición óptima de operación de un estrangulador es la de flujo crítico, de esta manera los ajustes se harán para aquellos casos donde se tiene esta condición.

Se comenzará por explicar los datos que se tienen del campo que fueron observados.

FECHA	ESTADO	EST.	AC. BRUTO	RGA x 10	RGA	Qg / 100	GAS TOT	P CAB	Ple
	DE FLUJO	PG	BPD	m ³ /m ³	m ³ /m ³		MMSCF	PSI	
26-Mar-98	CRÍTICO	1/2	181.00	668.7	6686.61	645.9	6.459	1376	357
26-Mar-98	CRÍTICO	5/8	199.00	711.2	7111.90	845.1	8.451	1038	
25-Mar-98	CRÍTICO	3/4	204.00	752.8	7528.20	755.3	7.553	785	372
26-Mar-98	CRÍTICO	7/8	203.00	777.0	7770.20	819.6	8.196	611	369

T CAB	P SEP_a	P SEP_a
C	PSI	kg/cm³
67	339.5	23.9
67	346.4	24.4
64	347.0	24.4
62	346.0	24.3

Tabla 4.1. Medición de parámetros de pozo en función del diámetro de estrangulador.

- Fecha: Se refiere a la fecha en la que se efectuó la medición.
- Estado de Flujo: Nos dice si el régimen de flujo a través del estrangulador es crítico o subcrítico. Este dato tiene su importancia en una aclaración que se ha hecho anteriormente en el sentido de la condición óptima de operación del estrangulador.
- Estrangulador: hace referencia al diámetro del estrangulador en pg.
- Aceite Bruto: gasto de líquido (aceite y agua) que pasa a través del estrangulador.
- RGA: Relación Gas – Aceite.
- Gasto de gas.
- Presión en la cabeza del pozo.
- Temperatura en la cabeza del pozo.
- Presión en el separador “a”: se refiere a la presión en el separador de primera etapa.

De dichos parámetros se tiene la siguiente representación gráfica:

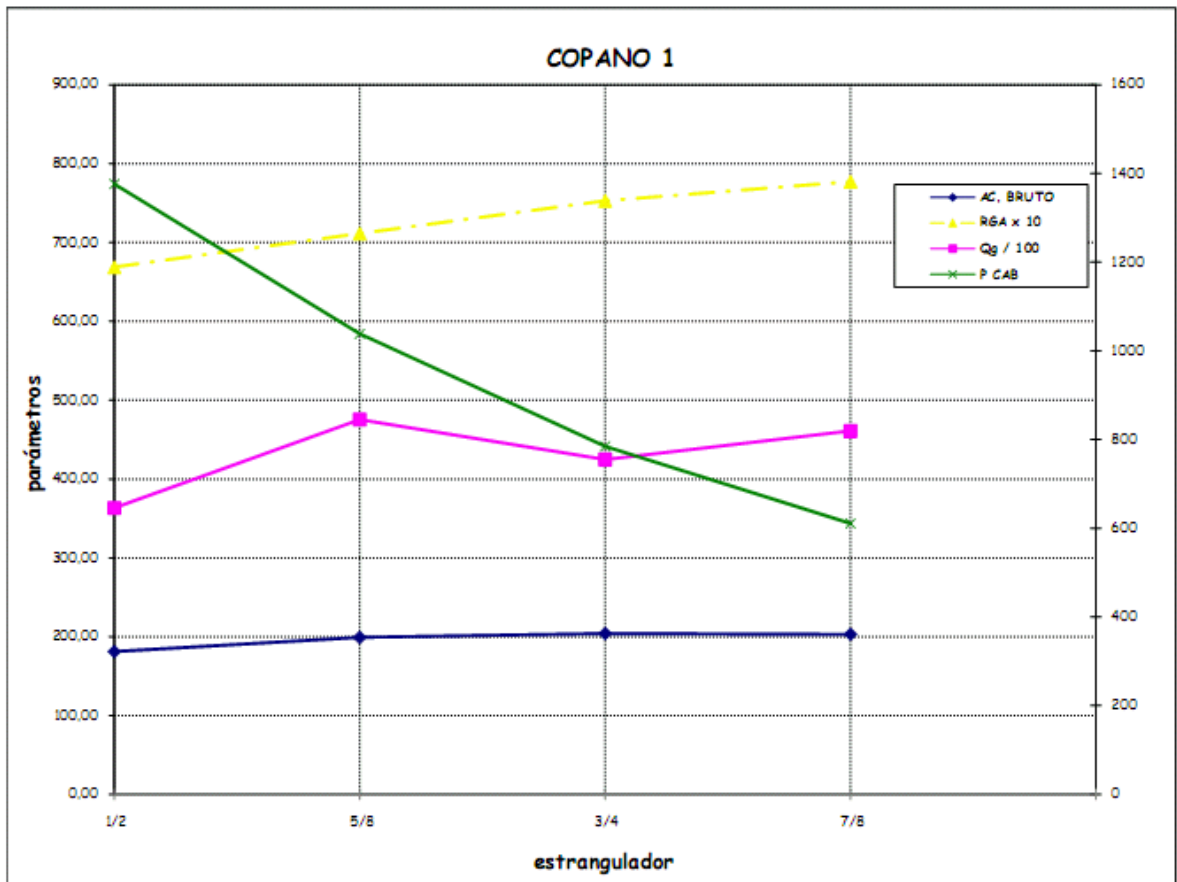


Fig. 4.1. Representación gráfica de los datos medidos de campo.

4.2. SELECCIÓN DE CORRELACIONES.

Se tomaron las correlaciones más usadas en el campo y se dividieron en dos grupos como sigue:

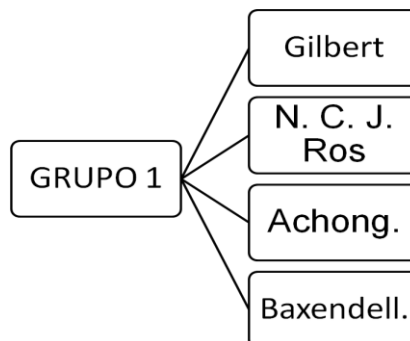


Fig. 4.2. Diagrama correspondiente al primer grupo del ajuste de correlaciones.

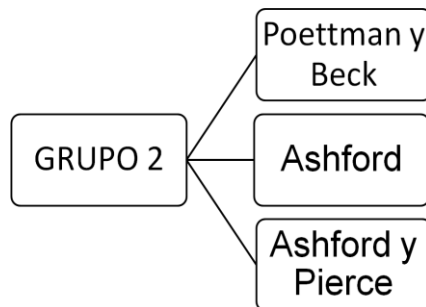


Fig. 4.3. Diagrama correspondiente al segundo grupo del ajuste de correlaciones.

Ambos grupos se determinaron en base a la complejidad de las correlaciones. En el caso del primero, el procedimiento de cálculo es simple pues los datos de entrada son pocos y el cálculo es directo. Para el segundo grupo se requiere hacer el cálculo de propiedades PVT del fluido, en consecuencia, habrá que ajustar dichas propiedades. Por otro lado, los cálculos por si solos para este segundo grupo, son menos cortos que para el primer grupo y en algunos casos los cálculos son cíclicos.

4.3. DESARROLLO PARA EL PRIMER GRUPO DE CORRELACIONES.

En el procedimiento seguido en el primer grupo, el primer paso fue el cálculo del gasto con los diferentes tamaños de estranguladores con el fin de obtener el error (en porcentaje) y su desviación estándar de ese error, como se observa en la tabla siguiente:

IV.AJUSTE DE CORRELACIONES Y DESARROLLO DEL PROCEDIMIENTO PARA LA DETERMINACIÓN DE ESTRANGULADORES EN LOS POZOS DE GAS Y CONDENSADO DEL ACTIVO MUSPAC.

Ajuste de gasto a través del estrangulador

COPANO 1

CORRIDAS Y AJUSTE DEL GRUPO 1

Coef. Desc. = 0.6656
Err.Prom. % = 3.7189
Desv.Est. = 2.71170

diam. estrang.	Pth final (kg/cm2)	RGA [m3/m3]	Qo [b/d]	Aceite Calculado b/d				Coeficiente de descarga				% Error				Aceite [b/d]
				Gilbert	N. C. J. Ros	Baxendell	Achong	Gilbert	N. C. J. Ros	Baxendell	Achong	Gilbert	N. C. J. Ros	Baxendell	Achong	
1/2	97	6687	181	315,40	378,97	429,82	268,09	0,5739	0,4776	0,4211	0,6751	74,25	109,38	137,47	48,12	
5/8	73	7112	199	349,91	424,21	490,09	294,87	0,5687	0,4691	0,4060	0,6749	75,83	113,17	146,28	48,18	
3/4	55	7528	204	360,70	440,49	516,79	301,62	0,5656	0,4631	0,3947	0,6763	76,81	115,93	153,33	47,85	
7/8	43	7770	203	370,92	455,77	541,31	308,67	0,5473	0,4454	0,3750	0,6577	82,72	124,52	166,66	52,05	
				Promedio				0,564	0,464	0,399	0,671	77,41	115,75	150,93	49,05	
								Desviación Estandar				3,70	6,43	12,33	2,01	

Tabla 4.2. Corridas para el grupo 1 de correlaciones.

Como se observa en la tabla, algunos datos de importancia son los del gasto medido (cuarta columna de izquierda a derecha), los valores del coeficiente de descarga, los valores de error, así como los promedios para cada correlación de los dos últimos parámetros mencionados y los valores de la desviación estándar. La forma en que se calculan el coeficiente de descarga (C_D) y el error es:

$$C_D = \frac{Q_{lm}}{Q_{lc}} \dots 4.1$$

$$\% Error = \frac{Q_{lc} - Q_{lm}}{Q_{lm}} \times 100 \dots 4.2$$

La representación gráfica de los valores mostrados en la tabla se presenta a continuación.

