

24.13



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA

CORRELACIONES PARA CALCULAR EL FLUJO
DE ACEITE Y GAS A TRAVES DE ESTRANGULA-
DORES Y SU APLICACION AL COMPLEJO
CANTARELL

TRABAJO ESCRITO

CON VALOR A

T E S I S

PRESENTADO POR

MARCO ANTONIO JIMENEZ AQUINO



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E

	Pag.
RESUMEN	1
INTRODUCCION	3
I. CONCEPTOS GENERALES DE FLUJO MULTIFASICO A TRAVES DE ESTRANGULADORES.	
A) LEYES FISICAS FUNDAMENTALES	6
1.- Ley de la Conservación de la masa	7
2.- Impulso - cantidad de movimiento	8
3.- Ley de la conservación de energía	9
B) ECUACION DE ENERGIA	11
- Energía potencial gravitacional.....	11
- Energía cinética mecánica	12
- Energía interna	13
- Trabajo	13
- Trabajo de un sistema sin corriente ...	14
- Trabajo de flujo	15
- Manifestaciones de trabajo	16
- Calor	16
- Balance de energía para flujo estaciona rio	18
C) PROCESO POLITROPICO.....	21
- Proceso isentrópico	22
- Proceso politrópico	24

	Pag.
D) VELOCIDAD SONICA	25
E) PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO DE UN ESTRANGULADOR	30

II. CORRELACIONES PARA CALCULAR EL FLUJO DE ---
ACEITE Y GAS A TRAVES DE ESTRANGULADORES.

A) CORRELACIONES PARA FLUJO SONICO.....	32
1.- Correlaciones de Gilbert, Ros, Baxendell y Achong	32
2.- Correlación de Poettman y Beck	34
3.- Correlación de Ashford	34
4.- Correlación presentada por Pemex para el Complejo Cantarell.....	35
B) CORRELACIONES PARA FLUJO SUBSONICO	37
1.- Desarrollo de la ecuación para flujo teórico a través de una constricción	37
2.- Desarrollo de la ecuación para flujo teórico a través de un estrangulador	45
- Ecuación para flujo de líquidos	46
- Ecuación para flujo de gases	47
- Ecuación para flujo multifásico (Ecuación de Ashford y Pierce)	49

III. CASO PRACTICO: CAMPO CANTARELL

A) CARACTERISTICAS DE LA SONDA DE CAMPECHE .	63
- Características del Campo Cantarell.	64
B) DATOS DE PRUEBAS DE PRODUCCION	66

	Pag.
C) PROGRAMA DE COMPUTO Y RESULTADOS	72
CONCLUSIONES	85
NOMENCLATURA	88
REFERENCIAS	91

R E S U M E N

Se realizó un estudio comparativo sobre las correlaciones existentes de flujo multifásico a través de estranguladores, haciéndose un análisis particular para la relación obtenida a través de un balance de energía.

Se aplicaron todas las correlaciones estudiadas, al caso del campo marino Cantarell, de la Sonda de Campeche y se presentan los resultados obtenidos.

La correlación derivada por un balance de energía y que fué aplicada en este trabajo, fué la de Ashford y Pierce, que mostró mejor aproximación en las predicciones que las de Gilbert y Ros, pero menor que las presentadas por Pemex, Baxendell y Achong.

Posteriormente se determinó un coeficiente de descarga para Ashford y Pierce, para compensar las suposiciones hechas a dicha ecuación y lógicamente los resultados mejoraron notablemente. También se obtuvo un coeficiente de descarga para Achong que ayudó a que los resultados mejoraran.

Se encontró que para Ashford y Pierce, al ser desarrollada dicha ecuación, eliminando las idealizaciones, no se incluyó la energía debida al trabajo de flujo. Por esto, es todavía posible mejorar la ecuación que representa el flujo multifásico a través de un estrangulador.

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

La provincia petrolera más importante de México, tanto por la magnitud de sus reservas como por los volúmenes de hidrocarburos que de ella se extraen, es la Sonda de Campeche, que ya a inicios de 1986 contaba con 125 pozos en operación y aportaba el 62% de la producción diaria de crudo del país. Los grandes volúmenes de crudo pesado y ligero producidos desde el inicio de su explotación hasta la fecha, han permitido a México cumplir con sus compromisos tanto de exportación como de consumo interno de hidrocarburos.

Por lo anterior, reviste un gran interés la medición adecuada de los volúmenes de gas y aceite que se producen, puesto que técnicamente, los volúmenes medidos de hidrocarburos intervienen en el diseño de las instalaciones superficiales y obras necesarias para su separación, almacenamiento, transporte, tratamiento y aprovechamiento.

Así mismo, son de importancia para aquellos estudios de ingeniería de yacimientos que los requiere, como son las predicciones del comportamiento y los estudios de mantenimiento de presión y de recuperación secundaria, de modo que éstos generen las medidas tendientes a lograr la recuperación máxima de los hidrocarburos, considerando los diversos aspectos de tipo económico y de la mecánica de los yacimientos.

Se hace necesario por lo tanto, estudiar mediante modelos de simulación matemática el comportamiento de estos yacimientos para explotarlos de manera óptima. Así mismo, se han ido mejorando las técnicas de perforación y terminación de pozos y se ha vigilado que las mediciones y estimaciones de la capacidad productiva de los citados pozos de la Sonda de Campeche sean más confiables. Todo esto para estar en condiciones de proyectar a futuro los volúmenes de aceite y gas que se podrán disponer para satisfacer las necesidades del país.

En vista de que normalmente no se pueden hacer mediciones en cada pozo, debido a que no se cuentan con las instalaciones necesarias y a que el gasto de un pozo no se puede medir durante un tiempo suficiente, se hace necesario estimar los gastos de producción a boca de pozo, con una aproximación razonable y con datos accesibles en el momento, como lo son: La presión en la cabeza del pozo, el diámetro del estrangulador, la presión después del estrangulador, la relación gas-aceite y las propiedades de los fluidos producidos.

Para estimar los gastos de producción, se han obtenido en general, dos tipos de correlaciones; aquellas en las que por algún método de regresión múltiple se relacionan los parámetros más importantes que influyen en los gastos de producción y otras, en las cuales se parte de un balance de energía hecho en las inmediaciones del estrangulador.

En el caso particular del campo Cantarell, en la mayoría de los pozos se presenta flujo subsónico en el estrangulador y por lo tanto, como el primer tipo de correlaciones mencionadas no incluye como parámetro a la presión después del estrangulador, existe menor aproximación en la estimación del gasto; caso contrario del segundo tipo de correlaciones, aquellas que se derivan de un balance de energía, las cuales además incluyen un mayor número de parámetros y por lo tanto es posible una mejor estimación.

En este trabajo se estudiaron las correlaciones existentes en la literatura, mas una que fué derivada por personal de Petróleos Mexicanos. Se aplicaron al Campo Cantarell y se presentan los resultados obtenidos.

CONCEPTOS GENERALES DE FLUJO MULTIFASICO A TRAVES DE ESTRANGULADORES

A) Leyes Físicas Fundamentales

El desarrollo de una descripción analítica de un fluido en movimiento se basa en las leyes físicas relacionadas con el flujo de fluidos y en modelos matemáticos que representen ese movimiento de fluidos.

Hay tres leyes físicas fundamentales que, a excepción de los fenómenos relativistas, se aplican a todos y cada uno de los flujos, independientemente de la naturaleza del fluido que se esté considerando. Estas leyes se presentan a continuación, con sus correspondientes formulaciones matemáticas.

LEY	ECUACION
Ley de la conservación de la masa.	Ecuación de continuidad.
Segunda ley de Newton del movimiento.	Impulso -cantidad de movimiento.
Primera ley de la termodinámica.	Ecuación de energía.

También se aplican ciertas relaciones auxiliares o secundarias - en la descripción de un fluido. Estas relaciones dependen de la naturaleza del fluido, como por ejemplo, la ley de los gases ideales.

Cualquier análisis que se realice utilizando una ley fundamental debe estar de acuerdo con la designación de un sistema específico y la dificultad para encontrar la solución, varía enormemente en función del sistema seleccionado. Además las condiciones de frontera consisten esencialmente en declaraciones analíticas del tipo del problema - que se quiere resolver.

1.- LEY DE LA CONSERVACION DE LA MASA.

La ley de la conservación de la masa establece que la masa no - puede ser ni creada ni destruida y en un sistema podemos decir que durante cualquier unidad de tiempo, se debe cumplir lo siguiente:

$$\left[\begin{array}{l} \text{masa que} \\ \text{entra en} \\ \text{el sistema.} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{l} \text{cambio de masa} \\ \text{dentro del sis} \\ \text{tema.} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{l} \text{masa que sale} \\ \text{del sistema.} \end{array} \right] \quad (1)$$

El cálculo de las cantidades individuales de masa por unidad de tiempo es básicamente un problema de mecánica de fluidos y si se supone que tanto la densidad como la velocidad son las mismas en todos los puntos de una sección particular en un instante dado, tenemos que:

$$dV = A_1 dx$$

$$dm = \rho_1 A_1 dx$$

$$\frac{dm}{dt} = w_f = \rho_1 A_1 \frac{dx}{dt} = \rho_1 A_1 v_1$$

Donde v_1 es la velocidad de todas y cada una de las partículas que --
atraviesan la sección durante un determinado tiempo (velocidad media
en la práctica).

Si en la ecuación (1) suponemos que no hay cambio de masa dentro
del sistema ($\Delta m=0$), el sistema se llama sistema de gasto estacionario
entonces, la masa por unidad de tiempo es:

$$w = \rho_1 A_1 v_1 = \rho_2 A_2 v_2 \quad (2)$$

2.- IMPULSO - CANTIDAD DE MOVIMIENTO

El teorema de la cantidad de movimiento establece que la fuerza
resultante sobre un fluido en tránsito en un volumen de control, es -
igual al flujo de la cantidad de movimiento que sale del volumen ($m\bar{v}_2$),
más la variación de la cantidad de movimiento dentro del volumen, menos
el flujo de la cantidad de movimiento que entra ($m\bar{v}_1$), con todos estos
cambios en el mismo instante, considerando corriente estacionaria y x

como la dirección de la corriente, la ecuación queda:

$$\Sigma F_x = (wv_{x2} - wv_{x1}) / gc = \frac{w}{gc} (v_{x2} - v_{x1}) \quad (3)$$

$$\text{como } w = \rho A v$$

La ecuación (3) queda:

$$F_x = \int \frac{w}{gc} dv_x = \int \rho A v dv / gc \quad (4)$$

Aplicando el principio de impulso-cantidad de movimiento al fluido la ecuación anterior cambia a :

$$\rho A v dv / gc + Adp + dF_f \cos \theta + dF_g \cos \phi = 0$$

donde: $dF_f \cos \theta$ fuerza cortante sobre el fluido a lo largo de la pared en dirección del flujo (rozamiento).

$dF_g \cos \phi$ fuerza de gravedad en la dirección del flujo

3.- LEY DE LA CONSERVACION DE ENERGIA.

La ley de la conservación de la energía, establece que la energía no puede crearse ni destruirse, es una ley basada en observaciones físicas y no está sujeta a demostración matemática y para cualquier clase -

de sistema:

$$\left[\begin{array}{l} \text{Energía que} \\ \text{entra en el} \\ \text{sistema.} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{l} \text{Variación de la} \\ \text{energía almacenada.} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{l} \text{Energía que} \\ \text{sale del} \\ \text{sistema.} \end{array} \right]$$

$$E \text{ entrada} = \Delta E + E \text{ salida.}$$

$$\left[\begin{array}{l} \text{Energía inicial} \\ \text{almacenada} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{l} \text{Energía que} \\ \text{entra al sistema} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{l} \text{Energía} \\ \text{que sale} \\ \text{del sistema.} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{l} \text{Energía final} \\ \text{almacenada} \end{array} \right]$$

Ecuación de la energía de flujo estacionario.

El sistema de flujo estacionario se caracteriza por:

- a) El gasto másico que entra y sale del sistema es constante, no hay acumulación, ni disminución de masa dentro del sistema. ($w = \text{constante}$).
- b) No hay acumulación ni disminución de energía dentro del sistema. ($Q = \text{cte}$ y $W = \text{cte}$)
- c) El estado de las sustancias de trabajo en cualquier punto del sistema permanece constante.

La ley de la conservación de la energía se reduce a:

$$[\text{Energía que entra en el sistema}] = [\text{Energía que sale del sistema}] \quad (5)$$

B) Ecuación de energía.

La ecuación general de energía que gobierna el flujo de fluidos a través de una tubería se obtiene a partir de un balance macroscópico de la energía de un fluido que pasa a través de un elemento aislado del sistema. A continuación se presentan brevemente las diferentes formas de energía presentes en el flujo de un fluido.

La energía es inherente a la materia y la cantidad total de energía que contiene un sistema no puede determinarse, por tanto, se acostumbra medir la energía con base a alguna de referencia arbitraria, conociendo el cambio y/o el flujo de la energía. Esta energía es una cantidad escalar no una vectorial, por lo que la energía solo tiene magnitud y sentido. La energía total de un sistema es la suma de las magnitudes de las diversas formas de energía que posee un sistema.

ENERGIA POTENCIAL GRAVITACIONAL (P)

Dado un cuerpo a cierta elevación y una referencia a otra elevación, el trabajo que realizaría la fuerza de gravedad para mover el cuerpo desde la elevación de referencia a la otra, se llama energía potencial del cuerpo (con respecto a la elevación de referencia especificada). La energía potencial se determina a partir del desplazamiento vertical del centro de gravedad. Así, si el centro de gravedad de un sistema se mueve, al seguir una trayectoria, una distancia vertical

dZ, el trabajo gravitacional realizado es :

$$FdZ = mgdZ/gc = dP$$

o sea:

$$P_2 - P_1 = \Delta P = \frac{mg}{gc} (Z_2 - Z_1) \quad (6)$$

Una variación de la altura es un cambio de estado, para que un fluido tenga un cambio en la propiedad Z, debe de moverse.

ENERGIA CINÉTICA MECANICA (K)

Un cuerpo de masa m, en que todas sus partes se mueven con una velocidad v , posee una energía cinética, K.

$$K = \frac{m v^2}{2 gc}$$

y la variación de energía cinética:

$$K_2 - K_1 = \Delta K = \frac{m}{2 gc} (v_2^2 - v_1^2) \quad (7)$$

Para definir un cambio de estado de un fluido que varía de velocidad, no sólo se especifican los cambios de dos propiedades termodinámicas independientes tales como p y V, sino también las velocidades iniciales y finales.

ENERGIA INTERNA (U)

La materia está compuesta de un agregado de moléculas que se es tán moviendo continuamente, pero al azhar, como las moléculas tienen masa, tienen energía interna, análoga a la de un cuerpo tangible en - movimiento.

