

01149
0394



FACULTAD DE INGENIERIA
DIVISION DE ESTUDIOS SUPERIORES **U.N.A.M.**

52

**FLUJO MULTIFASICO A TRAVES
DE ESTRANGULADORES**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE

MAESTRO EN INGENIERIA (PETROLERA)

P R E S E N T A

Ing. Carlos Fernando González Carrillo

México 1976

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

01149
0394



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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 esta 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.

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Este informe constituye un avance del trabajo de investigación realizado y está sujeto a las modificaciones que sugiera el jurado del examen de grado; así como a los resultados de las pruebas de campo - que se efectuarán en fecha próxima para comprobación del procedimiento.

A REBECA

ADRIANA

Y LAURA

INDICE

CAPITULO

- I INTRODUCCION
- II GENERALIDADES
 - 2.1 CONCEPTOS DE TERMODINAMICA UTILIZADOS EN LA TEORIA DEL FLUJO MULTIFASICO A TRAVES DE UN ESTRANGULADOR.
 - 2.2 FLUIDO COMPRESIBLE, VELOCIDAD SONICA Y FLUJO CRITICO.
 - 2.3 DEFINICION Y CLASIFICACION DE ESTRANGULADORES.
- III DERIVACION DE LAS ECUACIONES DE LA VELOCIDAD SONICA Y SU RELACION CON EL FLUJO CRITICO.
 - 3.1 VELOCIDAD SONICA EN UN FLUIDO COMPRESIBLE.
 - 3.2 VELOCIDAD DEL SONIDO EN UN GAS REAL.
 - 3.3 VELOCIDAD DEL SONIDO EN UN GAS IDEAL.
 - 3.4 FLUJO ISOENTROPICO EN UNA DIMENSION.
 - 3.5 FLUJO ISOENTROPICO A TRAVES DE UN CANAL DE AREA VARIABLE.
- IV MECANISMO DEL FLUJO MULTIFASICO A TRAVES DE UN ESTRANGULADOR.
- V CORRELACIONES
 - 5.1 GILBERT, BAXENDELL Y ACHONG.
 - 5.2 ROS, POETTMANN Y BECK.
 - 5.3 OMANA, HOUSIERE, BROWN, BRILL Y THOMSON.
 - 5.4 FORTUNATI.

5.5 ASHFORD.

5.6 ASHFORD Y PIERCE.

5.7 CHACON

5.8 WILLIS OIL TOOL CO.

VI PROGRAMA DE COMPUTO.

6.1 INSTRUCTIVO.

6.2 NOMENCLATURA Y LISTADO .

6.3 DATOS DE PRODUCCION Y RESULTADOS.

VII ANALISIS DE RESULTADOS.

VIII CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

BIBLIOGRAFIA

APENDICE

CAPITULO I

INTRODUCCION

El flujo de un fluido a través de una restricción en la tubería que lo transporta, se presenta continuamente en la industria petrolera. Dicha restricción puede ser de tipo mecánico como ocurre en algunos dispositivos de control y de medición de flujo; o bien, puede deberse a taponamientos parciales de la tubería causados por la depositación de materia sólida.

Dentro de los dispositivos de control mencionados, los llamados --- "Estranguladores", ocupan un lugar importante puesto que permiten regular el gasto de un pozo manteniéndolo a un ritmo de producción tal, que el flujo a través del estrangulador se efectúa bajo condiciones críticas; es decir, que la velocidad del flujo corresponde a la velocidad del sonido en el fluido en cuestión. Esta característica de flujo crítico, también llamado flujo sónico, implica que el gasto que pasa a través del -- estrangulador es constante e independiente de la presión aguas abajo del orificio.

Si recordamos que esta presión aguas abajo corresponde a la contrapresión debida a la línea de descarga y a las instalaciones de separación, será fácil determinar la importancia que tiene, el que esta contra

presión no afecte a la producción del pozo, ya que esto significa una protección al yacimiento productor.