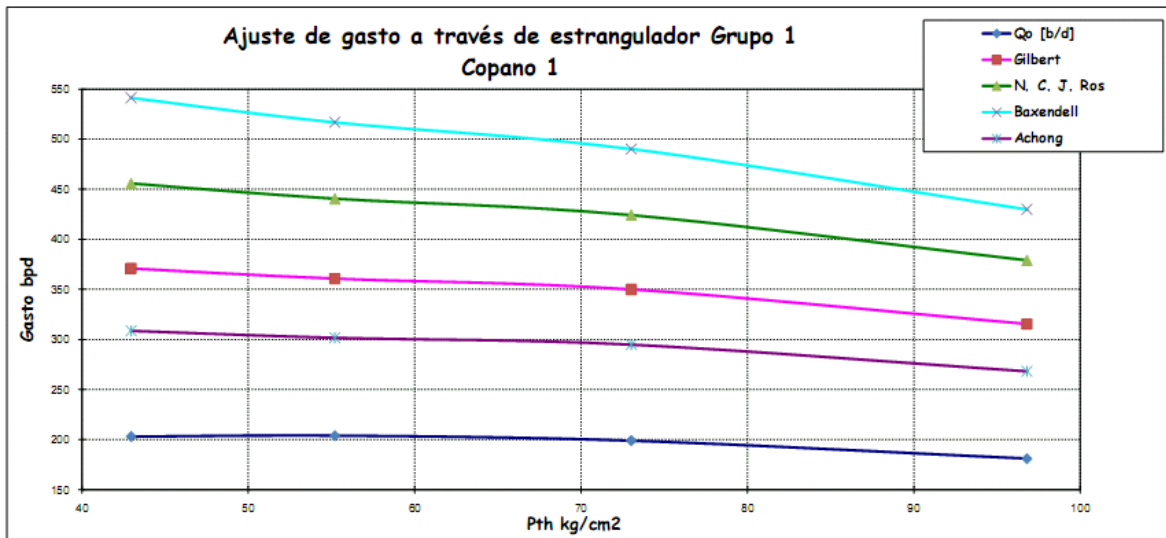


Fig. 4.4. Representación gráfica de las corridas realizadas para las correlaciones del Grupo 1.

En la figura 4.2 se observa que los valores del gasto se incrementan según la correlación, sin embargo, los valores que son de mayor utilidad para el ajuste son aquellos que tienen la menor desviación estándar sin importar que tan elevados o reducidos sean con respecto a los datos medidos, esto se debe a que el tener una baja desviación estándar implica que los valores son más “uniformemente diferentes”. En la tabla 4.2 se tienen los coeficientes de descarga correspondientes a cada correlación. El promedio de ese valor es el que se usará para ajustar la correlación que presentó la menor desviación estándar.

Los valores ajustados se calculan simplemente multiplicando el promedio del coeficiente de descarga de la correlación que menor desviación estándar tuvo por los valores que arrojaron las corridas correspondientes a dicha correlación. Dichos valores se muestran en la columna de la extrema derecha de la siguiente tabla:

IV. AJUSTE DE CORRELACIONES Y DESARROLLO DEL PROCEDIMIENTO PARA LA DETERMINACIÓN DE ESTRANGULADORES EN LOS POZOS DE GAS Y CONDENSADO DEL ACTIVO MUSPAC.

Ajuste de gasto a través del estrangulador

COPANO 1

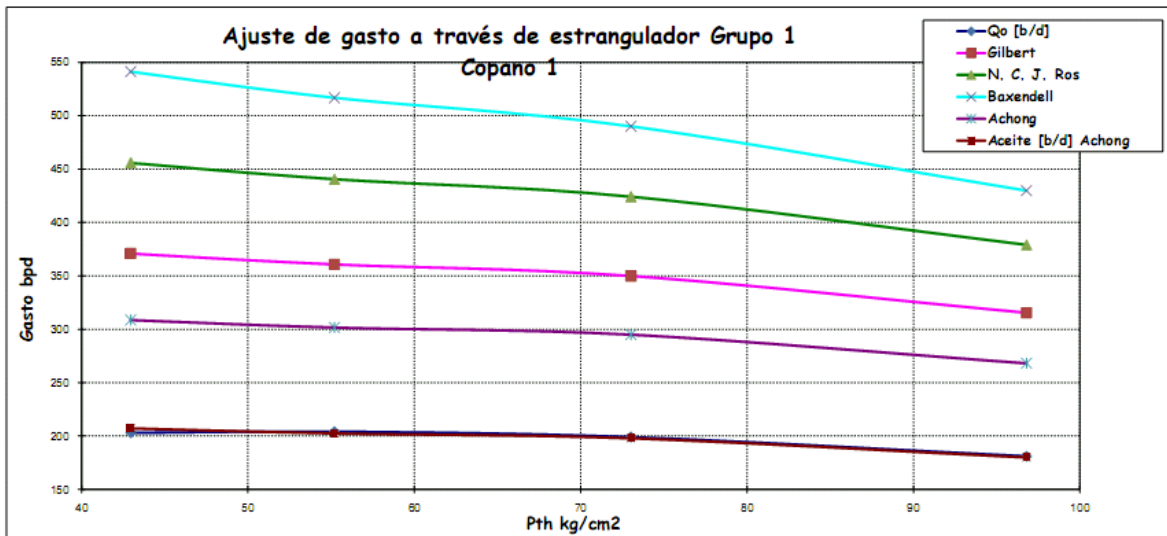
CORRIDAS Y AJUSTE DEL GRUPO 1

Coef. Desc. = 0.6656
 Err. Prom. % = 3.7189
 Desv. Est. = 2.71170

diam. estrang.	Pth final (kg/cm ²)	RGA [m ³ /m ³]	Qo [b/d]	Aceite Calculado b/d				Coeficiente de descarga				% Error				Aceite [b/d]
				Gilbert	N. C. J. Ros	Baxendell	Achong	Gilbert	N. C. J. Ros	Baxendell	Achong	Gilbert	N. C. J. Ros	Baxendell	Achong	Achong
1/2	97	6687	181	315,40	378,97	429,82	268,09	0,5739	0,4776	0,4211	0,6751	74,25	109,38	137,47	48,12	179,89
5/8	73	7112	199	349,91	424,21	490,09	294,87	0,5687	0,4691	0,4060	0,6749	75,83	113,17	146,28	48,18	197,86
3/4	55	7528	204	360,70	440,49	516,79	301,62	0,5656	0,4631	0,3947	0,6763	76,81	115,93	153,33	47,85	202,39
7/8	43	7770	203	370,92	455,77	541,31	308,67	0,5473	0,4454	0,3750	0,6577	82,72	124,52	166,66	52,05	207,12
Promedio								0,564	0,464	0,399	0,671	77,41	115,75	150,93	49,05	
								Desviación Estandar				3,70	6,43	12,33	2,01	

Tabla 4.3. Corridas y ajuste para el grupo 1.

Y su representación gráfica es como sigue.



4.5. Representación gráfica de las corridas y ajuste del grupo 1 de correlaciones.

En la *tabla 4.3* se observa que los cálculos de la correlación de Achong son los que tienen una menor desviación estándar, por lo que dicha correlación es la que se ajustará para el grupo 1.

La *figura 4.5* muestra que la ecuación ajustada arroja una gráfica muy parecida a la que corresponde a los cálculos.

4.4. DESARROLLO PARA EL SEGUNDO GRUPO DE CORRELACIONES.

4.4.1. Ajuste de las propiedades PVT del fluido.

Para el segundo grupo de correlaciones el procedimiento es similar pero considerablemente más completo pues las correlaciones involucran el cálculo de R_s y B_o . Debido a lo anterior, se debe hacer el ajuste de estos parámetros que consiste en ajustar alguna o algunas correlaciones que se acerquen lo más posible a los valores reportados en el PVT de laboratorio.

Para el cálculo de la relación de solubilidad (R_s) se trabajó con cinco correlaciones:

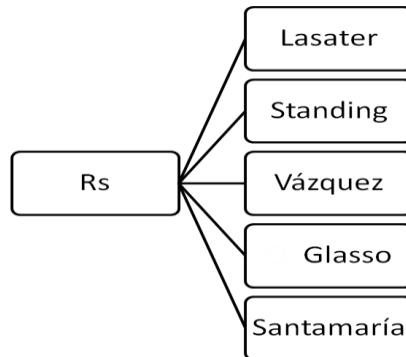


Fig. 4.6. Correlaciones para el cálculo de R_s .

En cuanto al cálculo de B_o se eligieron tres correlaciones:

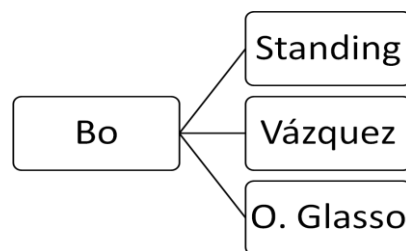


Fig. 4.7. Correlaciones para el cálculo de B_o .

Debido a la falta de datos medidos de R_s y B_o , se hicieron todas las combinaciones posibles entre las correlaciones de los dos parámetros anteriores como se observa en la figura siguiente.