Esta se origina debido a:

- a) el movimiento de traslación de las moléculas
- b) el movimiento de rotación de las moléculas y
- c) un movimiento de vibración de los átomos dentro de las moléculas.

además de la energía cinética interna, las sustancias tienen una ener gía potencial interna, cuyo cambio resulta de una fuerza de atracción entre las moléculas que cambian de posición unas respecto a otras.

La suma de todas estas energías se denomina energía interna, que es la energía almacenada en un cuerpo o sustancia en virtud de la actividad y configuración de sus moléculas y de las vibraciones dentro de ellas.

TRABAJO

Para que se realice un trabajo (W), tiene que haber una fuerza

actuando sobre el cuerpo que se mueve, el trabajo de una fuerza F , se define por el desplazamiento dx , de un cuerpo (considerado como una partícula), multiplicado por la componente F_x de la fuerza en la dirección de desplazamiento.

$$dW = F_x dx \quad (8)$$

El trabajo es energía en transición; sólo existe cuando una fuerza vence una resistencia; y sólo cuando una fuerza se "mueve a través de una distancia", por lo tanto el cuerpo nunca contiene trabajo, el cuerpo o el sistema pueden tener capacidad para efectuar un trabajo.

TRABAJO DE UN SISTEMA SIN CORRIENTE

Una sustancia que se expande contra una resistencia (o que se comprime) efectúa un trabajo (o se efectúa un trabajo sobre ella).

En este caso si se grafican los cambios de presión con respecto al volumen en una gráfica p vs. V ; el trabajo total efectuado en un proceso sin corriente es; considerando el sistema como una cantidad de un fluido expansible, encerrado en un cilindro y su émbolo:

$$W = \int F_x dx$$

como $F_x = p'A$ y dL es la distancia que recorre el émbolo (pies).

$$dW = (p'A) dL = p' (AdL) = p'dV$$

finalmente:

$$W = \int_1^2 p' dV \quad (9)$$

en unidades prácticas:

$$W = 144 \int_1^2 p dV$$

La anterior ecuación valúa el trabajo de un sistema sin corriente de expansión o contracción, cuando dicho sistema pasa por una serie de estados de equilibrio interno. (donde p es uniforme en todo instante).

Las condiciones que intervienen para plantear esta ecuación son:

- a) La presión en todos los puntos sobre el émbolo (límite móvil) en cualquier instante es la misma.
- b) En un instante dado, la presión tiene un solo valor para el sistema entero.

TRABAJO DE FLUJO (W_f)

Quando una sustancia fluye hacia o desde un sistema que se está estudiando, una cierta cantidad de energía va interviniendo a medida que la sustancia cruza las fronteras del sistema, llamada energía de flujo.

Imaginemos un fluido que fluye por una tubería realizando un trabajo:

$$FL = p'AL = p'V$$

el trabajo realizado de un punto 1 a un punto 2 será:

$$\begin{aligned}\Delta W_f &= W_{f2} - W_{f1} \\ &= (p_2' V_2 - p_1' V_1)\end{aligned}$$

en unidades prácticas:

$$= 144 (p_2 V_2 - p_1 V_1) \quad (10)$$

MANIFESTACIONES DE TRABAJO

Existen un cierto número de situaciones para concebir el trabajo aparte de aquellos generados por un sistema que se expande o contrae, éstos pueden ser denominados como trabajo en el eje, que es la energía en transición capaz de levantar un peso.

Estos tipos de trabajo son: el elástico, el de deformación, de tensión superficial y el eléctrico.

CALOR

El calor Q es energía en transición (en movimiento), de un cuer-

po o sistema a otro, solamente debida a una diferencia de temperaturas entre los cuerpos o sistemas. En un sistema, el calor se transmite solo por conducción o radiación, o por ambas.

La conducción del calor tiene lugar en virtud de dos mecanismos: las moléculas o átomos se mueven más aprisa en las partes más calientes de un cuerpo, transfiriendo una parte de su energía por medio de choques a las moléculas adyacentes, y los electrones libres proporcionan un flujo de energía en el sentido de la temperatura decreciente.

El calor radiante se concibe como ondas electromagnéticas o -- cuantos; todos los cuerpos radian calor; de manera que una transmisión de calor por radiación tiene lugar debido a que un cuerpo caliente emite más calor del que recibe y un cuerpo frío recibe más calor del que se emite.

La convección es estrictamente un medio de mover energía de un lugar a otro, es un transporte de energía, ocurre debido a que un fluido en movimiento recoge energía de un cuerpo caliente y la entrega a un cuerpo más frío.

La energía no se clasifica como calor mientras está siendo transportada, sino sólo cuando es recibida o descargada.

El calor Q , que fluye y entra en un sistema, puede dar como resul

tado un aumento de la energía interna del sistema o a un trabajo realizado por el sistema, pero después de que entra en el sistema, deja de ser calor.

BALANCE DE ENERGIA PARA FLUJO ESTACIONARIO

Si consideramos un sistema abierto (aquel que permite el flujo de masa a través de sus límites) y consideramos flujo estacionario; - el balance de energía se reduce a definir que formas de energía atraviesan la frontera.

Considerando un sistema con fronteras de entrada y salida 1 y 2 respectivamente :

La energía cinética (K); la energía interna (U); la energía potencial (P); se utilizan en el sistema como energía almacenada en el fluido que entra: $p'_1 V_1 = W_{f1}$, es el trabajo de flujo que entra en el sistema debido al trabajo hecho en la frontera 1 contra una presión p_1 para obligar al fluido a entrar al sistema.

De la misma forma, el trabajo en la salida $W_{f2} = p_2 V_2$, es el necesario para obligar al fluido a salir contra la presión p_2 , justo al exterior del sistema, Q neto, será positivo cuando se añada calor y negativo cuando se rechace calor; así W neto, es positivo cuando el sistema efectúa el trabajo, y negativo cuando se efectúa ---

un trabajo sobre el sistema, quedando:

$$P_1 + K_1 + W_{f1} + jU_1 + jQ = P_2 + K_2 + W_{f2} + jU_2 + W \quad (11)$$

Que es la ecuación general de balance de energía para un fluido que fluye por una tubería en flujo estacionario.

o también:

$$jQ = j\Delta U + \Delta W_f + \Delta K + \Delta P + W$$

donde:

$$\Delta P = \frac{mg}{gc} (Z_2 - Z_1) ; \Delta K = \frac{m}{2gc} (v_2^2 - v_1^2) ; \Delta W_f = 144 (p_2 v_2 - p_1 v_1)$$

sabemos que:

$$jU + W_f = jU + 144 pV = jh$$

Es más fácil determinar el cambio de entalpía que hallar el cambio de energía interna; es muy raro que en un sistema pequeño exista variación del cambio en la energía potencial ΔP , por lo tanto la ecuación de flujo estacionario queda:

$$K_1 + jh_1 + jQ = K_2 + jh_2 + W \quad (12)$$

por lo tanto:

$$j dQ = j dh + dK + dW$$

$$j dQ = j dU + 144 d(pV) + dK + dW$$

$$= j dU + 144 pdV + 144 V dp + dK + dW$$

INCLUSION DE $\int pdV$ PARA FLUJO ESTACIONARIO.

La ecuación de la energía para procesos sin flujo y reversibles es:

$$j(Q - \Delta U) = 144 \int_1^2 pdV \quad (13)$$

y la ecuación de flujo estacionario aplicada a las fronteras del sistema es:

$$j(Q - \Delta U) = \Delta W_f + \Delta K + \Delta P + W \quad (14)$$

Si el cambio de energía interna sólo depende de la posición de los puntos de estado 1 y 2, es independiente de la naturaleza del proceso que conecta dichos puntos y por lo tanto el cambio es el mismo entre dos estados cualesquiera.

Ahora si el proceso es reversible, el calor agregado en un proceso internamente reversible se expresa en general por:

$$m \int C dT$$

donde el calor específico C , tiene un valor definido y característico que solo depende de la clase de proceso. Esto es, $m \int C dT$ tiene el mismo valor, por ejemplo, para un proceso a presión constante, lo mismo si es sin corriente o de flujo estacionario de manera que para un proceso reversible particular, los primeros miembros de las dos ecuaciones precedentes son idénticos :

$$144 \int_1^2 p dV = \Delta W_f + \Delta K + \Delta P + W \quad (15)$$

La integral $\int p' dV$ valúa el cambio total de los términos de la energía mecánica de la ecuación de flujo estacionario para procesos reversibles.

C) Proceso Politrópico

Cuando se trata con un fluido compresible y si el cambio en la densidad es gradual y no mayor que un pequeño porcentaje ($\Delta \rho / \rho < .05$) el fluido puede ser tratado como compresible si se usa una densidad-promedio.

El flujo multifásico que atraviesa un estrangulador, de ninguna manera es incompresible y lógicamente sufre una variación en su volumen debida a la rápida compresión y expansión que ocurre. Se hace necesario encontrar entonces una relación entre las presiones antes y después del estrangulador y sus respectivos valores de volumen - del fluido, para definir este proceso.

Generalmente el fluido en fase líquida se considera como incompresible, no así el que influye en fase gaseosa.

Todas las sustancias gaseosas se aproximan en su comportamiento a un gas ideal a medida que se reduce su presión, los gases a bajas presiones son casi gases ideales; una relación adecuada para p y V presentes en flujo de un estrangulador se define por la ecuación de los gases ideales, que es :

$$pV = nRT$$

Proceso isentrópico

Un proceso adiabático es aquel en que no se transmite calor $Q=0$ un proceso isentrópico se define como un proceso reversible adiabático de entropía constante y $Q=0$.

La ecuación de la relación entre p y V para un proceso isentrópico de un gas ideal con calores específicos constantes es ;

$$-k \frac{dV}{V} = \frac{dp}{p} \quad (16)$$

si $k=\text{cte.}$ (es decir, su valor medio), se puede tener una forma integrable; así entre los estados 1 y 2

$$-k \ln \frac{V_2}{V_1} = \ln \left(\frac{p_1}{p_2} \right)^k = \ln \frac{p_1^k}{p_2^k}$$

tomando los antilogaritmos:

$$\left(\frac{v_1}{v_2}\right)^k = \frac{p_2}{p_1} \quad \delta \quad p_1 v_1^k = p_2 v_2^k$$

finalmente:

$$p v^k = c \quad (17) \quad (\text{solo para gas ideal})$$

Para un proceso isentrópico de flujo estacionario donde: $p v^k = c$

la integral $-\int v dp$ se puede desarrollar como:

$$-\int_1^2 v dp = c \int_1^2 \frac{dp}{p^{1/k}} = \frac{k (p_2 v_2 - p_1 v_1)}{(1-k)} \quad (18)$$

El signo negativo de la integral se debe a que al integrar con respecto a la presión de 1 a 2, el sentido de la integración es hacia abajo.

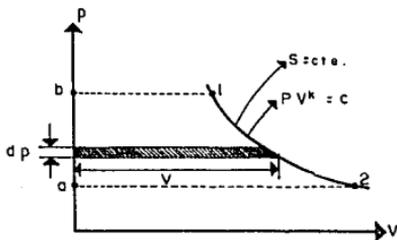


Fig. I.1 Proceso Isentrópico.

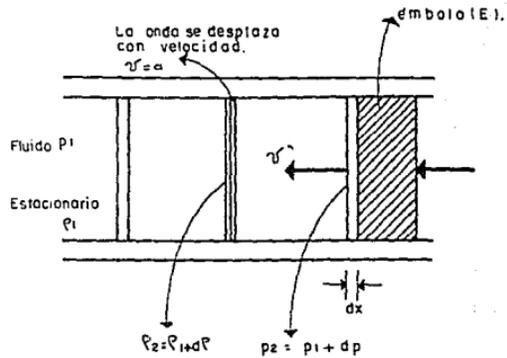
D) Velocidad Sónica

Este concepto es importante por las ventajas que se tienen al operar los pozos bajo este régimen.

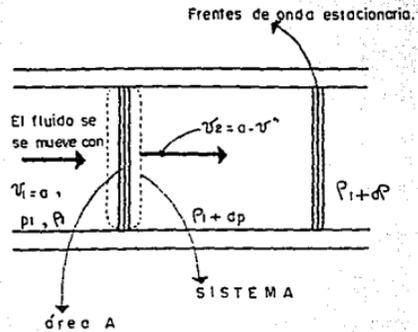
La velocidad sónica es la velocidad de propagación de una onda elástica longitudinal de una variación de presión de poca intensidad en los fluidos líquidos, gaseosos o una mezcla de ellos.

Supongamos que se dá al émbolo E un pequeño movimiento repentino Δx hacia la izquierda (Fig. I.3) lo que comunica una pequeña velocidad v' , al fluido adyacente; también comprime al fluido hasta una $p_2 = p_1 + \Delta p$, donde p_1 es la presión estática original, y la densidad aumenta hasta $\rho_2 = \rho_1 + \Delta \rho$, la velocidad con que la onda de presión se propaga se designa como a .

Se sigue el planteamiento simple que consiste en suponer que el fluido se mueve en corriente estacionaria ($v_1 = a$), en sentido contrario a la velocidad de la onda, en consecuencia, la onda de presión se vuelve estacionaria (Fig. I.3.B) imaginando una superficie de control alrededor del primer frente de onda como el sistema, se observa que la velocidad cambia de a hasta $a - v'$ a través de dicho frente de onda, y se aplica el principio de la cantidad de movimiento, $\Sigma F = \frac{w \Delta v}{g_c}$ para flujo estacionario.



(a)



para $Rv = c$; $v_2 < v_1$ porque $P_2 > P_1$

(b) El observador se mueve con la onda.