Basándose en el concepto de flujo crítico se han desarrollado diversas correlaciones empíricas tendientes a determinar la caída de presión que se tiene en un estrangulador; los resultados obtenidos con estas correlaciones son satisfactorios dentro de los rangos probados en cada una de ellas; sin embargo, ninguna puede ser considerada como una solución general.

En este trabajo se presenta la teoría general del flujo crítico -- que es la base de las correlaciones mencionadas; las ecuaciones obtenidas por los diversos autores estudiados se integraron en un programa de cómputo que fué alimentado con datos reales de producción de los campos del área Reforma en Chiapas, a fin de comparar los resultados que se obtienen con cada una de estas ecuaciones.

Es conveniente señalar que el personal que tiene a su cargo el manejo de los estranguladores se ve afectado por la falta de un método -- analítico que sea de aplicación general. Hay ocasiones en las que al modificar el tamaño de un estrangulador basándose en alguno de los métodos empíricos existentes, no se obtienen los resultados deseados, debido a las limitaciones que presenta el método utilizado.

Esta situación podría ser resuelta utilizando algún procedimiento como el que se sugiere en el programa de cómputo presentado en este trabajo, donde se analicen todos los métodos existentes y pueda determinarse el más adecuado a las condiciones reales de operación. Por otra parte, existe un aspecto muy importante que es la visualización total del-

proceso de flujo en un pozo; proceso que incluye las etapas siguientes: (1) Flujo a través del yacimiento hasta el pozo, (2) Flujo ascendente -- por la tuberfa de producción, (3) Flujo a través del estrangulador y -- (4) Flujo por la línea de descarga.

Estas cuatro etapas se interrelacionan fuertemente entre sí y su estudio debería hacerse en forma simultánea como base para el diseño -- adecuado de las instalaciones que conduzca a la óptima explotación del yacimiento.

Muy pocos trabajos se han desarrollado al respecto, Brill et al⁽¹⁾ lo tratan analizando en forma simultánea el flujo horizontal en el yacimiento y en la superficie, así como el vertical en la tuberfa de producción; sin embargo no analizaron el comportamiento del flujo a través -- del estrangulador. Uno de los trabajos más completos realizados hasta -- la fecha sobre el particular, es el elaborado por A. Acuña y F. Garaicochea⁽²⁾.

Concientes de la limitación que encierra el tratamiento individual del flujo multifásico a través de los estranguladores, se ha tenido como objetivo principal en este trabajo, un análisis comparativo de los -- diferentes métodos existentes, buscando una mayor divulgación de los -- mismos a fin de proporcionar una herramienta más de trabajo al personal que maneja estos conceptos en los campos petroleros.

C A P I T U L O I I

GENERALIDADES

2.1 CONCEPTOS DE TERMODINAMICA UTILIZADOS EN LA TEORIA DEL FLUJO MULTIFASICO A TRAVES DE UN ESTRANGULADOR⁽³⁾.

SISTEMA.

Es la porción del universo, escogida arbitrariamente, para estudiar el efecto de las diversas variables termodinámicas sobre ella.

PROPIEDADES.

Son variables que caracterizan el estado termodinámico de un sistema.

PROPIEDADES INTENSIVAS.

Son las propiedades que no dependen de la masa de la sustancia, como por ejemplo: la presión y la temperatura.

PROPIEDADES EXTENSIVAS.

Estas propiedades si dependen de la masa de la sustancia, tales como: el vo-

lumen, la entalpía, la entropía, etc.

PROCESO.

Un proceso queda definido por cualquier cambio en un sistema, tal como: compresión, expansión, reacción, condensación, vaporización, etc. Dicho cambio puede generarse bajo cualquiera de las condiciones siguientes:

- (a) Adiabático No se agrega ni se remueve calor del sistema.
- (b) Isotérmico La temperatura permanece constante.
- (c) Isobárico La presión permanece constante.
- (d) Isoentrópico La entropía permanece constante.
- (e) Isoentálpico La entalpía permanece constante.