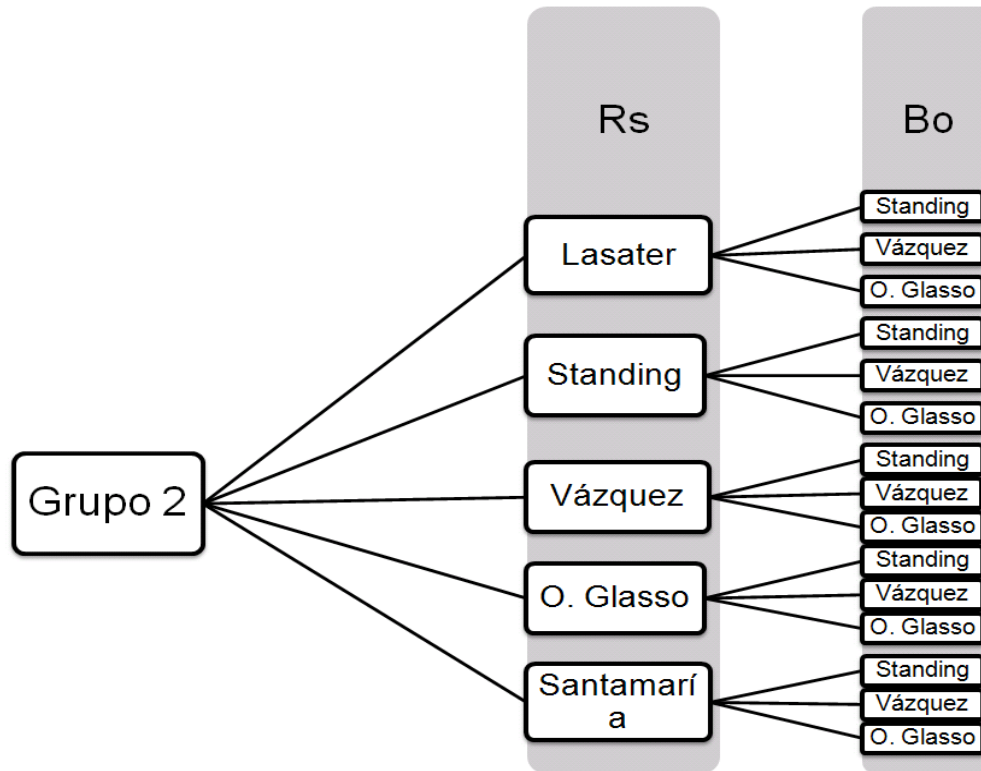


Fig. 4.8. Combinación de correlaciones para el cálculo de R_s y B_o .

Luego que se ha realizado el ajuste de las propiedades PVT se pueden hacer las corridas con el segundo grupo de correlaciones.

4.4.2. Corridas para el segundo grupo de correlaciones.

Para cada una de las combinaciones se tienen resultados similares a los del grupo 1, los cuales se observan en las tablas siguientes:

IV.AJUSTE DE CORRELACIONES Y DESARROLLO DEL PROCEDIMIENTO PARA LA DETERMINACIÓN DE ESTRANGULADORES EN LOS POZOS DE GAS Y CONDENSADO DEL ACTIVO MUSPAC.

										Coef.Desc.= 0.8355
										Err.Prom. %= 19.71
										Desv.Est. = 1.71
										Cálculo de RS: Lasater
										Cálculo Bo: Standing
	Poettman y Beck			Ashford			Ashford y Pierce			L-St
Periodo de flujo	Poettman y Beck	Coef. de descarga	% Error	Ashford	Coef. de descarga	% Error	Ashford y Pierce	Coef. de descarga	% Error	Poettman y Beck
4	219.40	0.8250	21.22	448.56	0.4035	147.82	47.25	3.8307	-73.90	183.31
5	236.67	0.8408	18.93	524.49	0.3794	163.56	58.23	3.4175	-70.74	197.73
2	240.04	0.8499	17.67	565.39	0.3608	177.15	64.08	3.1835	-68.59	200.55
3	245.68	0.8263	21.02	599.72	0.3385	195.43	67.27	3.0177	-66.86	205.26
Promedio		0.8355	19.71		0.3706	170.99		3.3623	-70.02	
Desviación Estandar			1.71			20.22			3.03	

Tabla 4.4. Resultados de los cálculos y ajuste de las correlaciones del grupo dos con el uso de la correlación de Lasater para Rs y de Standing para Bo (L-St).

										Coef.Desc.= 0.8347
										Err.Prom. %= 19.83
										Desv.Est. = 1.69
										Cálculo de RS: Lasater
										Cálculo Bo: Vázquez
	Poettman y Beck			Ashford			Ashford y Pierce			L-V
Periodo de flujo	Poettman y Beck	Coef. de descarga	% Error	Ashford	Coef. de descarga	% Error	Ashford y Pierce	Coef. de descarga	% Error	Poettman y Beck
4	219.44	0.8248	21.24	448.17	0.4039	147.61	47.21	3.8339	-73.92	183.16
5	236.89	0.8401	19.04	521.76	0.3814	162.19	57.93	3.4352	-70.89	197.72
2	240.36	0.8487	17.82	561.18	0.3635	175.09	63.66	3.2045	-68.79	200.62
3	246.05	0.8250	21.21	594.64	0.3414	192.93	66.70	3.0435	-67.14	205.37
Promedio		0.8347	19.83		0.3725	169.45		3.3793	-70.19	
Desviación Estandar			1.69			19.26			2.92	

Tabla 4.5. Resultados de los cálculos y ajuste de las correlaciones del grupo dos con el uso de la correlación de Lasater para Rs y de Vázquez para Bo (L-V).

										Coef.Desc.= 0.8372
										Err.Prom. %= 19.46
										Desv.Est. = 1.72
										Cálculo de RS: Lasater
										Cálculo Bo: O. Glasso
	Poettman y Beck			Ashford			Ashford y Pierce			L-O
Periodo de flujo	Poettman y Beck	Coef. de descarga	% Error	Ashford	Coef. de descarga	% Error	Ashford y Pierce	Coef. de descarga	% Error	Poettman y Beck
4	218.99	0.8265	20.99	453.35	0.3993	150.47	47.76	3.7898	-73.61	183.34
5	236.17	0.8426	18.68	530.65	0.3750	166.66	58.91	3.3780	-70.40	197.72
2	239.53	0.8517	17.42	572.14	0.3566	180.46	64.91	3.1428	-68.18	200.54
3	245.16	0.8280	20.77	606.75	0.3346	198.89	68.06	2.9827	-66.47	205.25
Promedio		0.8372	19.46		0.3663	174.12		3.3233	-69.67	
Desviación Estandar			1.72			20.57			3.08	

Tabla 4.6. Resultados de los cálculos y ajuste de las correlaciones del grupo dos con el uso de la correlación de Lasater para Rs y de O. Glasso para Bo (L-O).

IV.AJUSTE DE CORRELACIONES Y DESARROLLO DEL PROCEDIMIENTO PARA LA DETERMINACIÓN DE ESTRANGULADORES EN LOS POZOS DE GAS Y CONDENSADO DEL ACTIVO MUSPAC.

Cálculo de RS: Standing Cálculo Bo: Standing										
Poettman y Beck			Ashford			Ashford y Pierce			St-St	
Periodo de flujo	Poettman y Beck	Coef. de descarga	% Error	Ashford	Coef. de descarga	% Error	Ashford y Pierce	Coef. de descarga	% Error	Poettman y Beck
4	219.91	0.8231	21.50	442.03	0.4095	144.22	47.05	3.8470	-74.01	183.52
5	237.00	0.8397	19.10	519.65	0.3830	161.13	58.05	3.4281	-70.83	197.78
2	240.22	0.8492	17.75	562.56	0.3626	175.76	64.03	3.1860	-68.61	200.47
3	245.74	0.8261	21.05	598.60	0.3391	194.88	67.23	3.0195	-66.88	205.07
Promedio		0.8345	19.85		0.3735	169.00		3.3701	-70.08	
Desviación Estandar		1.74			21.54			3.07		

Coef.Desc.= 0.8345
Err.Prom. % = 19.85
Desv.Est. = 1.74

Tabla 4.7. Resultados de los cálculos y ajuste de las correlaciones del grupo dos con el uso de la correlación de Standing para Rs y de Standing para Bo (St-St).

Cálculo de RS: Standing Cálculo Bo: Vázquez										
Poettman y Beck			Ashford			Ashford y Pierce			St-V	
Periodo de flujo	Poettman y Beck	Coef. de descarga	% Error	Ashford	Coef. de descarga	% Error	Ashford y Pierce	Coef. de descarga	% Error	Poettman y Beck
4	219.89	0.8231	21.49	442.34	0.4092	144.39	47.05	3.8470	-74.01	183.34
5	237.18	0.8390	19.19	517.36	0.3846	159.98	57.79	3.4435	-70.96	197.76
2	240.52	0.8482	17.90	558.55	0.3652	173.80	63.58	3.2086	-68.83	200.54
3	246.11	0.8248	21.24	593.58	0.3420	192.40	66.67	3.0448	-67.16	205.20
Promedio		0.8338	19.95		0.3753	167.64		3.3860	-70.24	
Desviación Estandar		1.71			20.42			2.95		

Coef.Desc.= 0.8338
Err.Prom. % = 19.95
Desv.Est. = 1.71

Tabla 4.8. Resultados de los cálculos y ajuste de las correlaciones del grupo dos con el uso de la correlación de Standing para Rs y de Vázquez para Bo (St-V).