FIG. I.3.- PROPAGACION DE LA ONDA

En ausencia de turbulencia y fuerzas de pared y con una área - constante A , $\Sigma F = p_1' A - p_2' A$ y $w \Delta v = e_1 A v_1 (v_2 - v_1)$ o sea:

$$(p_1' - p_2') A = e_1 A v_1 (v_2 - v_1) / gc$$

como $e_1 v_1 = e_2 v_2$ y $v_2 = e_1 v_1 / e_2$ sustituyendo en

la anterior ecuación y despejando v_1 se tiene:

$$v_1 = \left[\frac{gc e_2 (p_2' - p_1')}{e_1 (e_2 - e_1)} \right]^{1/2} \quad (20)$$

La velocidad real v_1 , depende de la magnitud de la diferencia de presiones, $p_2 - p_1 = \Delta p$, cuando esta diferencia es pequeña, como en el caso de una onda sonora, la velocidad de propagación de la onda es la velocidad sónica, en este caso $e_1 \approx e_2$; el resultado es que $v_1 = a = (\Delta p' / \Delta e)^{1/2}$ o sea, en el límite, $a = (dp' / de)^{1/2}$

Al evaluar $(dp' / de)^{1/2}$ es necesario determinar qué proceso se efectúa en dicha compresión, cómo ésta es pequeña es casi reversible y por consiguiente isentrópica; con esta limitación la velocidad acústica se puede calcular a partir de la densidad y elasticidad de un medio y es tanto mayor cuanto mayor es el módulo de elasticidad o menor es la masa de la partícula impulsada, y queda definida por:

$$\nu_s = a = \left(gc \frac{dp'}{d\rho} \right)^{\frac{1}{2}} = \left[-gc \frac{v}{\rho} \left(\frac{d\rho'}{dv} \right) \right]^{\frac{1}{2}} = \left(\frac{1}{\rho k_s} \right)^{\frac{1}{2}}$$

como $E_v = \frac{1}{k_s} = -dp' / \left(-\frac{dv}{v} \right)$ entonces $\nu_s = \left(gc \frac{E_v}{\rho} \right)^{\frac{1}{2}}$ (21)

donde s significa derivada parcial evaluada para un proceso isentrópico.

Entre más compresible sea un fluido mayor importancia toma el concepto de flujo sónico.

Para definir el flujo sónico, se utiliza una relación entre la velocidad del fluido (o la velocidad de un cuerpo a través de un fluido estacionario) a aquella de una onda sonora en el mismo medio (o velocidad sónica), ésta relación se llama número Mach, definida por:

$$N_M = \frac{\nu}{\sqrt{gc E_v / \rho}} \quad (22)$$

Las ondas de choque que resultan de una caída de presión mucho mayor, se propagan con una velocidad mayor que ν_s .

Si N_M es menor que la unidad el flujo es llamado subsónico, si

es igual a la unidad el flujo es sónico y si es mayor que la unidad es supersónico.

El valor de la velocidad sónica depende de las características del fluido y de las condiciones (pVT) a las que se encuentre, así, para un fluido incompresible, la velocidad es grande y para uno compresible su valor dependerá de la presión a la que se encuentre, es decir que para un aumento en la presión le corresponden incrementos de densidad y velocidad sónica.

Si se tiene una onda de presión de velocidad con sentido contrario a la del fluido fluyente de un pozo, las variaciones de presión corriente abajo, no afectan el comportamiento del pozo si se tiene flujo sónico después del estrangulador.

Para garantizar flujo sónico a través de un estrangulador, se parte del análisis del número de Mach obtenido de las características del fluido y del flujo; también a partir de una relación de presiones corriente arriba y corriente abajo del estrangulador, la situación de presiones en general debe ser :

$$\frac{P_2}{P_1} \leq 0.588 \quad (\text{según Gilbert}).$$

Para corroborar la veracidad en el campo de dicha relación, se puede hacer una prueba al pozo en el campo, variando el diámetro del estrangulador y observando como se comportan las presiones; siempre y cuando la presión corriente arriba no varíe se tendrá flujo sónico o supersónico.

E) Principio del Funcionamiento de un Estrangulador.

Estrangulador es el término que se utiliza en el campo para denominar a la placa de orificio colocada en la tubería de descarga de un pozo fluyente usada primordialmente para controlar su producción; es el dispositivo más utilizado para efectuarla por su sencillez, bajo costo de operación y facilidad para instalarse, este elemento es una placa delgada de metal con un orificio (abertura), redondo y concéntrico.

Es sumamente importante que la placa de orificio se pueda cambiar con facilidad ya que en la mayoría de los casos es necesario removerla sin interrumpir el flujo; para tal fin se cuenta con un porta orificio.

El principio del funcionamiento de un estrangulador se basa en conseguir una caída de presión en el flujo por la restricción del mismo para obtener un gasto determinado; así, para obtener un gasto deseado

do dentro de la capacidad del pozo, sólo se es necesario variar el diámetro del estrangulador con su consiguiente caída de presión.

Un manejo inapropiado de los estranguladores provoca efectos negativos tanto en el control de la producción como en la estabilidad del flujo producido.

El primer caso se presenta cuando se estrangula el pozo y éste fluye con flujo subsónico, variaciones de presión en el sistema de recolección se reflejan en la formación productora, provocando fluctuaciones en la producción.

El segundo caso se dá, cuando se provoca "la muerte del pozo", esto es, al ir aumentando el estrangulamiento en el pozo (reduciendo el diámetro del estrangulador), disminuye el gasto y aumenta la presión en la cabeza del pozo hasta alcanzar un valor máximo, estrangulamientos adicionales originan un incremento en el colgamiento del líquido, y éste, el aumento en la carga hidrostática, lo que provoca una reducción adicional en la velocidad del flujo, el resultado de ésta secuencia es la precipitación del flujo en estado inestable que generalmente conduce a la suspensión del flujo, esto se observa al reducirse la presión en la cabeza del pozo.

Algunos otros usos del estrangulador son; la estimación del gas

to producido por un pozo utilizando una correlación y como estrangulador de fondo para obtener un flujo estable y una presión en la cabeza del pozo mayor a la normal del mismo.

CAPITULO II

CORRELACIONES PARA CALCULAR EL FLUJO DE ACEITE Y GAS A TRAVES DE

ESTRANGULADORES

A) Correlaciones Para Flujo Sónico.

Existen numerosos estudios sobre este tema y se han encontrado varias correlaciones que relacionan el gasto a través del orificio, la presión y temperatura antes del orificio y el diámetro del estrangulador cuando el flujo es sónico, muchas de ellas están basadas en trabajos experimentales bajo ciertos rangos. En ellas se han supuesto varias relaciones de presión crítica.

1.- CORRELACIONES DE GILBERT, ROS, BAXENDELL Y ACHONG.

Gilbert en base a datos de producción del campo Ten Section ob tuvo una fórmula empírica en 1954, que es en su forma general:

$$P_{wh} = \frac{A R^B qL}{D_c C} \quad (1)$$

donde A, B y C son coeficientes.

Recomendó que para tener flujo sónico de una fase se requiere una relación de 0.588 o menor entre la presión después del estrangulador y la presión en la cabeza del estrangulador (presión crítica).

Baxendell, actualizó la ecuación de Gilbert, utilizando datos adicionales, modificando los coeficientes.

Ros , trabajó con flujo de mezclas con altas R, considerando al gas como la fase continua, llegando a una fórmula similar a la de Gilbert con coeficientes diferentes

Achong también revisó la ecuación de Gilbert y estableció una expresión que la validó comprobándola con 100 pruebas de campo.

A continuación los valores de los coeficientes obtenidos por dichos investigadores:

CORRELACION	COEFICIENTES		
	A	B	C
GILBERT	10.00	0.546	1.89
ROS	17.40	0.500	2.00
BAXENDELL	9.56	0.546	1.93
ACHONG	3.82	0.650	1.88

2.- CORRELACION DE POETTMANN Y BECK.

En 1963 a partir del trabajo de Ros, Poettmann y Beck presentaron un trabajo teórico y correlativo para describir el flujo simultáneo de líquido y gas a través de un orificio restrictivo. Se supuso que la producción de agua era nula y que se realizaba la expansión politrópica de la fase gaseosa del fluido que se estaba expandiendo a través del estrangulador.

Las condiciones de flujo crítico se fijaron para una relación de presiones igual o menor a 0.546.

3.- CORRELACION DE ASHFORD.

En 1974, Ashford realizó una evaluación del comportamiento del flujo crítico multifásico a través de estranguladores considerando gas, aceite y agua como fluidos de producción y derivó una ecuación de flujo multifásico a partir de un balance de energía, consideró que el fluido se expande politrópicamente al pasar por el estrangulador y además una relación de presiones para obtener flujo crítico de 0.544.

Para compensar la ecuación por las suposiciones hechas en su desarrollo se introdujo en ella un coeficiente de descarga, pero como al evaluarla con datos de 14 pozos se encontró con que resultaba cer-

cano a la unidad, se puede optar por omitirlo.

4.- CORRELACION PRESENTADA POR PEMEX PARA EL COMPLEJO CANTARELL

Para mejorar el pronóstico de volúmenes de producción de aceite y gas, en la sonda de Campeche los señores Chacón y Balderas, ingenieros de Pemex efectuaron una correlación múltiple para los datos de producción obtenidos en los aforos y mediciones de flujo bifásico de aceite y gas además de análisis pVT disponibles; para ello se utilizaron los siguientes datos:

- La presión en la cabeza del pozo (P_{wh}),
- La relación gas-aceite de producción (R),
- El diámetro del estrangulador (D_c),
- La densidad del aceite (ρ_o), y
- El gasto de producción (q_o).

De un total de 527 mediciones de producción se obtuvieron correlaciones para cada uno de los campos siguientes: Cantarell, Abkatún, Pol y Ku-Maloob. Además de las de aceite pesado, aceite ligero y universal, éste último utilizando todas las mediciones.

El modelo de ecuación al que se ajustan las ecuaciones obtenidas es el siguiente:

$$q_o = \frac{A_o P_{wh}^{A_1} D_c^{A_2} A_3 q_o^{A_4}}{R' A_2} \quad (2)$$

donde: A_o = Término cte. de la correlación.

A_1, A_2, A_3, A_4 = Coeficientes de regresión parcial.

Algunos rangos de aplicación de dicha ecuación son:

De 18.4 a 24 grados API de densidad para el crudo pesado,

De 27.1 a 34 grados API para el crudo ligero,

La universal de 18.4 a 33.8 API,

La relación gas-aceite de 50 a 200 (m^3 / m^3).

En este trabajo no se verificó para qué relación de presiones (p_2 / p_1), se obtiene flujo sónico, importante ya que en la mayoría de los pozos del campo Cantarell, éstos producen en flujo subsónico, además de que los datos correlacionados fueron tomados en su mayoría con datos de producción en flujo subsónico, esto es importante de notar, debido a que el gasto en el estrangulador en flujo sónico es sólo función de la p_{wh} y de la relación gas-aceite a condiciones de flujo.

A continuación los coeficientes obtenidos para dichas correlaciones:

CORRELACION	A ₀	A ₁	A ₂	A ₃	A ₄
UNIVERSAL	58.936	0.521	-0.339	0.884	0.186
CRUDO PESADO	2.099	0.372	-0.017	0.811	1.103
CRUDO LIGERO	73.476	0.599	-1.906	0.783	2.465
CANTARELL	2.262	0.371	-0.045	0.815	1.111
ABKATUN	540.757	0.652	-1.910	0.786	1.799

Cabe hacer notar que en Diciembre de 1985 del reporte de la - prueba de presión -gasto múltiple para el pozo CANTARELL 91 de FLOPE-TROL - JOHNSON, se observó que para aforos de un cuarto y media pulgada, éstos resultaban iguales entre sí, indicando inestabilidad en la columna del líquido.

B) Correlaciones para flujo subsónico.

1.- Desarrollo de la ecuación para flujo teórico a través de una constricción.

Se tiene una tubería de sección BB menor que AA y se tiene también p_1 , v_1 , ρ_1 , A_1 que son respectivamente la presión estática absoluta, la velocidad media del fluido, la densidad del fluido y el área de la sección AA, de la misma manera p_2 , v_2 , ρ_2 , y A_2 pertenecientes a la sección BB, el flujo es paralelo a la axial de la tubería.

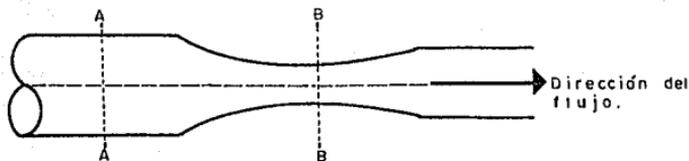


Fig. II.1 Flujo a través de una constricción.

La diferencia entre la presión estática en 1 y 2 dependerá principalmente de la relación A_1 y A_2 ; partiendo de la ecuación de balance de energía asociada a la unidad de masa; como no se mueven ejes, el trabajo neto es igual a cero ($W=0$), debido a que el tiempo de paso de una partícula de masa por la constricción es tan corto (una fracción de segundo) no hay tiempo suficiente para que la pérdida de calor Q , sea de importancia en relación con las otras cantidades de energía; así que:

$$\Delta K = -j \Delta h = j (h_1 - h_2)$$

En muchos casos, la energía cinética que entra se puede desprestigiar $K_1=0$; $\Delta K \approx K_2$; así la ecuación anterior queda:

$$K_2 = \frac{v_2^2}{2gc} = h_1 - h_2 \quad [K_1 = 0; Q = 0; W = 0] \quad (4)$$

$$\text{o sea } \frac{v_2^2}{2gc} + j (U_2 - U_1) = 144 (p_1 v_1 - p_2 v_2)$$

Para un fluido incompresible no existirá cambio en su energía interna, ΔU .

La anterior ecuación puede incluir $\int_1^2 p dV$

como: $-j \Delta U = \Delta W_f + \Delta K$

$$\text{y } \int_1^2 p \cdot dV = -j \Delta U$$

sustituyendo: $144 \int_1^2 p dV = \Delta W_f + \Delta K$

La ecuación queda:

$$\int_1^2 p dV = \frac{v_2^2}{288gc} + p_2 v_2 - p_1 v_1 \quad (5)$$

Las correlaciones para flujo subsónico se han desarrollado a partir de:

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2gc} = \int_{p_2}^{p_1} \frac{dp'}{\rho} \quad (6)$$

Caso A.- Cuando la relación p_2/p_1 es aproximadamente igual a la unidad.

Las densidades del fluido en las dos secciones se pueden considerar iguales, la ecuación (6) se transforma en:

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2gc} = \frac{p_1' - p_2'}{\rho} \quad (7)$$

Las densidades son las mismas; también la masa del fluido fluyente por unidad de tiempo a través de AA es igual a BB.

$$\rho A_1 v_1 = \rho A_2 v_2 \quad (8)$$

despejando v_1 de (8):

$$v_1 = \frac{A_2 v_2}{A_1} \quad (9)$$

Sustituyendo 9 en 7 tenemos:

$$v_2^2 = \frac{2gc (p_1' - p_2')}{\rho \left(1 - \frac{A_2^2}{A_1^2}\right)} \quad (10)$$

y la masa teórica de fluido fluyente por segundo es igual a:

$$w_L = \rho A_2 v_2 = A_2 \sqrt{\frac{2gc \rho (p_1^2 - p_2^2)}{1 - (A_2 / A_1)^2}} \quad (11)$$

Si decimos que $m = A_2 / A_1$:

$$w_L = A_2 \sqrt{\frac{2gc \rho (p_1^2 - p_2^2)}{1 - m^2}} \quad (12)$$

que es la ecuación para flujo de un fluido incompresible a través de una constricción.