REVERSIBILIDAD.

Cuando en un proceso no se tienen pérdidas de energía de tal manera que el trabajo efectuado por el sistema, desde el estado inicial hasta el final, es igual al trabajo efectuado en sentido contrario se dice que el proceso es reversible; en caso contrario se tendrá un proceso irreversible.

PRIMERA LEY DE LA TERMODINAMICA.

Establece la conservación de la energía, esto es: que en un sistema la energía no se crea ni se destruye, sólo se transforma. Esta ley queda definida como $U = q - W$ donde U es el cambio de energía interna, q , es la cantidad de calor agregada al sistema y W , es el trabajo hecho por el sistema.

CAPACIDAD CALORIFICA.

Es la cantidad de calor necesaria para elevar un grado, la temperatura de una unidad de masa de una sustancia. Por conveniencia se acostumbra manejar este concepto en función de una mol de sustancia, quedando sus unidades como caloría/mol - °C. Cuando la sustancia se calienta a volumen constante (C_v) toda la energía proporcionada incrementa la energía interna de la sustancia. Si el calentamiento es a presión constante (C_p), además de incrementarse la energía interna, la sustancia se expande; razón por la que C_p es mayor que C_v .

ENTALPIA.

Es la función que define los cambios de temperatura en un sistema, teniendo la presión constante. Está definido como: $H = U + pV$ donde U , es la energía interna, p , la presión y V , el volumen.

ENTROPIA.

Es una función abstracta que se refiere a la degradación de la energía tal como la establece la segunda ley de la termodinámica. Para un proceso reversible, la entropía se define como: $dS = dq/T$ donde q , es la cantidad de calor absorbido en el proceso y T , la temperatura.

SEGUNDA LEY DE LA TERMODINAMICA.

Todos los procesos de la naturaleza tienden a cambiar espontáneamente en una dirección que conduzca al equilibrio, y la segunda ley sostiene que dicho cambio se produce con un incremento de la entropía.

J. W. Gibbs considera a la entropía como una medida del "desorden" de un sistema y establece que la energía del universo es constante y que su entropía tiende a un máximo. Otra forma de enunciar esta ley es: La provisión de energía disponible en el universo decrece continuamente y se va convirtiendo en energía desordenada que llamamos calor.

EXPANSION POLITROPICA.

Si durante la expansión de un gas, se agrega o remueve calor del sistema, dicha expansión recibe el nombre de politrópica. Los cambios politrópicos de presión y volumen quedan definidos por $p_1 V_1^n = p_2 V_2^n$ donde $n = C_p/C_v$. Para gases diatómicos (H_2 , O_2 , N_2 , etc) $n = 1.4$.

2.2 FLUIDO COMPRESIBLE, VELOCIDAD SONICA Y FLUJO CRITICO⁽⁴⁾.

En el planteamiento de problemas de flujo en tuberías y, como caso particular, en estranguladores, se hacen varias suposiciones que son fundamentales, estas son:

- (a) Se considera un fluido compresible, o sea que existe una variación de la densidad con respecto a la presión.
- (b) En el caso de una tubería se considera flujo adiabático y en una sola dirección.
- (c) En tramos cortos de tubería, estrangulador por ejemplo, se desprecia el efecto de la fricción y se considera un proceso adiabático y prácticamente reversible, o lo que es lo mismo, un proceso isoentrópico.
- (d) La existencia de flujo crítico en la garganta del estrangulador.

Cuando se maneja un fluido en fase líquida, la variación de la densidad debida a los cambios de presión, es tan pequeña que el fluido puede considerarse como incompresible, o sea que una onda de presión generada en un punto cualquiera en el seno de un líquido contenido en un recipiente, se propagará en forma instantánea a través de todo el fluido; esto es, que la velocidad de propagación de la onda en el líquido teóricamente es infinita.