Cálculo de RS: Standing Cálculo Bo: O. Glasso										
Poettman y Beck			Ashford			Ashford y Pierce			St-O	
Periodo de flujo	Poettman y Beck	Coef. de descarga	% Error	Ashford	Coef. de descarga	% Error	Ashford y Pierce	Coef. de descarga	% Error	Poettman y Beck
4	219.52	0.8245	21.28	446.62	0.4053	146.75	47.50	3.8105	-73.76	183.56
5	236.51	0.8414	18.85	525.65	0.3786	164.15	58.72	3.3890	-70.49	197.77
2	239.71	0.8510	17.50	569.25	0.3584	179.04	64.79	3.1486	-68.24	200.44
3	245.23	0.8278	20.80	605.63	0.3352	198.34	68.02	2.9844	-66.49	205.06
Promedio		0.8362	19.61		0.3693	172.07		3.3331	-69.75	
Desviación Estandar		1.75			21.93			3.14		

Coef.Desc.= 0.8362
Err.Prom. % = 19.61
Desv.Est. = 1.75

IV.AJUSTE DE CORRELACIONES Y DESARROLLO DEL PROCEDIMIENTO PARA LA DETERMINACIÓN DE ESTRANGULADORES EN LOS POZOS DE GAS Y CONDENSADO DEL ACTIVO MUSPAC.

Tabla 4.9. Resultados de los cálculos y ajuste de las correlaciones del grupo dos con el uso de la correlación de Standing para Rs y de O. Glasso para Bo (St-O).

		Cálculo de RS: Vázquez						Coef.Desc.= 0.8330		
		Cálculo Bo: Standing						Err.Prom. %= 20.07		
								Desv.Est. = 1.78		
Periodo de flujo	Poettman y Beck			Ashford			Ashford y Pierce			Poettman y Beck
	Poettman y Beck	Coef. de descarga	% Error	Ashford	Coef. de descarga	% Error	Ashford y Pierce	Coef. de descarga	% Error	
4	220.50	0.8209	21.82	434.72	0.4164	140.18	46.84	3.8642	-74.12	183.67
5	237.47	0.8380	19.33	512.91	0.3880	157.74	57.40	3.4669	-71.16	197.80
2	240.59	0.8479	17.94	556.54	0.3666	172.81	63.54	3.2106	-68.85	200.40
3	246.05	0.8250	21.21	593.33	0.3421	192.28	67.04	3.0280	-66.98	204.95
Promedio		0.8330	20.07		0.3783	165.75		3.3924	-70.28	
Desviación Estandar			1.78			22.15			3.08	

Tabla 4.10. Resultados de los cálculos y ajuste de las correlaciones del grupo dos con el uso de la correlación de Vázquez para Rs y de Standing para Bo (V-St).

		Cálculo de RS: Vázquez						Coef.Desc.= 0.8324		
		Cálculo Bo: Vázquez						Err.Prom. %= 20.15		
								Desv.Est. = 1.73		
Periodo de flujo	Poettman y Beck			Ashford			Ashford y Pierce			Poettman y Beck
	Poettman y Beck	Coef. de descarga	% Error	Ashford	Coef. de descarga	% Error	Ashford y Pierce	Coef. de descarga	% Error	
4	220.40	0.8212	21.77	435.83	0.4153	140.79	46.87	3.8617	-74.10	183.46
5	237.60	0.8375	19.40	511.25	0.3892	156.91	57.60	3.4549	-71.06	197.78
2	240.87	0.8469	18.07	552.99	0.3689	171.07	63.39	3.2182	-68.93	200.50
3	246.40	0.8239	21.38	588.62	0.3449	189.96	66.50	3.0526	-67.24	205.10
Promedio		0.8324	20.15		0.3796	164.68		3.3969	-70.33	
Desviación Estandar			1.73			20.91			2.96	

Tabla 4.11. Resultados de los cálculos y ajuste de las correlaciones del grupo dos con el uso de la correlación de Vázquez para Rs y de Vázquez para Bo (V-V).

IV.AJUSTE DE CORRELACIONES Y DESARROLLO DEL PROCEDIMIENTO PARA LA DETERMINACIÓN DE ESTRANGULADORES EN LOS POZOS DE GAS Y CONDENSADO DEL ACTIVO MUSPAC.

Cálculo de RS: Vázquez											Coef.Desc.=	0.8346
Cálculo Bo: O. Glasso											Err.Prom. %=	19.84
											Desv.Est. =	1.78
Periodo de flujo	Poettman y Beck			Ashford			Ashford y Pierce			V-O		
	Poettman y Beck	Coef. de descarga	% Error	Ashford	Coef. de descarga	% Error	Ashford y Pierce	Coef. de descarga	% Error		Poettman y Beck	
4	220.12	0.8223	21.61	442.00	0.4095	144.20	47.31	3.8258	-73.86	183.71		
5	236.99	0.8397	19.09	518.67	0.3837	160.64	58.05	3.4281	-70.83	197.79		
2	240.09	0.8497	17.69	563.09	0.3623	176.02	64.28	3.1736	-68.49	200.38		
3	245.53	0.8268	20.95	600.32	0.3382	195.72	67.83	2.9928	-66.59	204.92		
Promedio	0.8346	19.84		0.3734	169.15		3.3551	-69.94				
Desviación Estandar		1.78			21.97			3.14				

Tabla 4.12. Resultados de los cálculos y ajuste de las correlaciones del grupo dos con el uso de la correlación de Vázquez para Rs y de O. Glasso para Bo (V-O).

Cálculo de RS: O. Glasso											Coef.Desc.=	0.8340
Cálculo Bo: Standing											Err.Prom. %=	19.92
											Desv.Est. =	1.70
Periodo de flujo	Poettman y Beck			Ashford			Ashford y Pierce			O-St		
	Poettman y Beck	Coef. de descarga	% Error	Ashford	Coef. de descarga	% Error	Ashford y Pierce	Coef. de descarga	% Error		Poettman y Beck	
4	219.73	0.8237	21.40	444.37	0.4073	145.51	47.20	3.8347	-73.92	183.26		
5	237.10	0.8393	19.15	518.13	0.3841	160.37	57.60	3.4549	-71.06	197.74		
2	240.50	0.8482	17.89	558.07	0.3655	173.56	63.60	3.2075	-68.82	200.58		
3	246.13	0.8248	21.25	592.00	0.3429	191.63	66.90	3.0344	-67.04	205.28		
Promedio	0.8340	19.92		0.3750	167.77		3.3829	-70.21				
Desviación Estandar		1.70			19.60			2.97				

Tabla 4.13. Resultados de los cálculos y ajuste de las correlaciones del grupo dos con el uso de la correlación de O. Glasso para Rs y de Standing para Bo (O-St).

Cálculo de RS: O. Glasso											Coef.Desc.=	0.8333
Cálculo Bo: Vázquez											Err.Prom. %=	20.02
											Desv.Est. =	1.67
Periodo de flujo	Poettman y Beck			Ashford			Ashford y Pierce			O-V		
	Poettman y Beck	Coef. de descarga	% Error	Ashford	Coef. de descarga	% Error	Ashford y Pierce	Coef. de descarga	% Error		Poettman y Beck	
4	219.72	0.8238	21.39	444.42	0.4073	145.54	47.20	3.8347	-73.92	183.10		
5	237.28	0.8387	19.24	515.98	0.3857	159.29	57.36	3.4693	-71.18	197.73		
2	240.78	0.8472	18.03	554.40	0.3680	171.76	63.18	3.2289	-69.03	200.65		
3	246.47	0.8236	21.41	587.37	0.3456	189.34	66.46	3.0545	-67.26	205.39		
Promedio	0.8333	20.02		0.3766	166.48		3.3969	-70.35				
Desviación Estandar		1.67			18.63			2.87				

Tabla 4.14. Resultados de los cálculos y ajuste de las correlaciones del grupo dos con el uso de la correlación de O. Glasso para Rs y de Vázquez para Bo (O-V).

IV.AJUSTE DE CORRELACIONES Y DESARROLLO DEL PROCEDIMIENTO PARA LA DETERMINACIÓN DE ESTRANGULADORES EN LOS POZOS DE GAS Y CONDENSADO DEL ACTIVO MUSPAC.

										Coef.Desc.= 0.8357
										Err.Prom. %= 19.68
										Desv.Est. = 1.70
										Cálculo de RS: O. Glasso
										Cálculo Bo: O. Glasso
	Poettman y Beck			Ashford			Ashford y Pierce			O-O
Periodo de flujo	Poettman y Beck	Coef. de descarga	% Error	Ashford	Coef. de descarga	% Error	Ashford y Pierce	Coef. de descarga	% Error	Poettman y Beck
4	219.33	0.8252	21.18	449.03	0.4031	148.08	47.29	3.8274	-73.87	183.29
5	236.62	0.8410	18.90	524.08	0.3797	163.36	58.26	3.4157	-70.72	197.74
2	239.99	0.8500	17.64	564.66	0.3613	176.79	64.35	3.1702	-68.46	200.56
3	245.61	0.8265	20.99	598.97	0.3389	195.06	67.78	2.9950	-66.61	205.26
	Promedio	0.8357	19.68		0.3707	170.82		3.3521	-69.92	
	Desviación Estandar		1.70			19.97			3.13	

Tabla 4.15. Resultados de los cálculos y ajuste de las correlaciones del grupo dos con el uso de la correlación de O. Glasso para Rs y de O. Glasso para Bo (O-O).

										Coef.Desc.= 0.8369
										Err.Prom. %= 19.50
										Desv.Est. = 1.67
										Cálculo de RS: Santamaría
										Cálculo Bo: Standing
	Poettman y Beck			Ashford			Ashford y Pierce			Sm-St
Periodo de flujo	Poettman y Beck	Coef. de descarga	% Error	Ashford	Coef. de descarga	% Error	Ashford y Pierce	Coef. de descarga	% Error	Poettman y Beck
4	218.78	0.8273	20.87	456.72	0.3963	152.33	47.64	3.7993	-73.68	183.10
5	236.25	0.8423	18.72	530.68	0.3750	166.67	58.08	3.4263	-70.81	197.72
2	239.74	0.8509	17.52	570.42	0.3576	179.62	64.07	3.1840	-68.59	200.65
3	245.42	0.8272	20.90	604.23	0.3360	197.65	67.45	3.0096	-66.77	205.40
	Promedio	0.8369	19.50		0.3662	174.07		3.3548	-69.97	
	Desviación Estandar		1.67			19.27			2.98	

Tabla 4.16. Resultados de los cálculos y ajuste de las correlaciones del grupo dos con el uso de la correlación de Santamaría para Rs y de Standing para Bo (Sm-St).