Caso B.- Cuando la relación p_2/p_1 es menor que la unidad apreciablemente.

En este caso la compresibilidad puede no ser despreciable, tanto que ρ_2 , no es igual a ρ_1 , la densidad variará de acuerdo a la presión en base a la ley de los gases ideales, en la práctica, el flujo a lo largo de la tubería es casi suficientemente rápido como para que la expansión en la constricción sea tomada en cuenta como adiabática; en este caso se utilizará la ecuación de energía y la relación adiabática:

$$pv^k = c \quad (13)$$

partiendo de (6) y empleando (13):

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2gc} = \int_{p_2}^{p_1} \frac{c^{1/k} dp}{p^{1/k}}$$

Integrando:

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2gc} = c^{1/k} \left. \frac{p^{\frac{k-1}{k}}}{\frac{k-1}{k}} \right|_{p_2}^{p_1}$$

y sustituyendo con $c^{1/k} = \frac{p^{1/k}}{\rho}$

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2gc} = \frac{k}{k-1} \frac{p_1}{\rho_1} \left(1 - \frac{\rho_1 p_2}{\rho_2 p_1} \right) \quad (14)$$

Sabemos que:

$$p_1 = c \rho_1^k$$

$$p_2 = c \rho_2^k$$

Por lo tanto:

$$\frac{\rho_1}{\rho_2} = \frac{p_1^{1/k}}{p_2^{1/k}} \quad (14 a)$$

Sustituyendo (14 a) en (10)

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2gc} = \frac{k}{k-1} \frac{P_1'}{\rho_1} \left[1 - \left(\frac{P_2'}{P_1'} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right] \quad (15)$$

Despejando v_1 de (8) y sustituyendo con (14a) tenemos:

$$v_1 = \left(\frac{P_2'}{P_1'} \right)^{1/k} \frac{A_2}{A_1} v_2 \quad (16)$$

Sustituyendo v_1 de (16) en (15) y reduciendo, se tiene:

$$v_2 = \left[\frac{2gc \left[\frac{k}{k-1} \right] \frac{P_1'}{\rho_1} \left[1 - \frac{P_2'}{P_1'} \frac{k-1}{k} \right]}{1 - A_2^2 / A_1^2 \left[\frac{P_2'}{P_1'} \right]^{2/k}} \right]^{1/2} \quad (17)$$

Tanto que si $m=A_2/A_1$ la masa teórica de fluido fluyendo por segundo es:

$$w_t = A_2 \rho_2 v_2 = A_2 \left[\frac{P_2'}{P_1'} \right]^{1/k} \rho_1 v_2$$

finalmente:

$$w_t = A_2 \left[\frac{2gc \left(\frac{k}{k-1} \right) \rho_1 P_2^{2/k} P_1^{(k-2)/k} \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]}{1 - m^2 \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{2/k}} \right]^{1/2} \quad (18)$$

Si decimos que:

$$x = \frac{p_2}{p_1}$$

y que:

$$p_1 = \frac{p_1}{(p_1 - p_2)} (p_1 - p_2) = (p_1 - p_2) \frac{1}{1-x} \quad (19)$$

Sustituyendo (19) en (18) tenemos:

$$w_c = A_2 \left[\frac{2gc \rho_i (p_1 - p_2)}{1 - m^2} \right]^{\frac{1}{2}} \left[\frac{(1 - m^2)^{\frac{k}{k-1}} \frac{1}{1-x}}{1 - m^2 x^{2/k}} 1 - x^{(k-1)/k} x^{2/k} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (20)$$

La ecuación (12) es parecida a la ecuación (20) modificada sólo por el segundo radical, que son los efectos de compresibilidad.

La ecuación (20) es la ecuación general para el flujo de un fluido a través de una constricción.

En la práctica, la constricción en una tubería consiste en un aparato que tenga placa de orificio, estrangulador o tubo venturi, la presión diferencial producida dependerá de la relación del área de constricción y de la tubería; un decremento en esta relación produce un correspondiente incremento en la diferencia de presión medida.

En la práctica se utilizan dos tipos de constricción, el tubo venturi y la placa de orificio delgada; la característica principal del primero es que la corriente del fluido se confina dentro de límites sólidos, evitando así disturbios de flujo abruptos, coincidiendo la mínima área de la constricción con la corriente y la dirección del flujo paralela a la axial de la tubería, así las condiciones postuladas en la derivación de las ecuaciones teóricas de flujo son reproducidas excepto aquellas relativas a la uniformidad de la velocidad corriente arriba de la constricción y a la ausencia de fricción y turbulencia.

Así, el coeficiente numérico o coeficiente de descarga (q/qt), utilizado para cubrir errores causados por esas consideraciones, son normalmente cercanos a la unidad, por lo tanto las ecuaciones (12) y (20) dan cálculos cercanos a la realidad de acuerdo a que si el flujo es incompresible o no.

2.- DESARROLLO DE LA ECUACION PARA FLUJO TEORICO A TRAVES DE UN ESTRANGULADOR.

Las condiciones son diferentes para un estrangulador, el cual consiste esencialmente en una delgada placa insertada en la tubería en una sección transversal, en éste caso, la corriente que proviene del orificio no es así un chorro paralelo y continúa su ajuste por alguna dis

tancia corriente abajo de la placa (a velocidades bajas ésto no sucede), la sección de área mínima de la corriente misma llega hasta una distancia de un diámetro de tubería a partir del plano del orificio y es del orden de 0.6 a 0.7 veces el área del orificio; después de pasar ésta sección mínima (algunas veces llamada "vena contracta"), el chorro comienza a expandirse y corre otra vez totalmente por la tubería a pocos diámetros corriente abajo.

ECUACION PARA FLUJO DE LIQUIDOS

El flujo puede ser tratado como incompresible, la ecuación se deriva con el mismo procedimiento utilizado en (12);

gasto teórico:

$$w_{L_t} = \chi A_2 \left[\frac{2g_c \rho (P_1 - P_2)}{1 - \chi^2 m^2} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (21)$$

donde χA_2 es el área mínima o vena contracta.

y si $CD = w_l / w_{L_t}$ es la razón de la descarga verdadera w_l a la teórica; gasto real:

$$w_L = CD \chi A_2 \left[\frac{2g_c \rho (P_1 - P_2)}{1 - \chi^2 m^2} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (22)$$

En este caso no existe la manera de calcular CD y χ de consideraciones teóricas y su determinación separada por experimentación -

se dificulta y más aún esto es dudoso en caso de obtener medidas satisfactorias de CD, debido a que esto depende de las pérdidas de energía por fricción y turbulencia. Lo más convenientemente práctico es despreciar la contracción de la corriente después de que pasa por el orificio y llamar la descarga teórica w_t , como la calculada en (12) por lo tanto se puede utilizar un nuevo coeficiente de descarga α , el cual queda:

$$\alpha = \frac{w_L \text{ (real)}}{w_{L_t} \text{ (calculado con (12))}} \quad (23)$$

Quedando la ecuación del gasto como:

$$w_L = \alpha A_2 \left[\frac{2gc Q (P_1' - P_2')}{1 - m^2} \right]^{1/2} \quad (24)$$

La ecuación (24) calcula el gasto a través de un estrangulador cuando fluyen solamente líquidos. Donde:

$$\alpha = CD \gamma \left[\frac{1 - m^2}{1 - \gamma^2 m^2} \right] \quad (24a)$$

ECUACION PARA FLUJO DE GASES.

El flujo puede ser tratado como compresible.

El área mínima de la corriente es más ancha que en el anterior

caso, por la expansión del gas en volumen a cuenta de una caída ligera en la presión corriente abajo, en consecuencia tenemos otro valor de χA_2 y llamaremos al área mínima de la corriente a $\chi_c A_2$.

La ecuación para el flujo teórico es ahora:

$$w_t = \chi_c A_2 \left[\frac{2g_c Q_1 (P_1^2 - P_2^2)}{1 - \chi_c^2 m^2} \cdot \frac{1 - \chi_c^2 m^2 \left(\frac{k}{k-1}\right) \frac{1}{1-x} (1-x)^{(k-1)/k} x^{2/k}}{1 - \chi_c^2 m^2 x^{2/k}} \right]^{1/2} \quad (25)$$

y como se dijo antes: $q = CD \cdot q_t$ (26)

combinando (25) y (26) y reordenando ligeramente se tiene el gasto real:

$$w = CD \chi A_2 \left[\frac{2g_c Q_1 (P_1^2 - P_2^2) \chi_c^2 (1 - \chi_c^2 m^2)}{1 - \chi_c^2 m^2 (1 - \chi_c^2 m^2)} \right]^{1/2} \quad (27)$$

$$\left. \frac{1 - \chi_c^2 m^2 \left(\frac{k}{k-1}\right) \frac{1}{1-x} (1-x)^{(k-1)/k} x^{2/k}}{1 - \chi_c^2 m^2 x^{2/k}} \right]^{1/2}$$

Introduciendo el coeficiente de descarga α para flujo compresible, - por sustitución en (27), el valor dado en (24 a), se obtiene así:

$$w = \xi \propto A_2 \left[\frac{2gc \rho_1 (P_1^2 - P_2^2)}{1 - m^2} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (28)$$

donde:

$$\xi = \frac{\alpha_c}{\alpha} \left[\frac{(1 - \alpha_c^2 m^2)^{\frac{k}{k-1}} \frac{1}{1 - X}}{1 - \alpha_c^2 m^2 X^{2/k}} (1 - X)^{[k-1/k]} X^{2/k} \right] \quad (29)$$

La ecuación (28) estima el gasto teórico a través de un estrangulador cuando fluyen solamente gases.

Así se obtiene la ecuación para flujo compresible en una forma similar que para la de un flujo incompresible, con la modificación por el efecto de compresibilidad, confinada a un solo término ξ (factor de expansibilidad).

ECUACION PARA FLUJO MULTIFASICO (Ecuación de Ashford y Pierce)

Ashford y Pierce a partir de un balance de energía, desarrollaron un modelo matemático para representar el comportamiento de flujo crítico y subcrítico en un orificio.

El modelo considera la expansión adiabática de un gas fluyendo simultáneamente con aceite y agua, vía una relación de expansión politrópica, mientras que no considera pérdidas por fricción y además que no existe transferencia de calor en la vecindad del orificio.

En la ecuación obtenida para compensar las suposiciones hechas, se le introdujo un parámetro llamado "coeficiente de descarga del orificio" (CD), proporcional al tamaño del orificio y a las propiedades del fluido.

Al evaluar CD para válvulas de seguridad de diámetros determinados (haciendo variaciones de gastos/caídas de presión), se encontró que dicho coeficiente variaba de la forma siguiente:

ORIFICIO (64avos de pg.)	COEFICIENTE DE DESCARGA
14	1.1510
16	1.0564
20	0.9760

Los gastos de la prueba no superaron los 600 BPD, además de que los autores afirman que dicha ecuación, en la práctica, tiene errores de hasta un 15 ó 20%.

Se observa que entre mayores sean los diámetros utilizados, el coeficiente de descarga tiene valores cada vez menores a la unidad.

Teóricamente, los coeficientes de descarga varían dentro de un intervalo más amplio en los orificios que en otros dispositivos, y dependen primordialmente de la relación A_2/A_1 . El bajo valor del coeficiente de descarga no significa que el orificio sea inexacto.

Este coeficiente es en una pequeña parte un coeficiente de velocidad y en su mayor parte es un coeficiente de contracción. La contracción del chorro hasta la vena contracta es del 40%.

DERIVACION DE LA ECUACION DE ASHFORD Y PIERCE.

Refiriéndonos a la figura II.2, el balance de energía puede ser escrito como:

$$\int_{p_1}^{p_2} v_f dp + \int_{v_1}^{v_2} \frac{v dv}{gc} = 0 \quad (30)$$

Si el gas fluye a través del orificio se supone una expansión politrópica, entonces:

$$p' (vg)^k = c ; \text{ si } v_g = v_f - v_L$$

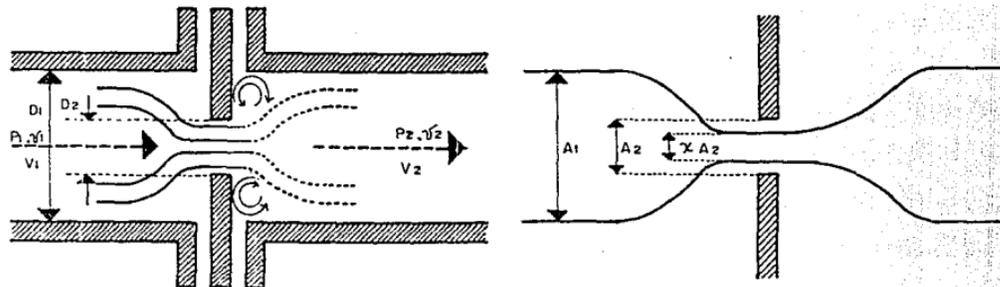


FIG. II.2 FLUJO A TRAVES DE UN ESTRANGULADOR.

Condiciones de flujo, donde el área del orificio es A_2 y el área mínima o vena contracta es γA_2 .

Podemos decir que:

$$p' (v_f - v_L)^k = c$$

así:

$$v_f = \left(\frac{c}{p'}\right)^{1/k} + v_L \quad (31)$$

Reemplazando (31) en (30):

$$\int_{p_1'}^{p_2'} \left[\left(\frac{c}{p'}\right)^{1/k} + v_L \right] dp' + \int_{v_1}^{v_2} \frac{v dv}{gc} = 0$$

Suponiendo v_L como incompresible:

$$\int_{p_1'}^{p_2'} \left(\frac{c}{p'}\right)^{1/k} dp' + v_L \int_{p_1'}^{p_2'} dp' + \frac{1}{gc} \int_{v_1}^{v_2} \frac{v dv}{gc} = 0$$

Integrando:

$$c^{1/k} \left[\frac{p'^{(k-1)/k}}{(k-1)/k} \right]_{p_1'}^{p_2'} + v_L p' \left[\frac{p_2'}{p_1'} + \frac{v_2}{2gc} \right]_{v_1}^{v_2} = 0$$

si: $c^{1/k} = p'^{1/k} (\bar{v}_f - v_L)$

y si hacemos:

$$v_{f_2} = v_2 \quad \text{y} \quad v_{f_1} = v_1 \quad \text{queda:}$$

$$\frac{k}{k-1} (v_2 - v_L) p_2' - \frac{k}{k-1} (v_1 - v_L) p_1' + v_L p_2' - v_L p_1' = \frac{v_1^2 - v_2^2}{2gc} \quad (32)$$

Con $v_1 \ll v_2$ podemos decir que:

$$\frac{k}{k-1} (v_2 - v_L) p_2' + v_L p_2' - \frac{k}{k-1} (v_1 - v_L) p_1' - v_L p_1' = - \frac{v_2^2}{2gc} \quad (33)$$

$$\text{si: } \frac{p_2'}{p_1'} = \frac{(v_1 - v_L)^k}{(v_2 - v_L)^k}$$

por lo tanto:

$$(v_2 - v_L) = (v_1 - v_L) \left(\frac{p_2'}{p_1'} \right)^{1/k} \quad (34)$$

sustituyendo (34) en (33) obtenemos:

$$\left[\frac{p_2'}{p_1'} \frac{k-1}{k} - 1 \right] p_1' (v_1 - v_L) \frac{k}{k-1} + v_L p_1' \left(\frac{p_2'}{p_1'} - 1 \right) = - \frac{v_2^2}{2gc}$$

y despejando v_2 :

$$v_2 = \left(\frac{2kgc}{k-1} (v_1 - v_L) p_1 \left[1 - \left(\frac{p_2'}{p_1'} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right] + 2gc v_L p_1' \left(1 - \frac{p_2'}{p_1'} \right) \right)^{\frac{1}{2}} \quad (35)$$

Donde v_2 es la velocidad del fluido corriente abajo del estrangulador.