										Coef.Desc.= 0.8360
										Err.Prom. %= 19.64
										Desv.Est. = 1.65
										Cálculo de RS: Santamaría
										Cálculo Bo: Vázquez
	Poettman y Beck			Ashford			Ashford y Pierce			Sm-V
Periodo de flujo	Poettman y Beck	Coef. de descarga	% Error	Ashford	Coef. de descarga	% Error	Ashford y Pierce	Coef. de descarga	% Error	Poettman y Beck
4	218.89	0.8269	20.93	455.49	0.3974	151.65	47.51	3.8097	-73.75	182.99
5	236.51	0.8414	18.85	527.43	0.3773	165.04	57.72	3.4477	-70.99	197.72
2	240.08	0.8497	17.69	565.87	0.3605	177.39	63.56	3.2096	-68.84	200.70
3	245.80	0.8259	21.08	598.92	0.3389	195.03	66.86	3.0362	-67.06	205.48
	Promedio	0.8360	19.64		0.3685	172.28		3.3758	-70.16	
	Desviación Estandar		1.65			18.46			2.88	

IV. AJUSTE DE CORRELACIONES Y DESARROLLO DEL PROCEDIMIENTO PARA LA DETERMINACIÓN DE ESTRANGULADORES EN LOS POZOS DE GAS Y CONDENSADO DEL ACTIVO MUSPAC.

Tabla 4.17. Resultados de los cálculos y ajuste de las correlaciones del grupo dos con el uso de la correlación de Santamaría para Rs y de Vázquez para Bo (Sm-V).

										Coef.Desc.=	0.8387
										Err.Prom. % =	19.25
										Desv.Est. =	1.68
										Cálculo de RS: Santamaría	
										Cálculo Bo: O. Glasso	
	Poettman y Beck			Ashford			Ashford y Pierce			Sm-O	
Periodo de flujo	Poettman y Beck	Coef. de descarga	% Error	Ashford	Coef. de descarga	% Error	Ashford y Pierce	Coef. de descarga	% Error	Poettman y Beck	
4	218.35	0.8289	20.64	461.79	0.3920	155.13	48.17	3.7575	-73.39	183.13	
5	235.74	0.8442	18.46	537.04	0.3705	169.87	58.77	3.3861	-70.47	197.71	
2	239.22	0.8528	17.26	577.25	0.3534	182.97	64.84	3.1462	-68.22	200.63	
3	244.91	0.8289	20.65	611.25	0.3321	201.11	68.24	2.9748	-66.38	205.40	
	Promedio	0.8387	19.25		0.3620	177.27		3.3162	-69.61		
	Desviación Estandar		1.68			19.54			3.02		

Tabla 4.18. Resultados de los cálculos y ajuste de las correlaciones del grupo dos con el uso de la correlación de Santamaría para Rs y de Vázquez para Bo (Sm-O).

En las siguientes tablas se muestran únicamente los cálculos para cada combinación agrupándolas en función de la correlación utilizada. La *gráfica 4.9, 4.10 y 4.11* corresponden a las comparaciones del comportamiento de dichos cálculos con los datos medidos.

		Poettman y Beck															
Periodo de flujo	Pth final (kg/cm ²)	Aceite medido b/d	Lasater Standing	Lasater Vázquez	Lasater O. Glasso	Standing Standing	Standing Vázquez	Standing O. Glasso	Vázquez Standing	Vázquez Vázquez	Vázquez O. Glasso	O. Glasso Standing	O. Glasso Vázquez	O. Glasso O. Glasso	Santamaría Standing	Santamaría Vázquez	Santamaría O. Glasso
3	96.79	181.00	219.40	219.44	218.99	219.91	219.89	219.52	220.50	220.40	220.12	219.73	219.72	219.33	218.78	218.89	218.35
4	73.02	199.00	236.67	236.89	236.17	237.00	237.18	236.51	237.47	237.60	236.99	237.10	237.28	236.62	236.25	236.51	235.74
5	55.20	204.00	240.04	240.36	239.53	240.22	240.52	239.71	240.59	240.87	240.09	240.50	240.78	239.99	239.74	240.08	239.22
	42.95	203.00	245.68	246.05	245.16	245.74	246.11	245.23	246.05	246.40	245.53	246.13	246.47	245.61	245.42	245.80	244.91

Tabla 4.19. Gasto de líquido calculado para cada combinación con la correlación de Poettman y Beck.

IV. AJUSTE DE CORRELACIONES Y DESARROLLO DEL PROCEDIMIENTO PARA LA DETERMINACIÓN DE ESTRANGULADORES EN LOS POZOS DE GAS Y CONDENSADO DEL ACTIVO MUSPAC.

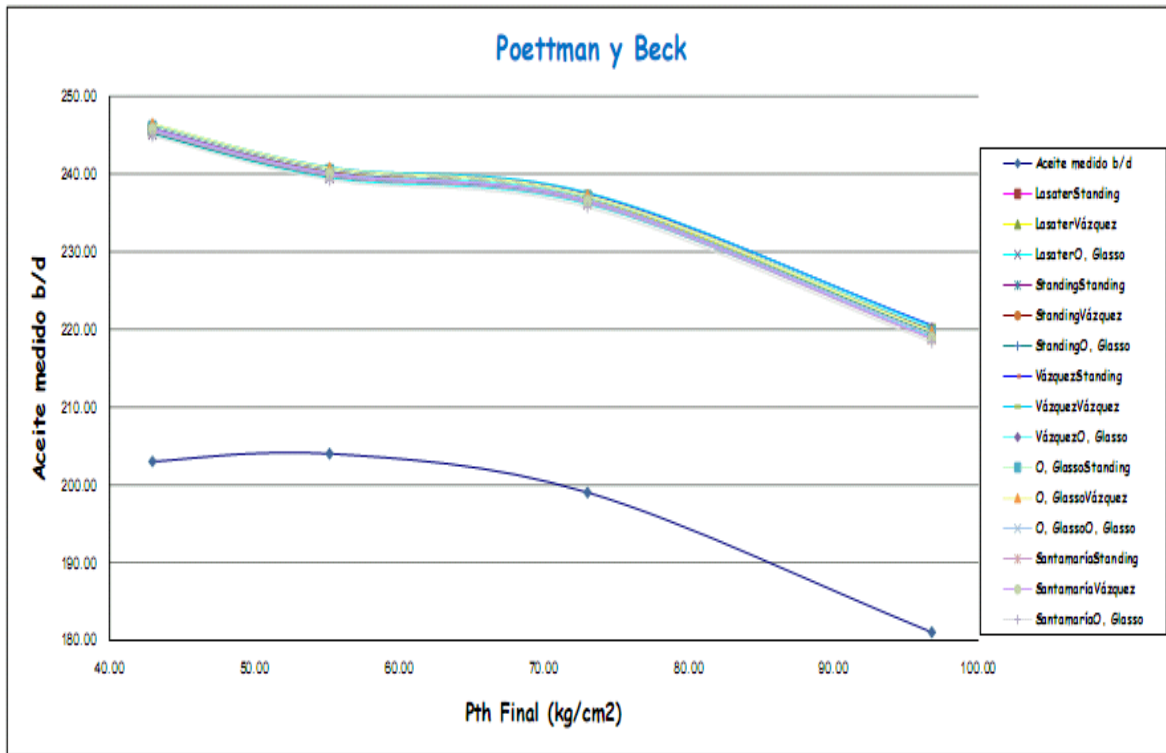


Figura 4.9. Gráficas de los cálculos para la correlación de Poettman y Beck y de los datos medidos.

		Ashford															
Periodo de flujo	Pth final (kg/cm2)	aceite medido b/d	Lasater Standing	Lasater Vázquez	Lasater O, Glasso	Standing Standing	Standing Vázquez	Standing O, Glasso	Vázquez Standing	Vázquez Vázquez	Vázquez O, Glasso	O, Glasso Standing	O, Glasso Vázquez	O, Glasso O, Glasso	Santamaria Standing	Santamaria Vázquez	Santamaria O, Glasso
3	96.79	181.00	448.56	448.17	453.35	442.03	442.34	446.62	434.72	435.83	442.00	444.37	444.42	449.03	456.72	455.49	461.79
4	73.02	199.00	524.49	521.76	530.65	519.65	517.36	525.65	512.91	511.25	518.67	518.13	515.98	524.08	530.68	527.43	537.04
5	55.20	204.00	565.39	561.18	572.14	562.56	558.55	569.25	556.54	552.99	563.09	558.07	554.40	564.66	570.42	565.87	577.25
	42.95	203.00	599.72	594.64	606.75	598.60	593.58	605.63	593.33	588.62	600.32	592.00	587.37	598.97	604.23	598.92	611.25

Tabla 4.20. Gasto de líquido calculado para cada combinación con la correlación de Ashford.

IV. AJUSTE DE CORRELACIONES Y DESARROLLO DEL PROCEDIMIENTO PARA LA DETERMINACIÓN DE ESTRANGULADORES EN LOS POZOS DE GAS Y CONDENSADO DEL ACTIVO MUSPAC.