El gasto másico a través del estrangulador puede escribirse como

$$w = CD A \frac{v_2}{v_2} \quad (36)$$

$$\text{así: } v_2 = \frac{w v_2}{CD A_2} \quad (36 \text{ a})$$

$$\text{con: } R_p = \frac{v_1 - v_L}{v_L} \quad (36 \text{ b})$$

Sustituyendo (36 a) en (36) :

$$\frac{w v_2}{CD A} \left(\frac{v_L}{2p_1' gc} \right)^{\frac{1}{2}} = \left[\frac{k}{k-1} (v_1 - v_L) v_L \left[1 - \left(\frac{p_2'}{p_1'} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right] + v_L^2 \left(1 - \frac{p_2'}{p_1'} \right) \right]^{\frac{1}{2}}$$

(36.c)

Y (36 b) en (36 c) obtenemos:

$$\frac{w}{C_{DA}} \left[\frac{v_L}{2p_1' gc} \right]^{\frac{1}{2}} = \frac{\frac{k}{k-1} R_p' \left[1 - \left(\frac{p_2'}{p_1'} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right] + \left(1 - \left(\frac{p_2'}{p_1'} \right)^{\frac{1}{2}} \right) v_L}{v_2} \quad (37)$$

si:

$$\frac{v_2}{v_L} = 1 + R_p' \left(\frac{p_1'}{p_2'} \right)^{1/k}$$

entonces:

$$\frac{w}{C_{DA}} \left[\frac{v_L}{2p_1' gc} \right]^{\frac{1}{2}} = \frac{\left[R_p' \frac{k}{k-1} \left[1 - \left(\frac{p_2'}{p_1'} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right] + \left(1 - \left(\frac{p_2'}{p_1'} \right)^{\frac{1}{2}} \right) \right]^{\frac{1}{2}}}{1 + R_p' \left(\frac{p_1'}{p_2'} \right)^{-1/k}}$$

así:

$$w = C_{DA} \left[\frac{2 p_1' gc}{v_L} \right]^{\frac{1}{2}} \frac{\left[\frac{k}{k-1} R_p' \left(1 - \left(\frac{p_2'}{p_1'} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right) + \left(1 - \frac{p_2'}{p_1'} \right)^{\frac{1}{2}} \right]^{\frac{1}{2}}}{1 + R_p' \left(\frac{p_1'}{p_2'} \right)^{-1/k}} \quad (38)$$

Definiendo un término:

$$w_m = \frac{w}{C_{DA}} \left[\frac{v_L}{2gc p_1'} \right]^{\frac{1}{2}}$$

Y diferenciando w_m con respecto a X , la relación de presiones corriente abajo y corriente arriba produce:

$$1 = \frac{\frac{R'_p}{k} \left[\frac{R'_p k}{k-1} (1 - x_c)^{\frac{k-1}{k}} + (1 - x_c) \right]}{0.5 (1 + R'_p x_c - 1/k)^2 x_c^{(k+1)/k}} \quad (38.a)$$

La ecuación (38.a) es la relación apropiada para evaluar la relación de presión crítica, x_c , en flujo multifásico.

La relación existente gas-líquido puede expresarse:

$$R'_p = R' \frac{P_0 T_1 z_1}{P_1 T_0} - R'_s \frac{P_0 T_1 z_1}{P_1 T_0} \quad (39)$$

Muchas medidas de "colgamiento" de líquido en flujo de dos fases, han producido información sobresaliente para concluir que la fracción de líquido que pasa no es la real representativa de la cantidad de líquido presente en algún volumen del conducto. En muchos ejemplos (excepto para excepcionales gastos altos), el líquido acumulado es tan grande como el predicho de fracción volumétrica que pasa. Por esta razón la expresión para v_L , el líquido fluyente por unidad de masa de fluido fluyente ha sido reescrito en términos de la relación gas disuelto-aceite en vez de la relación gas producido-aceite total.

La expresión resultante v_L de esta manera no es mayor que el líquido fluente por unidad de masa de fluido fluente, pero es bastante cercano al volumen específico del líquido real.

Este procedimiento tiende a incrementar el valor de v_L el cual es el resultado deseado.

Así:

$$v_L = \frac{B_0' + WOR}{\rho_0 + R_s' \rho_g + \rho_w WOR} \quad \text{Donde } R_s' \text{ reemplaza a } R' \quad (40)$$

El gasto total volumétrico en tres fases se puede expresar como:

$$w_t = w v_L \text{ total} = w \left[\frac{B_0' + (R' - R_s') \frac{P_0' T_1}{P_1' T_0} z_1 + WOR}{\rho_0 + \rho_g R' + WOR \rho_w} \right] \quad (41)$$

Sustituyendo (38) (39) y (40) en (41); con:

$$\alpha_{1TF} = (B_0' + (R' - R_s') \frac{P_0' T_1}{P_1' T_0} z_1 + WOR) (B_0' + WOR)^{-1}$$

De esta manera:

$$w_t = (CDA_{gc})^{0.5} \cdot \alpha_{1TF}$$

$$\left[\frac{\frac{2k}{k-1} (R' - R'_S) \frac{P_0 T_1 z_1}{T_0} \left(1 - \left(\frac{P_2'}{P_1'}\right)^{\frac{k-1}{k}}\right) + 2 P_1' \left(1 - \frac{P_2'}{P_1'}\right)}{(e_0 + e_g R' + \text{WOR } e_w)^2} \right]^{0.5} \quad (42)$$

$$\frac{(e_0 + e_g R'_S + \text{WOR } e_w)}{1 + (R' - R'_S) \frac{P_0' T_1 z_1}{P_1' T_0} \left(\frac{P_2'}{P_1'}\right)^{-1/k}}$$

Haciendo:

$$x = p_2' / p_1' ; gc = 32.17 ; A = r^2 ; r^2 = r_2^2 - r_1^2$$

Y utilizando unidades prácticas:

$$q_t = 3.2286 \times 10^4 \cdot \text{CD} \cdot (r_2^2 - r_1^2) \propto 1 T_p$$

$$\left[\frac{0.00504 \left(\frac{k}{k-1}\right) T_1 z_1 (R - R_S) \left(1 - x \frac{k-1}{k}\right) + p_1 (1-x)}{(62.4 d_0^4 + 0.01353 d_g^4 R + 67 \text{WOR})^2} \right]^{0.5} \quad (43)$$

$$\frac{(62.4 d_0^4 + 0.01353 d_R^4 R_S + 67 \text{WOR})}{1 + 0.00504 (R - R_S) \frac{T_1 z_1}{P_1} x^{-1/k}}$$

Puesto que el gasto volumétrico en tres fases total es:

$$q_t = q_0 \cdot [B_3 + 0.178 (R - R_S) \frac{P_0 T_1 z_1}{P_1 T_0} + \text{WOR}] \quad (44)$$

La ecuación (43) puede expresarse en términos del gasto de -
aceite a través del orificio. La ecuación permanece sin cambios ex-
cepto para α_{1Tp} , la cual se convierte en α_{10} , definida por:

$$\alpha_{10} = (B'_0 + WOR)^{-1} \quad (45)$$

Debido a que:

$$q_0 = \frac{q_t}{[B'_0 + 0.178 (R-R_S) \frac{PO_{1z1}}{P_1 T_0} + WOR]}$$

$$q_0 = \frac{\alpha_{1Tp}}{[B'_0 + 0.178 (R - R_S) B_g + WOR]} \cdot \frac{ec.(43)}{\alpha_{1Tp}} =$$

$$\frac{(B'_0 + 0.178 (R-R_S) B_g + WOR) (B'_0 + WOR)^{-1}}{[B_0 + 0.178 (R-R_S) B_g + WOR]}$$

$$\cdot \frac{ec. (43)}{\alpha_{1Tp}}$$

Finalmente:

$$q_0 = (B'_0 + WOR)^{-1} \cdot 3.2297 \times 10^4 \cdot CD \cdot (r_2^2 - r_1^2) \cdot \beta$$

Quedando:

$$q_0 = \alpha_{10} \cdot 3.2286 \times 10^4 \cdot CD \cdot (r_2^2 - r_1^2) \cdot \beta$$

Que en términos de los diámetros del orificio exterior e inte-
rior, la ecuación (43) y (44) no cambian, excepto el coeficiente que

queda:

$$r^2 = D^2 / 4$$

$$q_t = \frac{3.2286 \times 10^4}{4} \cdot CD (r_2^2 - r_1^2) \alpha_{1TP} \cdot \beta$$

$$q_t = 8071.5 CD \cdot (D_2^2 - D_1^2) \alpha_{1TP} \cdot \beta \quad (46)$$

$$\delta q_0 = 8071.5 \cdot CD (D_2^2 - D_1^2) \cdot \alpha_{10} \cdot \beta \quad (47)$$

Cuando el fluido está fluyendo por una restricción puramente circular, D_1 en la ecuación (46) y (47) es cero, para esta condición D_2 es redefinida como D_0 .

El factor del gas no es ideal, z_1 , está a condiciones corriente arriba del orificio, en vez de un promedio corriente arriba y corriente abajo del orificio.

La ecuación queda:

$$q_0 = 1.9706 \cdot CD \cdot DC^2 \cdot \alpha_{10} \cdot \beta \quad (48)$$

Donde:

$$\alpha_{10} = (B_0^2 + WOR)^{-1/2}$$

$$\beta = \frac{0.00504 \left(\frac{k}{k-1} \right) T_1 z_1 (R-R_g) (1-x)^{\frac{k-1}{k}} + P_1 (1-x)^{0.5}}{(62.4 \delta_o^2 + 0.01353 \delta_g^2 R + 67WOR)^2} \cdot \frac{(62.4 \delta_o^2 + 0.01353 \delta_g^2 R_g + 67WOR)}{1 + 0.00504 (R-R_g) \frac{T_1 z_1}{P_1} x^{-1/k}} \quad (49)$$

CAPITULO III

CASO PRACTICO : CAMPO CANTARELL

A) Características de la Sonda de Campeche.

De 1979 a 1986 se han descubierto 16 estructuras productoras - en el área: Chac, Akal, Nohoch, Chuc, Batab, Maloob, Ku, Ek, Ixtoc, - Abkatún, Uech, Pol, Kutz., Caan y Kay, de las cuales, a inicios de 1986 se encontraban ocho en explotación.

Las estructuras se han caracterizado por grandes espesores potentemente impregnados, bajas saturaciones de agua y significativos - sistemas secundarios de porosidad representados por cavernas y fracturas; la gran transmisibilidad de las formaciones es común denominador del área y explicación de los impresionantes ritmos de producción de los pozos.

Los yacimientos se encuentran a profundidades muy diversas; los campos explotan brechas y calizas del paleoceno y cretácico, y con pocos pozos terminados en el jurásico éste también es productor, en Akal Batab, Pol y Uech.

El área donde se han descubierto las estructuras, es del orden de 1,600 Km², lo que representa una fracción aún pequeña de los 18,000 Km², en donde se ha realizado prospección sísmológica.

Características del Campo Cantarell.

La estructura Akal, más conocida como Cantarell se caracteriza por ser uno de los yacimientos supergigantes a nivel mundial, por su gran relieve estructural que varía de 1000 a 3000 m., productor principalmente en brechas y calizas del paleoceno y cretácico, y aún en el jurásico, tiene una densidad promedio reportada de entre 20 y 22 grados API y de 0.91 (densidad del aire=1), de densidad de gas producido.

Para controlar la producción en el Campo Cantarell primordialmente se utilizan estranguladores que varían de 64 a 208 (64avos de - pulgada), para gastos hasta de 24,000 barriles por día, con presiones en la cabeza en algunos casos mayores de 50 kg/cm².

Normalmente estos diámetros en los estrangulamientos producen flujos subsónicos en el estrangulador, teniéndose como problema que, cuando existen variaciones de presión en el sistema de recolección se reflejan en la formación productora, provocando fluctuaciones en la producción. Esta situación se eliminará al usar un estrangulador que permita obtener la producción deseada pero bajo condiciones de flujo crítico.

B) DATOS DE PRUEBAS DE PRODUCCION

Para aplicar las correlaciones estudiadas al Campo Cantarell, se manejaron 53 pruebas de producción hechas en el periodo comprendido del 26 de Marzo de 1984 al 4 de Febrero de 1986, a los pozos que pertenecen a dicho campo.

A continuación se presentan los rangos en los cuales fueron aplicadas las correlaciones.

RANGO DE LAS PRUEBAS DE PRODUCCION

Presión antes del estrangulador	$177 \leq p_1 \leq 561$
Presión después del estrangulador	$113 \leq p_2 \leq 469$
Diámetro del estrangulador	$64 \leq D_c \leq 208$
Relación gas-aceite	$325 \leq R \leq 2938$
Gasto de aceite	$3414 \leq q_o \leq 23389$
Densidad promedio del gas	$\gamma_g = 0.91$
Densidad del aceite	$\gamma_o = 0.93$
Temperatura en el estrangulador	$675 \leq T \leq 701$
Relación de calores específicos	$1.17 \leq cp/cv \leq 2.02$

Los valores del factor de compresibilidad del gas se calcularon con la correlación propuesta por Benedict, Etal¹³ cuyos valores fueron siempre la unidad.

Para obtener la relación de calores específicos (cp/cv), se recurrió a la figura 3.2.