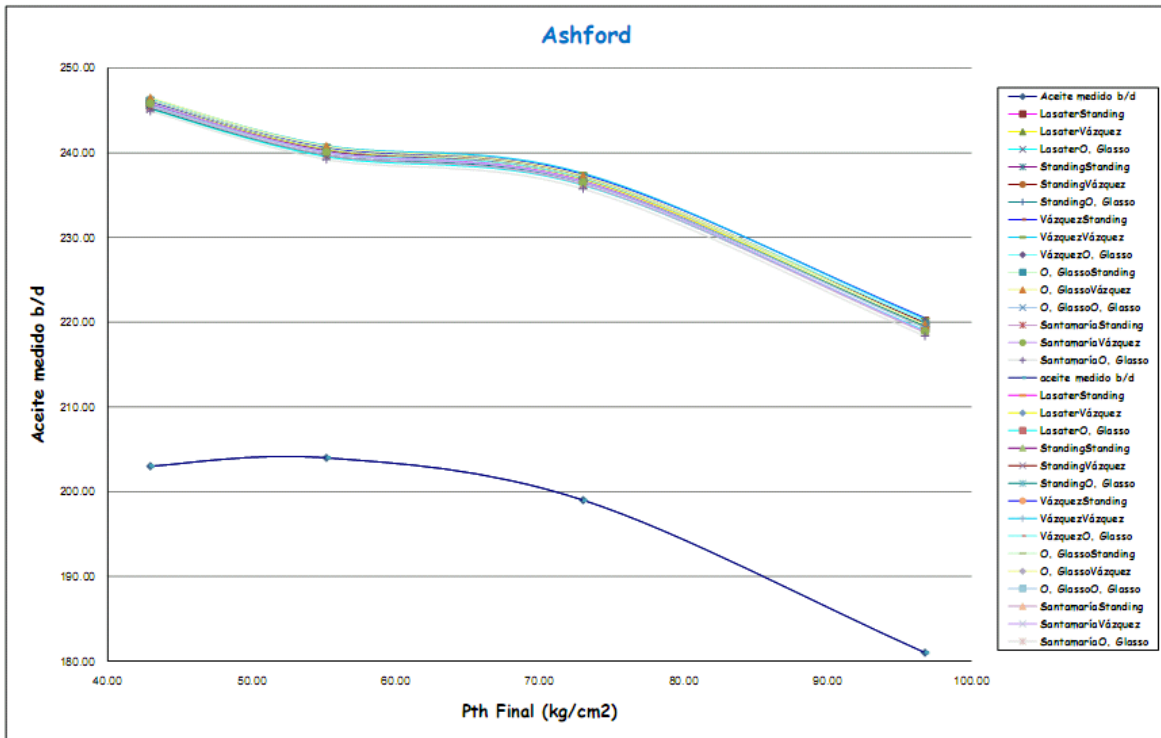


Figura 4.10. Gráficas de los cálculos para la correlación de Ashford y de los datos medidos.

		Ashford y Pierce															
Periodo de flujo	Pth final (kg/cm ²)	aceite medido b/d	Lasater Standing	Lasater Vázquez	Lasater O, Glasso	Standing Standing	Standing Vázquez	Standing O, Glasso	Vázquez Standing	Vázquez Vázquez	Vázquez O, Glasso	O, Glasso Standing	O, Glasso Vázquez	O, Glasso O, Glasso	Santamaria Standing	Santamaria Vázquez	Santamaria O, Glasso
3	96.79	181.00	47.25	47.21	47.76	47.05	47.05	47.50	46.84	46.87	47.31	47.20	47.20	47.29	47.64	47.51	48.17
4	73.02	199.00	58.23	57.93	58.91	58.05	57.79	58.72	57.40	57.60	58.05	57.60	57.36	58.26	58.08	57.72	58.77
5	55.20	204.00	64.08	63.66	64.91	64.03	63.58	64.79	63.54	63.39	64.28	63.60	63.18	64.35	64.07	63.56	64.84
	42.95	203.00	67.27	66.70	68.06	67.23	66.67	68.02	67.04	66.50	67.83	66.90	66.46	67.78	67.45	66.86	68.24

Tabla 4.21. Gasto de líquido calculado para cada combinación con la correlación de Ashford y Pierce.

IV. AJUSTE DE CORRELACIONES Y DESARROLLO DEL PROCEDIMIENTO PARA LA DETERMINACIÓN DE ESTRANGULADORES EN LOS POZOS DE GAS Y CONDENSADO DEL ACTIVO MUSPAC.

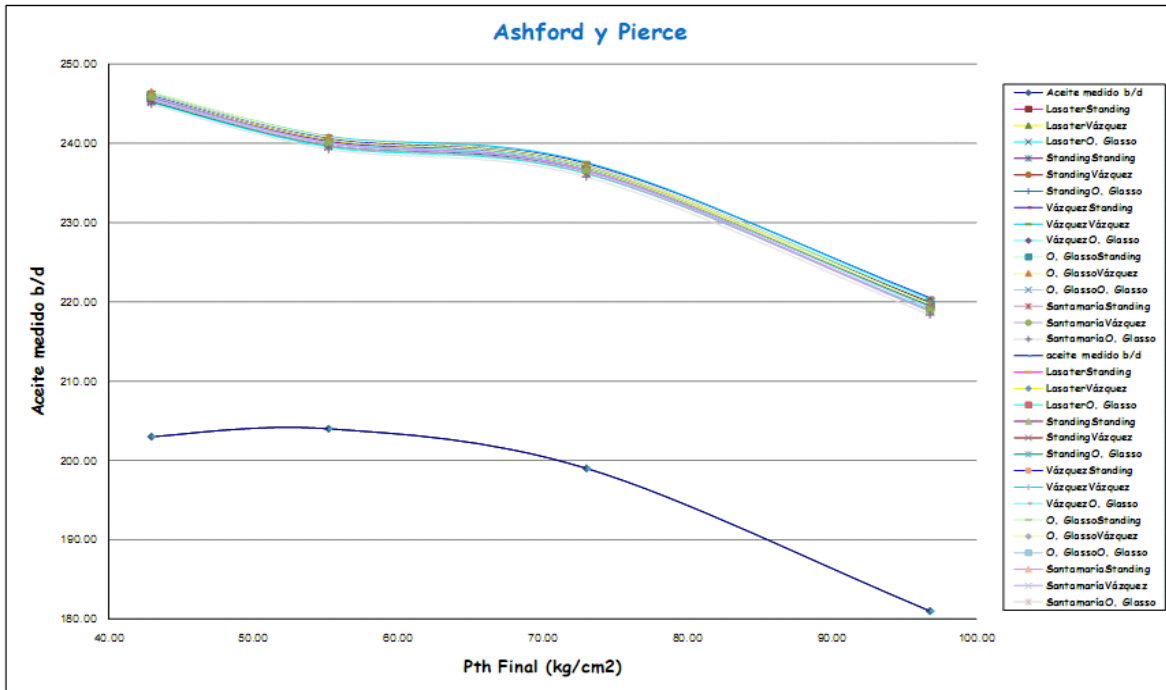


Figura 4.11. Gráficas de los cálculos para la correlación de Ashford y de los datos medidos.

4.4.3. Resultados del ajuste del segundo grupo de correlaciones.

Para el análisis de este pozo, la correlación de Poettman y Beck presentó la menor desviación estándar. En la *tabla 4.22* se presentan los resultados de los cálculos del ajuste para cada combinación de dicha correlación.

Pth final [kg/cm ²]	aceite medido [b/d]	L-St	L-V	L-O	St-St	St-V	St-O	V-St
		Poettman y Beck	Poettman y Beck	Poettman y Beck	Poettman y Beck	Poettman y Beck	Poettman y Beck	Poettman y Beck
97	181	183.31	183.16	183.34	183.52	183.34	183.56	183.67
73	199	197.73	197.72	197.72	197.78	197.76	197.77	197.80
55	204	200.55	200.62	200.54	200.47	200.54	200.44	200.40
43	203	205.26	205.37	205.25	205.07	205.20	205.06	204.95

IV.AJUSTE DE CORRELACIONES Y DESARROLLO DEL PROCEDIMIENTO PARA LA DETERMINACIÓN DE ESTRANGULADORES EN LOS POZOS DE GAS Y CONDENSADO DEL ACTIVO MUSPAC.

V-V	V-O	O-St	O-V	O-O	Sm-St	Sm-V	Sm-O
Poettman y Beck	Poettman y Beck	Poettman y Beck	Poettman y Beck	Poettman y Beck	Poettman y Beck	Poettman y Beck	Poettman y Beck
183.46	183.71	183.26	183.10	183.29	183.10	182.99	183.13
197.78	197.79	197.74	197.73	197.74	197.72	197.72	197.71
200.50	200.38	200.58	200.65	200.56	200.65	200.70	200.63
205.10	204.92	205.28	205.39	205.26	205.40	205.48	205.40

Tabla 4.22. Resultados del ajuste para cada combinación del grupo 2.