Se utilizaron las siguientes correlaciones pVT específicos de el Complejo Cantarell para determinar B'_0 y R'_g :

$$P_b = (24.94228/14.223) \left[\frac{R_g 15.616}{\rho_g} \right]^{0.39593} \left[\frac{10 \cdot 0.0300874 \rho_g}{10 \cdot 0.000206 (T-460)} \right] \quad (1)$$

$$R'_g = 5.616 \rho_g \left[\frac{P/14.223}{24.94228} \cdot \frac{10 \cdot 0.000206 (T-460)}{10 \cdot 0.0300874 \rho_g} \right]^{\frac{1}{0.39593}} + \left[\frac{p}{p_b} - \frac{p^2}{p_b^2} \right] 786.24 \quad (2)$$

$$F = \log \left[R_g \left(\frac{\rho_g}{\rho_o} \right)^{0.526} + 0.968 (T-460) + 30.976 \right] \quad (3)$$

$$B'_0 = 1.0252 [1+10 (-6.58511+2.91329 F-0.27683 F^2)] \quad (4)$$

Finalmente se observó que el rango de variación de la relación de presiones p_2/p_1 es de 0.63 a 0.96 por lo que los pozos fluyen en - flujo subsónico ya que tanto Gilbert, Ashford, Poettman y Beck, consideran que las condiciones de flujo crítico se dan con valores menores de 0.6

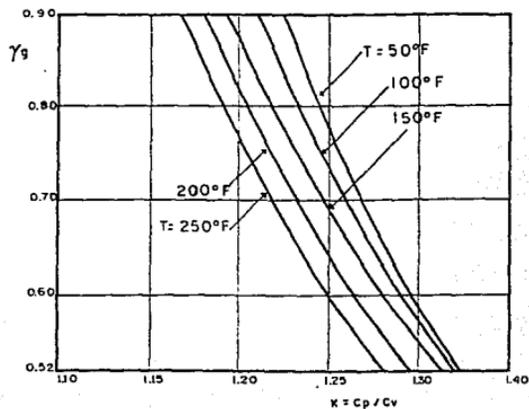


FIG. 3.2 Relación de calores específicos en función de la temperatura y la densidad relativa.

TABLA 1

***** DATOS OBTENIDOS DE PRUEBAS DE PRODUCCION HECHAS AL CAMPO CANTARELL****

P O Z O	GASTO	R G A PIE3/BL	DIAM.E. 64avosPg.	PRESION 1 (LB/PG2)	PRESION 2 (LB/PG2)	TEMPER. GRADOS F.	CP/CV
8	14184	81.4 457.0334	3.25 208	27 383.94	25 355.5	80 176	1.184
14	8982	67.1 376.7437	2.5 160	25 355.5	23.5 334.17	80 176	1.184
16	6824	78.68 441.7615	2 128	21 298.62	18 255.96	73 163.4	1.191
18	10122	99.78 560.2307	2 128	28 398.16	20 284.4	73 163.4	1.191
26	7292	74.6 418.8536	2.75 176	26 369.72	24 341.28	76 168.8	1.188
31	9023	72.12 404.9293	2 128	22.5 319.95	18 255.96	73 163.4	1.191
31	8068	69.28 388.9836	2 128	24 341.28	21 298.62	73 163.4	1.191
33	8909	76.93 431.9358	3.25 208	20.5 291.51	19 270.18	71 159.8	1.192
33	8412	72.65 407.905	3.25 208	21 298.62	19.5 277.29	76 168.8	1.188
37	7009	98 550.2366	3.25 208	20.5 291.51	19 270.18	65 149	1.194
48	12890	74.68 419.3028	3.25 208	29.5 419.49	26 369.72	75 167	1.189
51	3414	61.3 344.1787	2 128	23 327.06	18 255.96	54 129.2	1.2
53	9153	72.92 409.421	3.25 208	24 341.28	23 327.06	76 168.8	1.188
55	9782	72.64 407.8489	3.25 208	22.5 319.95	19 270.18	73 163.4	1.191
57-A	13679	69.2 388.5344	3.25 208	22 312.84	19.8 281.556	76 168.8	1.188
58	10633	82.89 465.3992	2.75 176	24.5 348.39	18.5 265.07	72 161.6	1.191
59	9273	77.26 433.7887	3 192	26 369.72	25 355.5	71 159.8	1.192

64	14122	70.92 398.1917	3.25 208	21 298.62	18 255.96	73 163.4	1.191
68	15182	70.46 395.6089	3.25 208	19.5 277.29	18 255.96	72 161.6	1.191
71	6217	78.2 439.0664	1.75 112	21.5 305.73	18.5 263.07	68 154.4	1.193
71	6050	76.93 431.9358	1.75 112	24 341.28	20.5 291.51	74 165.2	1.19
73	10299	71.68 402.4588	2.25 144	24 341.28	20.5 291.51	72 161.6	1.191
75	11861	77.52 435.2484	3.25 208	21.5 305.73	20 284.4	70 158	1.192
78	10431	88.1 494.6515	2 128	14.2 201.924	8 113.76	77 170.6	1.187
78	14699	86.12 483.5345	3.25 208	12.5 177.75	8 113.76	65 149	1.194
91	6303	70.12 393.7	1 64	23 327.06	20.2 287.244	66 150.8	1.194
91	2453	58 325.6503	1 64	31 440.82	21 298.62	52 125.6	2.02
94	12457	126.42 709.8053	2 128	39.5 561.69	14 199.08	70 158	1.192
94-A	11469	138.3 776.5075	1.5 96	26.5 376.83	13 184.86	70 158	1.192
97	10812	74.22 416.7201	3.25 208	23 327.06	22 312.84	74 165.2	1.19
97	12087	84.79 476.067	3.25 208	22 312.84	21 298.62	73 163.4	1.191
209	9121	84.1 472.1929	2.5 160	26.5 376.83	21 298.62	73 163.4	1.191
209	9447	79.91001 448.6675	2.25 144	27 383.94	20 284.4	73 163.4	1.191
219	7148	63.92 358.8891	2.25 144	21 298.62	20 284.4	74 165.2	1.19
227	6463	79.62 447.0392	2 128	26.5 376.83	18.5 263.07	69 156.2	1.193
249	16269	75.74 425.2544	3.25 208	29 412.38	24 341.28	82 179.6	1.183
283	23389	130.13 730.6357	2.75 176	50 711	33 469.26	116 240.8	1.17
1013	6064	75 421.0995	1.25 80	28 398.16	24.5 348.39	70 158	1.192
1015	7358	73 409.8702	1.25 80	28 398.16	24.5 348.39	61 141.8	1.196

1084	9616	523.3 2938.151	3.25 208	38 540.36	31 440.82	76 168.8	1.188
2011	3946	74.28 417.0569	1.5 96	24 341.28	19 270.18	88 190.4	1.18
2011-D	11853	77.96 437.7189	3.25 208	25 355.5	21.5 305.73	92 197.6	1.178
2013	14323	73.33 411.723	3 192	25 355.5	22 312.84	105 221	1.175
2032	7291	69.42 389.7697	3.25 208	26 284.4	19 270.18	92 197.6	1.178
2035	17072	73.6 413.239	3.25 208	28 398.16	24 341.28	96 204.8	1.177
2071	10892	70 393.0262	3.25 208	19.7 280.134	17.5 248.85	78 172.4	1.186
2073	9385	69.71 391.3979	2.75 176	22 312.84	17.5 248.85	71 159.8	1.192
2075	11845	93 522.1634	2.75 176	22 312.84	18 255.96	71 159.8	1.192
2095	6086	70.92 398.1917	1.8125 116	17.9 254.538	12.6 179.172	75 167	1.189
2096	11389	76.91001 431.8235	3.25 208	22 312.84	21 298.62	70 158	1.192
2097	16122	81.92 459.9529	2.75 176	30.8 437.976	23.9 339.858	80 176	1.184
2098	14792	77.21 433.5079	3.25 208	23 327.06	18.8 267.336	70 158	1.192
2295	8309	76 426.7142	2.75 176	25 355.5	17.5 248.85	70 158	1.192

C) Programa de cómputo y resultados.

El programa de cómputo se realizó en lenguaje BASIC para ser utilizado en cualquier microcomputadora.

Básicamente calcula a partir de las correlaciones de Ashford y -- Pierce; Gilbert; Ros; Baxandell; Achong y la propuesta por PEMEX los gastos para diferentes pozos del campo Cantarell; posteriormente determina los errores de las predicciones tomando como gasto real el obtenido a partir de las pruebas de producción y finalmente para cada correlación obtiene las medidas de dispersión de sus errores, con la finalidad de determinar que correlación es la más confiable para Cantarell.

Como se contaban con 53 juegos de pruebas de producción se optó -- primero por calcular los gastos - Tabla 2 - con las correlaciones anteriormente disponibles con su respectivo porcentaje de error (Tabla 3), y a partir de éstos últimos calcular las medidas de dispersión; con este procedimiento la ecuación de Pemex, Achong y Baxendell por orden ascendente dieron las mejores aproximaciones (Tabla 4).

Conociendo la importancia del coeficiente de descarga (CD), principalmente para la correlación obtenida por Ashford Y Pierce se resolvió calcularlo; también se obtuvo para la correlación propuesta por -- Achong por ser de las mejores aproximaciones.

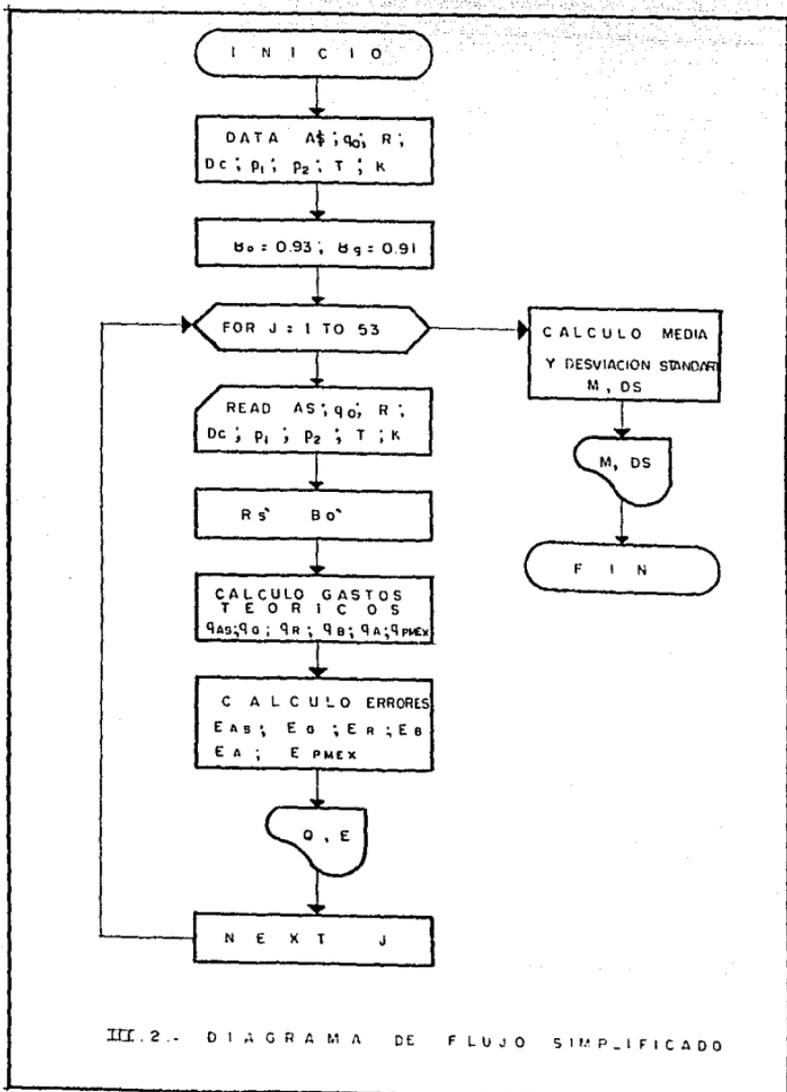
A partir de 26 de las 53 pruebas de producción anteriores y utilizando la relación;

$$CD = q \text{ real} / q \text{ correlación}$$

se calcularon los coeficientes de descarga; para Ashford y Pierce el valor promedio fué de 2.165 y para Achong de 0.625.

Con las 27 pruebas restantes, se procedió a probar los coeficientes de descarga obtenidos, incluyéndolos en sus respectivas correlaciones, los resultados se muestran en la Tabla 6.

Con resultados muy notables se encontró la correlación de Ashford y Pierce, pues la media de sus errores disminuyó de 99.40 al 25.18%. En el caso de Achong, que presentó una media de sus errores de 41.53%, varió a 26.04% no así su desviación standar que aumentó de 27.98 al 45.82%