Y su representación gráfica es la siguiente:

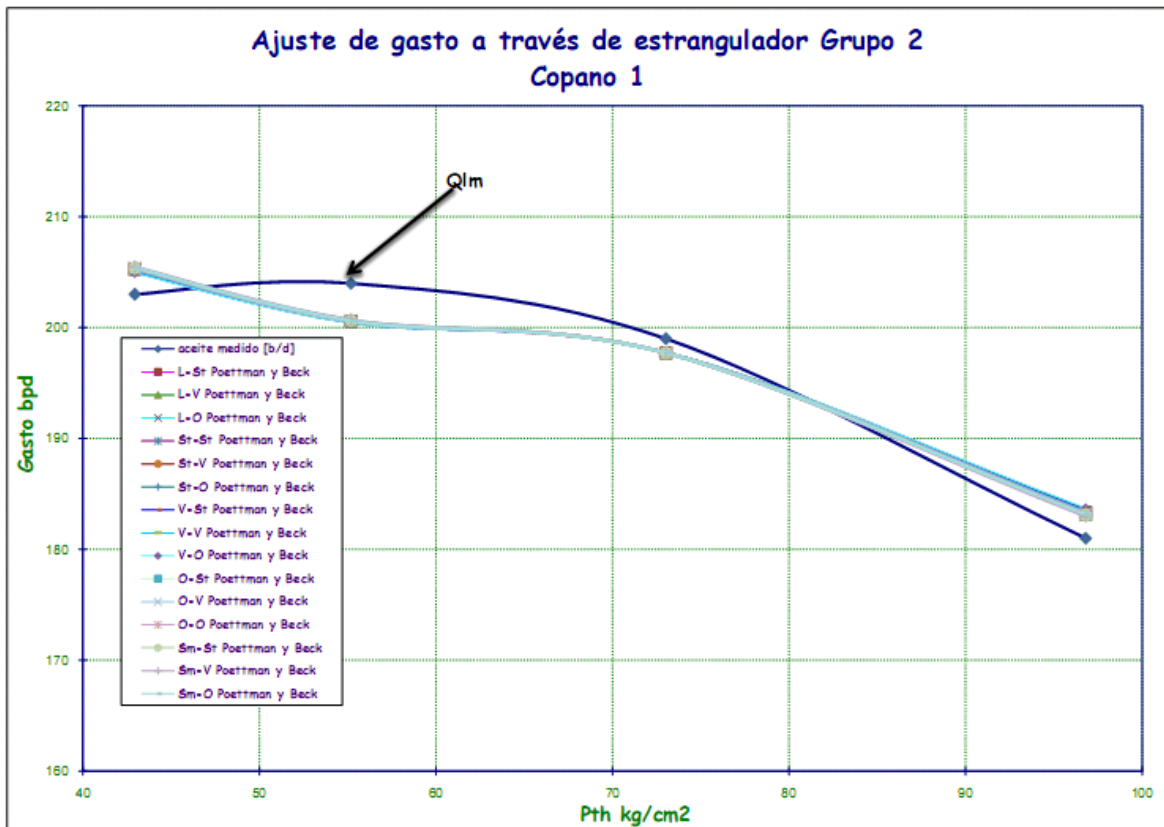


Fig. 4.12. Gráficas de los ajustes de correlaciones para el grupo dos comparadas con los datos medidos.

En la tabla siguiente se puede observar la desviación estándar y el error correspondiente a cada ajuste.

IV.AJUSTE DE CORRELACIONES Y DESARROLLO DEL PROCEDIMIENTO PARA LA DETERMINACIÓN DE ESTRANGULADORES EN LOS POZOS DE GAS Y CONDENSADO DEL ACTIVO MUSPAC.

Rs	Bo	Coef.Desc.	Err.Prom. %	Desv.Est.	Correlacion
Lasater	Standing	0.835487	19.709104	1.71064	Poettman y Beck
Lasater	Vázquez	0.834660	19.827049	1.68590	Poettman y Beck
Lasater	O. Glasso	0.837208	19.463120	1.71619	Poettman y Beck
Standing	Standing	0.834506	19.850451	1.74377	Poettman y Beck
Standing	Vázquez	0.833790	19.952633	1.71202	Poettman y Beck
Standing	O. Glasso	0.836188	19.609718	1.75387	Poettman y Beck
Vázquez	Standing	0.832953	20.074508	1.77615	Poettman y Beck
Vázquez	Vázquez	0.832392	20.154445	1.73279	Poettman y Beck
Vázquez	O. Glasso	0.834610	19.836407	1.78488	Poettman y Beck
O. Glasso	Standing	0.834012	19.920495	1.69849	Poettman y Beck
O. Glasso	Vázquez	0.833331	20.017913	1.67358	Poettman y Beck
O. Glasso	O. Glasso	0.835700	19.678406	1.70402	Poettman y Beck
Santamaría	Standing	0.836930	19.501920	1.67011	Poettman y Beck
Santamaría	Vázquez	0.835973	19.638242	1.65332	Poettman y Beck
Santamaría	O. Glasso	0.838686	19.251924	1.67610	Poettman y Beck
		0.838686	19.251924	1.65332	

Coef.Desc.	Err.Prom. %	Desv.Est.
max	min	min
0.835973	19.638242	1.65332
SantamaríaVázquez		

Tabal 4.23. Datos agrupados de los ajustes de las correlaciones del grupo dos.

Con los resultados presentados se observa que para el grupo dos, la correlación que mejor se ajusta es la de Poettman y Beck calculando el valor de Rs con la correlación de Santamaría y Bo con la correlación de Vázquez.

Ya con el ajuste en los dos grupos de correlaciones se compararán ambos casos con el fin de determinar el ajuste final.

4.5. COMPARACIÓN DE LOS AJUSTES DE LOS GRUPOS UNO Y DOS DE CORRELACIONES.

En la *tabla 4.24* se comparan los ajustes de los grupos uno y dos de correlaciones. En la *gráfica 4.13* se muestran los resultados.

Periodo de flujo	diam. estrang. 64 avos	Pest. final (kg/cm ²)	RGA m ³ /m ³	Tth final (°C)	Pth final (kg/cm ²)	aceite medido [b/d]	Poettman y Beck (Santamaria - Vazquez)	Achong
4	32/64	25.09	6686.61	67	96.79	181.00	183.34	179.89
5	40/64	26.18	7111.90	67	73.02	199.00	197.76	197.86
2	48/64	25.97	7528.20	64	55.20	204.00	200.54	202.39
3	56/64	26.51	7770.20	62	42.95	203.00	205.20	207.12
						Coef.Desc. =	0.836	0.6656
						Err.Prom. % =	19.64	3.7189
						Desv.Est. =	1.65	2.7117

Tabla 4.24. Comparación de los ajustes do los grupos de correlaciones uno y dos.

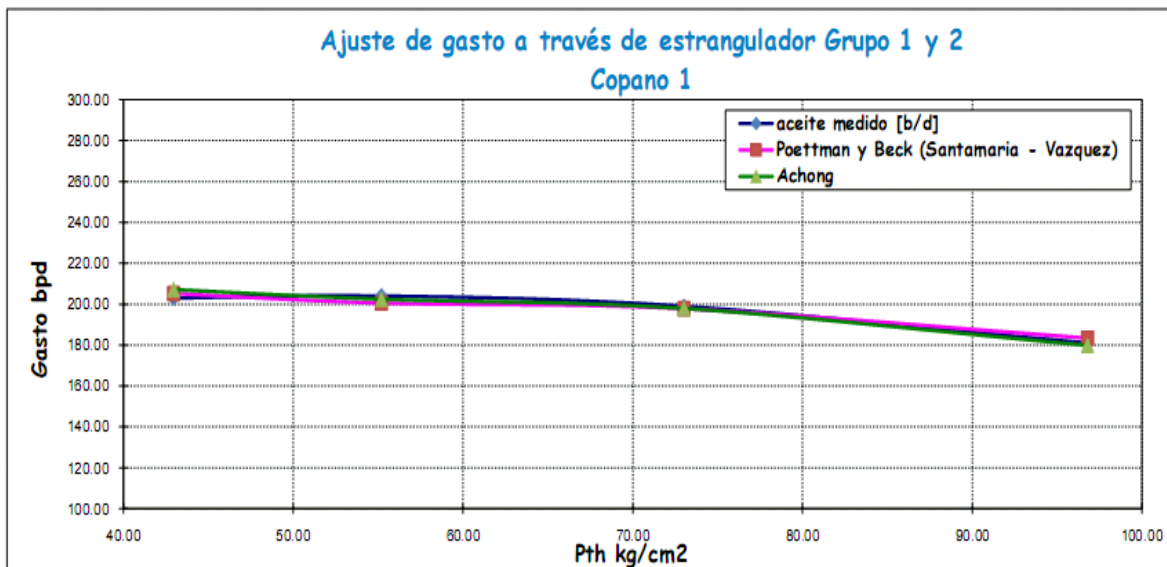


Fig. 4.13. Gráficas ajustadas de los grupos de correlaciones uno y dos y de los datos medidos.

4.6. SELECCIÓN FINAL DE LA CORRELACIÓN AJUSTADA.

Como se observa en la *tabla 4.24* la menor desviación estándar le corresponde a la correlación de Poettman y Beck. En la siguiente figura se muestra la gráfica corregida de la correlación de Poettman y Beck en comparación con la gráfica de los datos medidos.