III.2.- DIAGRAMA DE FLUJO SIMPLIFICADO

```

100 REM PROGRAMA QUE EVALUA DIFERENTES CORRELACIONES PARA ESTRANGULADORES CON DA
TOS DE PRODUCCION DEL CAMPO CANTARELL.
105 DIM A*(60), QD(60), R(60), DE(60), P1(60), P2(60), T(60), K(60), RPBL(60), DESP(60), P
1LB(60), P2LB(60), TF(60), RS(60), BO(60), DO(60), DOLB(60), QYO(60), RPT(60), COK(60), X(
60)
106 DIM QAS(60), OCC(60), OCA(60), ERG(60), E(60), ERB(60), ERA(60), ERP(60), ER(60), ERO
(60), BG(60), RP(60), V1(60), VE(60), C(60)
108 REM DATOS DE PRUEBAS DE PRODUCCION DEL CAMPO CANTARELL
110 DATA 8, 14184, 81.4, 3.25, 27, 25, 80, 1.184, 14, 8982, 67.1, 2.5, 25, 23.5, 80, 1.184, 16.6
824, 78.68, 2, 21, 18, 73, 1.191, 18, 10122, 99.78, 2, 28, 20, 73, 1.191, 26, 7292, 74.6, 2, 75, 26,
24, 76, 1.188, 31, 9023, 72.12, 2, 22, 5, 18, 73, 1.191, 31, 8068, 69.28, 2, 24, 21, 73, 1.191
115 DATA 33, 8909, 76.93, 3.25, 20.5, 19, 71, 1.192, 33, 8412, 72.65, 3.25, 21, 19.5, 76, 1.188
, 37, 7009, 98, 3.25, 20.5, 19, 65, 1.194, 48, 12890, 74.68, 3.25, 29.5, 26, 75, 1.189, 51, 3414, 6
1.3, 2, 23, 18, 54, 1.2, 53, 9153, 72.92, 3.25, 24, 23, 76, 1.188, 55, 9782, 72.64, 3.25, 22.5, 19
, 73, 1.191
120 DATA 57-A, 13679, 69.2, 3.25, 22, 19, 8, 76, 1.188, 58, 10633, 82.89, 2.75, 24.5, 18.5, 72,
1.191, 59, 9273, 77.26, 3, 26, 25, 71, 1.192, 64, 14122, 70.92, 3.25, 21, 18, 73, 1.191, 68, 15182
, 70.46, 3.25, 19.5, 18, 72, 1.191, 71, 6217, 78.2, 1.75, 21.5, 18.5, 68, 1.193
125 DATA 71, 6050, 76.93, 1.75, 24, 20.5, 74, 1.19, 73, 10299, 71.68, 2.25, 24, 20.5, 72, 1.191
, 75, 11861, 77.52, 3.25, 21.5, 20, 70, 1.192, 78, 10431, 88.1, 2, 14, 2, 8, 77, 1.187, 78, 14699, 8
6.12, 3.25, 12.5, 8, 65, 1.194, 91, 6303, 70.12, 1, 23, 20, 2.66, 1.194, 91, 2453, 58, 1, 31, 21, 52
, 2.02
130 DATA 94, 12457, 126.42, 2, 39.5, 14, 70, 1.192, 94-A, 11469, 138.3, 1.5, 26.5, 13, 70, 1.19
2, 97, 10812, 74.22, 3.25, 23, 22, 74, 1.19, 97, 12087, 84.79, 3.25, 22, 21, 73, 1.191, 209, 9121,
84.1, 2.5, 26.5, 21, 73, 1.191, 209, 9447, 79.91, 2.25, 27, 20, 73, 1.191
135 DATA 219, 7148, 63.92, 2.25, 21, 20, 74, 1.19, 227, 6463, 79.62, 2, 26.5, 18.5, 69, 1.193, 2
49, 16269, 75.74, 3.25, 29, 24, 82, 1.183, 283, 23389, 130.13, 2.75, 50, 33, 116, 1.17, 1013, 606
4, 75, 1.25, 28, 24, 5, 70, 1.192, 1015, 7358, 73, 1.25, 28, 24, 5, 61, 1.196
140 DATA 1084, 9616, 523.3, 3.25, 38, 31, 76, 1.188, 2011, 3946, 74.28, 1.5, 24, 19, 88, 1.18, 2
011-0, 11853, 77.96, 3.25, 25, 21.5, 92, 1.178, 2013, 14323, 73.33, 3.25, 22, 105, 1.175, 2032,
7291, 69.42, 3.25, 20, 19, 92, 1.178, 2035, 17072, 73.6, 3.25, 28, 24, 96, 1.177
145 DATA 2071, 10892, 79, 3.25, 19, 7, 17.5, 78, 1.186, 2073, 9385, 69.71, 2.75, 22, 17.5, 71, 1
.192, 2075, 11845, 93, 2.75, 22, 18, 71, 1.192, 2095, 6086, 70.92, 1.8125, 17.9, 12.6, 75, 1.189
, 2096, 11389, 76.91, 3.25, 22, 21, 70, 1.192, 2097, 16122, 81.92, 2.75, 30.8, 23.9, 80, 1.184
150 DATA 2098, 14792, 77.21, 3.25, 23, 18.8, 70, 1.192, 2295, 8309, 76, 2.75, 25, 17.5, 70, 1.1
92
160 REM LECTURA Y ASIGNACION DE VALORES A LAS VARIABLES POR UTILIZAR
180 FOR I=1 TO 53
190 READ A*, QD, R, DE, P1, P2, T, K
200 A*(I)=A*:QD(I)=QD:R(I)=R:DE(I)=DE
205 P1(I)=P1:P2(I)=P2:T(I)=T:K(I)=K
210 RPBL(I)=R*5.61466:P1LB(I)=P1*14.22:P2LB(I)=P2*14.22:DESP(I)=64*DE:TF(I)=T*1.
8+32
220 PRINT TAB(1); A*(I); TAB(10); QD(I); TAB(20); R(I); TAB(30); DE(I); TAB(40); P1(I); TA
B(50); P2(I); TAB(60); T(I); TAB(70); K(I)
230 PRINT TAB(1); " "; TAB(10); " "; TAB(20); RPBL(I); TAB(30); DESP(I); TAB(40); P1L
B(I); TAB(50); P2LB(I); TAB(60); TF(I)
250 NEXT I
580 DRD=.93:DG=.91
590 REM CALCULO E IMPRESION DE LOS GASTOS Y ERRORES PRODUCIDOS POR CADA CORRELAC
ION
600 FOR G=1 TO 53
610 SEC=10^(-.0300874*DRD)/10^(.0003708*T(G))
620 PB=24.94228*(R(G)/DG)^.39593*SEC
630 RS(G)=DG*(P1(G)*SEC/24.94228)^(1/.39593)+(P1(G)/PB-(P1(G)^2/PB^2))*140
640 F=LOG(5.6146*RS(G)*(DG/DRD)^.526+1.7424*T+30.976)/LOG(10)
650 BO(G)=1.0232*(1+10^(-6.58511+2.91329*F-.27683*F^2))
660 COK(G)=(K(G)-1)/K(G)

```

```

670 X(B)=P2(G)/P1(G)
B10 A1=10;A2=17.4;A3=9.560001;A4=3.82;B1=.546;B2=.5;B3=B1;B4=.65;C1=1.89;C2=2;C3
=1.93;C4=1.88
B20 AS1=(62.4*DRO+.01353*DG*RPBL(G))^2
B30 AS2=(62.4*DRO+.01353*DG*RG(G))*5.61466)
B40 AS3=AS1/AS2
B45 AS4=.00504*(1/COK(G))*(TF(G)+460)*(RPBL(G)-RS(G))*5.61466*(1-X(G)^COK(G))+P1
LB(G)*(1-X(G))
B60 AS5=(AS4/AS3)^.5
B70 AS6=(TF(G)+460)*.00504*(RPBL(G)-RS(G))*5.61466)*X(G)^(-1/K(G))/P1LB(G)+1
B80 AS7=AS5/AS6
B90 ALFA=BD(B)^(-.5)
900 QAS(G)=1.9706*DESP(G)^2*ALFA*AS7
906 ERD(G)=((QAS(G)-QD(G))/QD(G))*100
1000 QG=(P1LB(G)*DESP(G)^C1)/(A1*RPBL(G)^B1)
1010 QR=(P1LB(G)*DESP(G)^C2)/(A2*RPBL(G)^B2)
1020 QB=(P1LB(G)*DESP(G)^C3)/(A2*RPBL(G)^B3)
1030 QA=(P1LB(G)*DESP(G)^C4)/(A2*RPBL(G)^B4)
1040 QPMEX=2.262*(P1(G)+1.033)^.371*DESP(G)^.815*(141.5/DRO-131.5)^1.111*R(G)^(-
.045)
1050 ERG(G)=((QG-QD(G))/QD(G))*100
1060 E(G)=((QR-QD(G))/QD(G))*100
1065 ERB(G)=((QB-QD(G))/QD(G))*100
1070 ERA(G)=((QA-QD(G))/QD(G))*100
1080 ERP(G)=((QPMEX-QD(G))/QD(G))*100
1090 PRINT QD(G);QAS(G);QG;QR;QB;QA;QPMEX
1100 PRINT ERD(G);ERG(G);E(G);ERB(G);ERA(G);ERP(G)
1120 NEXT G
2100 REM CALCULO DE LAS MEDIDAS DE DISPERSION PARA LOS ERRORES PRODUCIDOS POR LA
S CORRELACIONES
2200 SUM=0
2210 FOR P=1 TO 53
2220 P=P+1
2230 SUM=ERROR(P)+SUM
2260 NEXT P
2270 M1=SUM/53
2275 RES=0;CUA=0
2280 FOR R=1 TO 53
2285 R=R+1
2290 A=ABS(ERP(R)-M1)
2300 RES=RES+A
2310 CUA=CUA+A^2
2330 NEXT R
2350 DM=RES/53
2360 VAR=CUA/53
2370 DS=VAR^.5
2380 CV=DS/M
2385 REM IMPRESION DE LAS MEDIDAS DE DISPERSION DE LOS ERRORES
2390 PRINT M1;DM;DS;VAR;CV
2400 END

```

TABLA 2.
 PREDICCIÓN DE GASTOS DE PRODUCCIÓN A CANTARELL
 CON LAS CORRELACIONES DISPONIBLES

POZO	REAL	AS. Y P.	GILBERT	ROS	BAXENDELL	ACHONG	PEMEX
6	14184	25747.3	32587	44654.68	23187.01	9390.871	14312.32
14	8982	14607.71	20422.33	26746.82	14279.74	6020.135	11342.17
16	6824	10555.17	10315.09	13376.14	7193.005	2797.454	8075.186
18	10122	15508.64	12080.25	15939.63	8429.758	3424.718	9672.38
26	7252	19369.66	24001.92	32160.14	16963.58	6991.131	12371.62
31	9023	13690.73	11589.91	14971.43	8087.587	3358.531	9078.583
31	8068	12391.6	12656.74	16293.56	8818.081	3721.012	9306.326
33	8909	20614.91	25518.42	34875.57	18156.31	7396.741	13010.99
33	8412	21504.68	26970.73	36763.49	19189.62	7864.386	13156.11
37	7009	17640.71	22389.01	30899.83	15908.39	6319.833	12870.03
48	12590	37304.09	37321.64	50937.22	26554.27	10851.45	14630.58
51	3414	16553.76	12947.03	16599.93	9034.606	3861.21	9217.249
53	5153	18995.57	30761.33	41937.56	21886.62	8966.224	13751.06
55	9782	32596.52	28099.39	39392.18	20561.96	8426.886	13481.62
57-A	13679	27090.51	29015.7	39462.54	20644.61	6503.596	13403.87
58	10633	27680.07	21332.66	28749.43	15091.19	6151.685	12055.25
59	9270	16354.06	27756.1	37608.6	19235.26	8048.211	13260.07
64	14123	29817.67	27327.99	37209.18	17445.81	7988.056	13176.39
68	15162	21191.08	25466.32	34663.97	18119.23	7449.357	12834.09
71	6217	8287.111	8232.621	10518.64	5714.229	2397.031	7983.538
71	6050	9444.172	9272.431	11838.26	4435.556	2704.386	8307.45
73	10299	16390.53	15496.36	20273.37	10064.84	4541.658	10028.26
75	11861	21072.56	26651.81	36437.36	18962.71	7719.127	13227.42
78	10431	2999.766	6557.334	8548.875	4575.793	1883.211	7156.752
78	14399	21182.78	14670.24	20638.75	10489.39	4191.522	10876.08
81	8000	2909.952	5783.882	8280.512	5211.185	561.2962	5207.326
81	8000	7146.952	4551.442	5726.277	3257.246	1465.65	5243.061

94	12457	19026.56	14976.19	19851.71	10450.58	4142.495	10851.1
94-A	11469	7128.47	5554.164	7162.522	3831.422	1526.411	7392.024
97	10812	18430.24	29196.56	39836.65	20773.29	8494.503	13574.04
97	12087	16582.44	25968.98	35650.51	18476.87	7451.564	13281.07
209	9121	23111.87	19136.52	25513.88	13473.44	5510.159	11463.28
209	9447	21332.79	16429.24	21601.15	11518.69	4760.853	10614.88
219	7148	9272.809	14434.96	18785.14	10120.48	4281.216	9805.581
227	6463	17465.23	12932.53	16781.99	9024.488	3753.414	9580.696
249	16269	42142.58	36407.81	49722.25	25904.08	10570.25	14739.66
283	23389	43028.67	34064.95	46826.89	24075.72	9364.379	15273.54
1013	6064	5381.87	5607.423	7136.677	3977.023	1703.592	6679.666
1015	7358	5544.774	5893.765	7233.781	4036.151	1734.193	6687.796
1084	9616	13977.39	16605.57	24786.98	11814.83	3943.16	14882.65
2011	5946	8008.726	7062.802	8851.286	4872.123	2070.64	7338.231
2011-D	11853	32239.75	30894.85	42249.29	21981.63	8942.769	13951.73
2013	14323	26330.03	27460.26	37118.5	19475.44	8005.779	13106.7
2032	7291	17454.73	26332.23	35818.14	18755.33	7714.607	12957.63
2035	17072	37668.85	35706.8	48700.62	25405.31	10397.67	14565.53
2071	10892	25194.91	25819.68	35134.41	18370.65	7557.902	12884.13
2073	9335	26172.4	21075.2	28150.7	14895.09	6182.089	11693.86
2075	11845	20720.49	18006.07	24372.23	12725.96	5125.816	11543.15
2095	6063	10199.32	7725.529	9864.458	5369.791	2271.564	7735.373
2096	11389	17711.91	27309.52	37432.32	19487.58	7939.31	13340.3
2097	16122	33709.42	27016.41	36355.46	19094.09	7792.941	13029.99
2098	14792	34280.05	28573.68	39057.67	20330.12	8279.208	13549.93
2295	8309	21999.31	22845.67	30657.08	16146.39	6641.491	12129.81

ESTA TESIS NO DEBE SALIR DE LA BIBLIOTECA

TARIFA 3
***** ERRORES EN LA PREDICCIÓN DE GASTOS DE PRODUCCIÓN A CANTONELL *****
***** CON LAS CORRELACIONES DISPONIBLES *****

FOZO	ASHFORD Y P.	GILBERT	ROS	BAXENDELL	ACHONG	PENEX
8	82.93358	129.7589	214.8243	63.47298	-33.79237	.9047041
14	62.63316	127.3695	200.0092	60.0839	-32.97556	26.27663
16	54.67723	51.15903	96.04548	5.480728	-56.07483	29.32571
18	53.21908	19.3465	56.48711	-16.71816	-66.16561	-4.442009
26	165.6289	229.1541	341.0332	132.6327	-4.176017	69.66293
31	51.73151	28.4485	65.92519	-10.36696	-62.3348	.6204522
31	53.58946	56.62792	101.9529	9.296989	-53.87938	15.34861
33	131.3942	186.4342	291.4644	103.7974	-16.97451	46.04317
33	155.6452	220.6221	337.0363	128.122	-6.509918	56.39695
37	154.5828	219.0042	340.8594	126.9709	-9.832608	83.62141
48	189.4033	189.5395	295.1685	106.0067	-15.81496	15.0549
51	384.8786	279.2334	386.2311	164.634	13.0993	169.9839
53	107.5339	236.0792	358.1838	139.1197	-2.040592	50.68134
55	233.2277	195.4344	302.7007	110.2009	-13.85314	37.82073
57-A	98.04449	112.1186	188.49	50.92194	-37.83467	-2.011366
58	160.3223	100.815	170.3792	41.92787	-42.14535	13.37582
59	76.36215	199.3217	305.5709	112.2858	-13.26813	42.99676
64	111.1434	93.51359	163.4838	37.68453	-43.43184	-6.738503
68	39.58028	67.74018	128.3229	19.34681	-50.93277	-15.46508
71	33.29758	32.42112	59.19163	-8.097044	-61.44393	28.41463
71	56.10202	53.26332	95.67378	6.379431	-55.2994	37.31321
73	59.22447	50.4676	96.84796	5.494162	-55.90196	-1.6868176
75	77.66261	124.7012	207.2031	59.87442	-34.92011	11.52024
78	-13.72097	-37.1361	-18.04357	-56.13275	-81.94601	-26.5958
78	44.11036	-4.677787	36.73684	-29.18303	-71.48631	-25.57196
91	-53.35632	-43.50084	-38.45065	-65.04593	-64.74923	-17.37957
91	191.7556	97.80522	174.4222	34.5761	-40.24909	138.2006