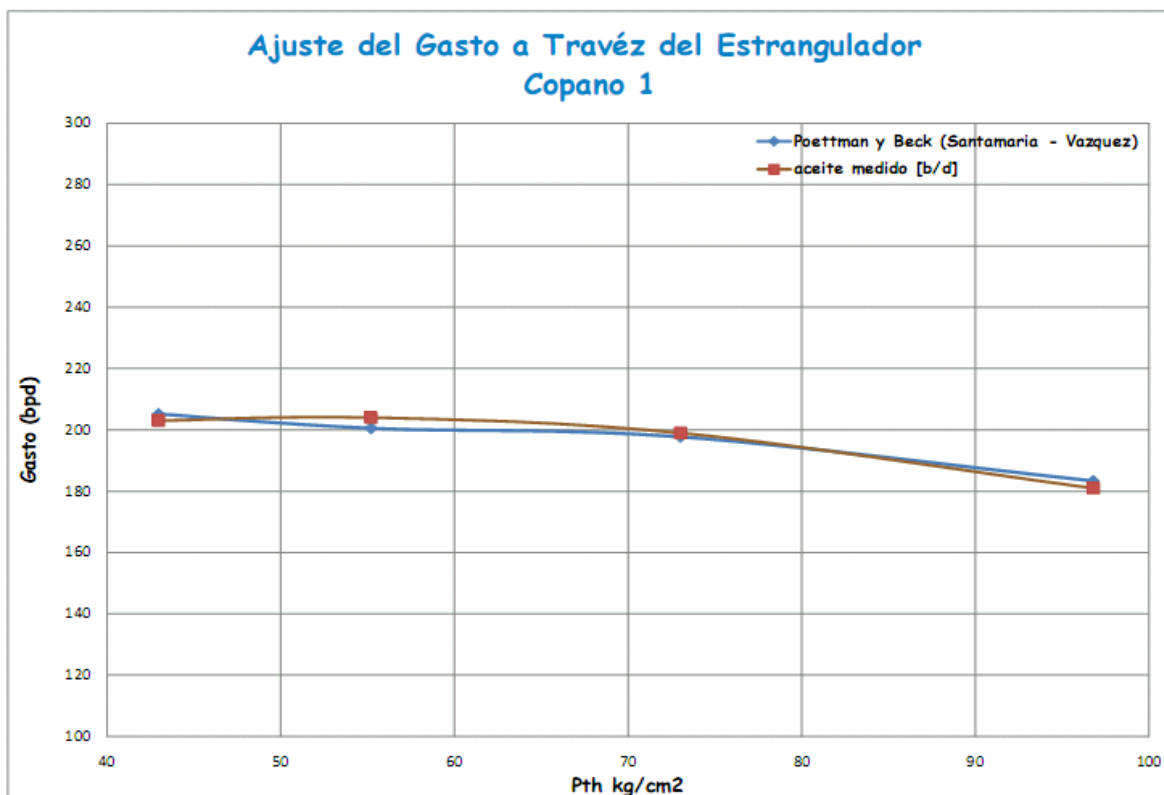


Fig. 4.14. Ajuste final para el pozo Copano 1 con la correlación de Poettman y Beck.

Para los demás pozos el análisis se hace de la misma forma, tomando en cuenta que para aquellos pozos que tienen flujo Subcrítico, no se utilizan las correlaciones del grupo 1, sin embargo, solo las correlaciones de Ashford y Ashford y Pierce del grupo dos pueden ser utilizadas en ambos regímenes de flujo.

CONCLUSIONES

Un estrangulador es una herramienta cuya función es la de restringir el paso de un fluido bajo presión, con el objeto de controlar el gasto o la presión en las cantidades deseadas.

Algunos de los objetivos principales de un estrangulador son los siguientes:

- Ejercer la contrapresión suficiente para evitar la entrada de arena en el pozo o la conificación de agua o del gas en el caso de yacimientos con empuje de casquete de gas.
- Conservar la energía del yacimiento asegurando una declinación más lenta de su presión.
- Proteger el equipo superficial y subsuperficial.

Lo deseable es dimensionar un estrangulador en un pozo productor de manera que el flujo a través de él sea crítico. El flujo crítico se presenta cuando el flujo incrementa su velocidad al pasar a través de una garganta o reducción y la velocidad alcanza la velocidad que tendría el sonido propagándose en ese fluido. Esta condición es conocida como “Mach 1” e implica tener un flujo donde el cambio en la presión corriente abajo (como la presión del separador) no afecte el gasto o la presión corriente arriba.

Existen dos tipos de estranguladores que están disponibles comúnmente, fijos, donde no cambia el tamaño del orificio y ajustables, donde el tamaño de la abertura se puede variar.

Existen diversos modelos para flujo multifásico a través de estranguladores para flujo crítico y subcrítico, sin embargo la mayoría de los trabajos publicados están orientados al flujo crítico.

El flujo multifásico a través de estranguladores implica muchos procesos. Así que los modelos desarrollados toman en cuenta algunas consideraciones como el flujo adiabático sin pérdidas por fricción, por lo que los modelos no se apegan con exactitud al fenómeno físico.

Para ajustar los resultados de las correlaciones a datos de campo es necesario utilizar un factor llamado coeficiente de descarga el cual pretende absorber las simplificaciones realizadas durante el desarrollo de los modelos.

El coeficiente de descarga no afecta alguna propiedad en particular, solo modifica la relación entre presión y gasto. Además, varía según las condiciones de flujo, presión, temperatura y otras propiedades.

La frontera entre el flujo crítico y subcrítico no está bien definida y el establecer un valor fijo para dicha frontera indudablemente se reflejará en los resultados que se obtengan al aplicar dichos modelos.

Los modelos estudiados son sensibles a diversos parámetros, en este sentido deben ser usados dentro de los rangos apropiados de propiedades de los fluidos, gastos, presiones y tamaño de estrangulador.

Se necesitan modelos más precisos para predecir el gasto de flujo multifásico a través de estranguladores, pues los existentes aproximan sólo a casos específicos.

Los modelos de flujo comerciales son simuladores de flujo por tuberías, de yacimientos y procesos, los cuales son una herramienta que nos da solo una idea preliminar del problema y que en la mayoría de los casos se necesita del conocimiento del fenómeno físico para la interpretación de los resultados arrojados.

Las primeras correlaciones que se dieron a conocer en la industria hacen simplificaciones excesivas y en algunos casos son muy sensibles al diámetro del estrangulador.

Sin embargo, el primer grupo de correlaciones arrojó resultados muy aceptables en su ajuste considerando que se tratan de ecuaciones muy simples. Lo anterior nos lleva a pensar, como se mencionó anteriormente, que podrían usarse para un análisis preliminar.

El hecho de que para el segundo grupo en todos los casos se tuviera una desviación estándar uniforme obedece al hecho de que si bien sabemos la composición de los hidrocarburos es diferente de un pozo a otro de un mismo campo, el ejemplo que se presentó en el último capítulo hace referencia a un sólo pozo donde de alguna manera las propiedades permanecen homogéneas.

El uso de programas comerciales en la simulación de fluidos a través de accesorios y equipos representa un costo adicional en la producción de hidrocarburos y en su mayoría están diseñados para casos generales de los cuales no se puede ir más allá de sus restricciones.

RECOMENDACIONES.

En el diseño de una línea de producción lo deseable es dimensionar un estrangulador de manera que el flujo a través de él sea crítico, con el fin de que el fluido alcance la velocidad sónica y las perturbaciones de presión, temperatura, densidad u otros parámetros, no viajen corriente arriba.

Al desarrollar un modelo se debe investigar el límite entre flujo crítico y subcrítico y dichas relaciones tendrán que cumplir con los casos extremos, esto es, para el flujo monofásico de gas o líquido.

La mayoría de los modelos no toman en cuenta las pérdidas por fricción o por transferencia de calor en la vecindad de la restricción, lo cual ofrece un área de oportunidad para el desarrollo de futuros modelos de flujo por estranguladores.

Se deben simplificar los modelos que determinan las fronteras de flujo crítico y subcrítico ya que éstos son complicados y hacen la suposición de que la composición es homogénea.

Para algunas correlaciones como la de Ashford y Pierce está abierta la posibilidad de trabajar con ambos regímenes de flujo y algunas otras permiten usarse fuera de los rangos establecidos.

Se debe trabajar de manera integral en el análisis de los demás equipos y accesorios del Sistema integral de Producción con el fin de optimizar su uso.

Para una primera aproximación se recomienda el uso de las correlaciones de N. C. J. Ros, Baxendell y Achong ya que tiene facilidad de manejo y no requieren muchos datos de entrada; sin embargo no se debe olvidar que ninguna arrojará valores exactos y es hasta su ajuste cuando se tienen valores aproximados.

Abdul Majed, G. H.

“Correlations developed to predict two – phase through wellhead chokes”

Journal Petroleum Technology

Marzo 1986

Ashford, F. E.

“An evaluation of critical multiphase flow performace through wellhead chokes”

Journal Petroleum Technology

Agosto 1974

Ashford F. E. y Pierce P. E.

“Determining multiphase pressure drops and flow capacities in down – hole safety valves”

Journal Petroleum Technology

Septiembre 1975

Baxendell, P. B.

“Producing wells on casing flow. An analysis of pressure gradients”

Journal Petroleum Technology

Noviembre 1957

Beggs, H. D. y Brill, J. P.

“A study of two phase flow in inclined pipes”

Transactions AIME

Febrero 1973

Brown, K. E. y Beggs, H. D.

“The technology of artificial lift” vol. 1

Publishing Co. Tulsa

1997

Fortunati, F.

“Two phase flow through wellhead ckokes”

Journal Petroleum Technology

Mayo 1972

Garaicochea, P. F., Bernal H. C. y Lopez. O

“Transporte de hidrocarburos por ductos”

Colegio de Ingenieros Petroleros de México, A. C.,

1991

Gilbert, W. E.

“Flowing and gas - lift well”

Drilling and production practice, American Petroleum Institute

Septiembre 1954

Omaña, R., Houssiere. C., Jr., Brown. K. E., Brill. J. P. y Thompson, R. E.

“Multiphase flow through chokes”

Journal Petroleum Technology

Septiembre 1969

Perkins, K.

“Critical and subcritical flow of multiphase mixtures”

Journal Petroleum Technology

Septiembre 1990

Ros N. J. C.

“Simultaneous flow of gas and liquid as encountered in well tubing”

Journal Petroleum Technology

Octubre 1965

Sachdeva, R. Schmidt, Z. Brill, J.P. y Blais, R. M.

“Two – phase flow through chokes”

Journal Petroleum Technology

Enero 1986

Surbey, D. W., Kelkar, B. G. y Brill, J. P.

“Study of subcritical flow through multiple – orifice valves”

Journal Petroleum Technology

Septiembre 1985.

Tangren, R. F. y colaboradores

“Compressibility effects in two – phase flow”

Journal of applied physics

Julio 1949