54	52.73791	20.22311	59.36186	-16.10674	-66.74565	-13.05208
94-A	-37.84576	-51.57238	-37.54886	-66.59323	-86.69099	-35.54517
97	70.46091	170.0385	268.4484	92.13179	-21.43449	25.54603
97	37.19238	114.8505	194.9492	52.86567	-38.35059	9.695589
209	153.3919	109.8073	179.7268	47.71886	-39.58821	25.68008
209	125.8155	73.90965	128.6562	21.92958	-49.60461	12.36243
219	29.72592	101.9441	162.8028	41.58477	-40.10611	37.17937
227	170.2341	100.1011	159.6525	39.63312	-41.92459	48.23914
249	159.0361	123.7864	205.6257	59.22357	-35.02625	-9.455844
283	83.96968	45.64519	100.209	2.936093	-59.96247	-34.69776
1013	-11.24884	-4.231154	17.68925	-34.41585	-71.89987	10.1528
1015	-24.64293	-19.89991	-1.688227	-45.14609	-76.43118	-9.108509
1084	45.35559	72.68688	157.7681	22.86636	-58.99377	54.76964
2011	102.9581	78.98638	124.3103	23.46992	-47.52561	85.96632
2011-D	171.9966	160.6501	256.4438	85.45201	-24.55269	17.70631
2013	83.63042	91.72141	159.1531	35.97321	-44.10544	-8.491928
2032	139.401	261.1607	391.2651	156.9651	5.809991	77.72363
2035	120.647	109.1542	185.266	48.81275	-39.09516	-14.68178
2071	131.3157	137.0518	222.5708	68.66186	-30.61052	18.28982
2073	178.8748	124.5626	199.9542	58.71169	-34.12798	24.60159
2075	74.9303	52.01412	105.7597	7.437375	-56.72592	-2.548313
2095	67.52655	26.95934	62.08443	-11.76814	-62.67559	27.10028
2096	55.51771	140.491	228.6708	71.10883	-30.28967	17.13319
2097	109.0895	67.5748	125.5022	18.43502	-51.66269	-18.80669
2098	131.7472	93.16983	164.0459	37.43994	-44.02915	-8.396879
2295	285.1163	174.9509	268.7216	94.32409	-20.06871	46.7061

TABLA 4

MEDIDAS DE DISPERSION DE LOS ERRORES DADOS POR LAS SIG. CORRELACIONES.

	PEMEX	ACHONG	BAXENDELL	ASHFORD Y PIERCE	GILBERT	ROS
Media Aritmética (%)	21.86	-41.53	42.37	99.40	101.69	170.13
Desviación standar (%)	39.32	22.98	55.81	77.81	78.04	107.64
Coef. de Variación	1.79	- 0.55	1.31	0.78	0.76	0.63

TABLA 5

• PREDICIONES DE GASTOS A CANTARELL CUANDO A LAS ECUACIONES DE ACHONG Y ASHFORD & PIERCE SE LE HAN INCLUIDO COEFICIENTES DE DESCARGA RESPECTIVAMENTE *

COEFICIENTE DE DESCARGA PARA ACHONG; CD= 2.165
 COEFICIENTE DE DESCARGA PARA ASHFORD Y PIERCE; CD= 0.625

POZO	REAL	AS y PIERCE	ERROR (%)	ACHONG	ERROR (%)
8	14184	16276.77	14.75442	20334.74	43.36396
16	6824	6604.93	-3.210285	6490.594	-4.885797
26	7292	12133.59	66.39586	15138.38	107.6026
31	8068	7754.24	-3.888947	8057.364	-1.1318323
33	8412	13470.51	60.13444	17029.3	102.4405
48	12890	23360.54	81.22993	23497.4	82.29169
53	9153	11899.06	30.00169	19415.19	112.1183
57-A	13679	16969.55	24.05551	18413.42	34.61089
59	9273	10226.8	10.28575	17427.35	87.93644
68	15182	13255.87	-12.68691	16130.67	6.248656
71	6050	5911.844	-2.283583	5851.974	-3.206717
75	11861	13172.92	11.06075	16714.76	40.92199
78	14699	13221.16	-10.05399	9075.534	-38.25734
91	2453	4439.764	80.99322	3173.759	29.38276
94-A	11469	4456.161	-61.14604	3305.243	-71.18107
97	12087	10376.54	-14.15128	16135.39	33.49372
209	9447	13349.43	41.30871	10309	9.124632
227	6463	10914.14	68.87113	8127.526	25.75469
283	23389	27361.35	16.92384	20277.33	-13.30397
1015	7358	3455.432	-53.03844	3755.169	-48.96482
2011	3946	5037.84	27.66952	4483.699	13.62643

2013	14323	16664.64	16.3488	17335.47	21.03237
2035	17072	23766.05	39.21069	22514.8	31.88146
2073	9385	16366.48	74.3898	13386.5	42.63723
2095	6086	6386.427	4.936366	4918.773	-19.17889
2097	16122	21146.96	31.16832	16874.59	4.668117
2295	8309	20003.46	140.7445	14381.28	73.08075

TABLA 6

MEDIDAS DE DISPERSION DE LOS ERRORES DADOS POR LA SIG. CORRELACIONES.

	SIN COEFICIENTE DE DESCARGA		CON COEFICIENTE DE DESCARGA	
	ASHFORD Y PIERCE	ACHONG	ASHFORD Y PIERCE	ACHONG
78 MEDIA ARITMETICA (%)	99.17	-41.26	28.18	26.04
DESVIACION STANDAR (%)	88.81	26.02	42.45	45.82
COEF. DE VARIACION	0.89	- 0.63	1.68	1.76

CONCLUSIONES

Un problema que existe a veces en el campo, es la medición de los volúmenes producidos, y se presentan normalmente cuando no se cuenta con las instalaciones necesarias para medirlos, ya sea al terminar el pozo o durante la vida del mismo.

Para resolverlo se han utilizado diversas correlaciones, con validez solamente en ciertos rangos de presión y con ciertas características de flujo. Entre ellas la mejor correlación y la más general es la desarrollada por Ashford y Pierce.

Estos autores parten del siguiente balance de energía ;

$$-\int v dp = \frac{v^2}{2} / 2gc$$

Por lo tanto la correlación obtenida por estos investigadores puede ser modificada, incluyéndole la variación de energía debida al trabajo de flujo.

Para estimar los volúmenes producidos en el campo Cantarell con las correlaciones disponibles se encontró que tanto Ros, Gilbert, Ashford y Pierce obtiene errores con una media de 170.13%, 101.69% y 99.40% respectivamente y una desviación standar de 107.64%, 78.04% y 77.81% resultando ser las

que menor aproximación dan.

Por otra parte, las de Baxendell, Achong y Pemex resultaron tener menores errores en estimación de volúmenes con un error medio de 42.37%, -41.53% y ---21.86% respectivamente y una desviación standar de 55.81%, 22.98% y 39.22%.

Como el gasto determinado por Ashford y Pierce es ideal, fué necesario -- evaluar el coeficiente de descarga para determinar el gasto real, así las estimación en los gastos mejoró al punto de obtener una media en los errores de 28.18 y una desviación standar de 42.45%.

También se evaluó un coeficiente de descarga para Achong debido a que previamente fué de las que dió mejores aproximaciones. La predicción mejoró en -- cuanto que la media de los errores fué de 26.04%, con una desviación standar -- de 45.82%.

Los problemas que se presentan para que una ecuación derivada de un balance de energía sea confiable para estimar gastos son :

a) La ecuación considera el área de flujo como el área del estrangulador, -- siendo que, realmente el flujo se contrae en esa sección y por lo tanto el área de flujo es menor. Para corregir este efecto se incluye en la correlación un -- coeficiente de descarga.

b) En el campo Cantarell por problemas técnicos la precisión en ciertos datos

se dificulta, como por ejemplo en el aforo de los volúmenes producidos, y al utilizarlos para comprobar y/o corregir dicha correlación, ésta no resulta del todo confiable.

Es indudable que las correlaciones y estudios de flujo multifásico, por muy completos que éstos sean nunca podrán sustituir a las mediciones frecuentes y precisas que se hagan directamente a los pozos. Sin embargo, esto no siempre es posible desde el punto de vista económico, ni técnico, y por ello se estima que los resultados obtenidos en este trabajo proporcionarán, dentro de las limitaciones inherentes, aproximaciones adecuadas para estimar los gastos de producción, de aceite cuando éstas se requieran.

NOMENCLATURA

En la siguiente lista se dá el significado de la simbología usada en éste trabajo.

A	Area de la sección de flujo. (pie ²).
B _o	Factor de volumen del aceite de la formación a p ₁ , T ₁ .
B _g	Factor de volumen del gas de la formación.
c	Constante de la ecuación de expansión isentrópica.
C	Calor específico . (BTU/lb ° R).
C _p	Calor específico a volumen constante.
C _v	Calor específico a presión constante.
CD	Coficiente de descarga del orificio.
D	Diámetro (pies).
D _c	Diámetro del estrangulador. (64avos. de pg.)
E	Energía. (pie-lb).
E _v	Módulo volumétrico de elasticidad. (lb/pie ²).
F	Fuerza. (lbf).
g	aceleración de la gravedad. (pie/seg ²).
g _c	constante gravitacional (lbf-pie/lbf-sec ²).
h	Entalpía (BTU)
k	Relación de calores específicos.
j	Constante de Joule ≈ 778
K	Energía cinética mecánica.(pie- lb.)
k _s	Coficiente de compresibilidad adiabático
m	masa (lbm).

L Longitud (pies)
 n Número de moles.
 NM Número de Mach.
 P Energía potencial (pie-lbf)
 P_{wh} Presión en la cabeza del pozo. (kg/cm² abs.)
 p presión (lb/pg²).
 p' Presión (lb/pie²).
 Q Calor. (BTU)
 q_o Gasto de aceite (bl/día)
 q_t Gasto total (bl/día)
 R Constante universal de los gases, 10.73 (lb/pg²-pie³) / (°R mole-lb)
 R Relación gas producido-aceite (pie³/blo)
 R' Relación gas producido-aceite (m³/m³) o (pie³/pie³)
 R_p' Relación gas producido- aceite a p₁, T₁ (pie³/pie³)
 R_s Relación gas disuelto-aceite medido a p₁, T₁ (pie³/blo.)
 R_s' Relación gas disuelto-aceite medido a p₁, T₁ (pie³/pie³)
 r₂ Radio del orificio exterior (pg)
 r₁ Radio del orificio interior (pg)
 S Entropía
 t Tiempo (seg.)
 T Temperatura. (°R)
 U Energía interna (BTU).
 V Volumen (pie³)
 v Volumen específico. (pie³/lbm).

v	Velocidad del fluido (pie/seg).
v_s	Velocidad del sonido. (pie/seg)
W	Trabajo (pie-lb)
w_f	Trabajo de flujo (pie-lbf)
w	Gasto másico (lbm/seg.)
x	Relación de presiones; distancia. (pies)
z	Factor de desviación del gas.
Z	Altura (pies).
γ_o	Densidad del aceite. (agua=1.0)
γ_g	Densidad del gas. (aire=1.0)
ρ	Densidad del fluido (lbm/pie ³)
ρ_o'	Densidad del aceite (°API)
d	Variación
Δ	Incremento
WOR	Relación agua-aceite.

SUBINDICES.

1	Condiciones corriente arriba del estrangulador
2	Condiciones corriente abajo del estrangulador
0	Condiciones Atmosféricas.
f	Fluido
x	dirección de flujo
L	Líquido
t	Teórico
g	Gas
o	aceite
w	agua

R E F E R E N C I A S

- 1.- Virgil M. Faires, "TERMODINAMICA"
Uteha, 1973.
- 2.- Chacón H. F. y Balderas J.C. "COMPORTAMIENTO DE PRODUCCION
PARA LOS POZOS DE LA SONDA DE CAMPECHE"
Gerencia de Ingeniería de Yacimientos. Pemex, México. Feb.1986
- 3.- Ashford F.E., "AN EVALUATION OF CRITICAL MULTIPHASE FLOW -
PERFORMANCE THROUGH WELLHEAD CHOCKES"
JPT. Octubre 1974. Pags. 843-849.
- 4.- Murray R.S. "ESTADISTICA"
Mc Graw-Hill, 1970.
- 5.- Ower E. And Pankhurst R.C. "THE MEASUREMENT OF AIR FLOW"
Pergaman Press.
- 6.- Nind W.E.T. "PRINCIPLES OF OIL PRODUCCION"
Mc. Graw Hill Book Co. 1964 Pags. 133-136.
- 7.- Ros J.C.N. "SIMULTANEOUS FLOW OF GAS AND LIQUID AS ENCOUNTE
RED IN WELL TUBING"
JPT. Octubre 1981, Pags. 1037- 1049.
- 8.- Ashford F.E. and Pierce P. "THE DETERMINATION ON MULTIPHASE
PRESSURE DROPS AND FLOW CAPACITIES IN DOWN HOLE SAFETY VALVES
(STORM CHOKES).
SPE 5161, 1974.

- 9.- Benítez R.G. "FLUJO MULTIFASICO POR DIFERENTES ESTRANGULADORES"
Ingeniería Petrolera, México. Julio 1981.
- 10.- Flores Avila F. "CORRELACIONES PVT PARA LOS HIDROCARBUROS PRODUCIDOS EN LA SONDA DE CAMPECHE"
Facultad de Ingeniería, UNAM. Tesis 1986.
- 11.- Ranald, V.G. "MECANICA DE LOS FLUIDOS E HIDRAULICA"
Mc Graw-Hill, 1976.
- 12.- Garaicochoea P.F. "APUNTES DE TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS"
Facultad de Ingeniería, UNAM. Noviembre 1983.
- 13.- Benedict, M. Etal, "AN EMPIRICAL EQUATION FOR THERMODYNAMIC PROPERTIES OF LIGHT HYDROCARBONS AND THEIR MIXTURES"
J. Chem. Phys. Vol. 8 1940.
- 14.- Información de la gerencia de producción, PEMEX . 1986.