Por el contrario, cuando se maneja un gas, los cambios de densidad debidos a la variación de presión son significativos y dan lugar al concepto de fluido compresible.

En un fluido compresible, la onda de presión causada por el desplazamiento de un pistón dentro de una tubería, se propaga con una velocidad finita; es decir, que sus efectos se sienten inicialmente en el plano adyacente al pistón, después al plano contiguo y así consecutivamente hasta donde lo permite la magnitud de la onda. En el instante en que ésta se genera, se crea un incremento en la presión, en la densidad y en la velocidad del fluido en el plano adyacente al pistón; pero a cierta distancia de éste, las condiciones originales del fluido no han cambiado ni cambiarán hasta que no las modifique la onda.

Debido a lo anterior es importante desarrollar una expresión que defina la velocidad de propagación de la onda; esta velocidad recibe el nombre de velocidad sónica y su ecuación será derivada en el siguiente capítulo.

Analizando el concepto de fluido compresible, se concluye que existen dos fenómenos de flujo diferentes: La velocidad del flujo en sf, y la velocidad de propa

gación de la onda a través del fluido. La relación entre estas dos magnitudes está caracterizada por el llamado "número mach" $M = v/v^*$, donde v es la velocidad del flujo, y v^* es la velocidad sónica. Se pueden presentar tres casos: (a) $M < 1$, velocidad sub-sónica. (b) $M = 1$, velocidad sónica. (c) $M > 1$, velocidad supersónica.

El segundo caso, cuando $M = 1$, es el que define el flujo crítico o flujo sónico.

Una conclusión importante de los comentarios anteriores, es que a mayor compresibilidad del fluido, menor velocidad del sonido en él.

2.3 DEFINICION Y CLASIFICACION DE ESTRANGULADORES.

Básicamente, un estrangulador está constituido por un tramo corto de tubería (niple) cuyo diámetro interior es menor que el correspondiente al de la tubería o conexión donde se instala; lo que puede ser en el cabezal del pozo, en un múltiple de distribución, o en el fondo de la tubería de producción.

De acuerdo con el diseño de cada fabricante, los estranguladores presentan ciertas características cuya descripción queda fuera de los límites y propósitos de este trabajo; sin embargo, se puede hacer una clasificación general de estos dispositivos, tal como se indica a continuación:

1.- Estranguladores superficiales.

- (a) Estrangulador positivo, Figura 2.1, que están diseñados de tal forma que los orificios van alojados en un receptáculo fijo, del que deben ser extraídos para cambiar su tamaño.

- (b) Estrangulador ajustable, Figura 2.2, en los que se puede modificar el tamaño del orificio sin retirarlo del receptáculo que lo contiene, mediante un mecanismo tipo revolver.

Una variante de este tipo de estranguladores, es la llamada "válvula de orificio múltiple", Figura 2.3, diseñada por la Willis Oil Tool, con un principio de operación bastante sencillo, puesto que el simple desplazamiento de los orificios del elemento principal equivale a un nuevo diámetro de orificio, y este desplazamiento se logra con el giro de un mecanismo operado manual o automáticamente y de fácil ajuste o graduación.

Dependiendo del tipo de estrangulador, se disponen con extremos roscados o con extremos con bridas, y con presiones de trabajo entre 1500 y 15000 psi.

II.- Estranguladores de fondo.

- (a) Estranguladores que se alojan en un dispositivo denominado niple de asiento, que va conectado en el fondo de la tubería de producción. Estos estranguladores pueden ser introducidos o recuperados junto con la tubería, o bien manejados con línea de acero operada desde la superficie.
- (b) Estranguladores que se aseguran a la tubería por medio de un mecanismo de anclaje que actúa en un cople de la tubería, y que es accionado con línea de acero.

Como ejemplo de los estranguladores mencionados, en la Figura 2.4 se muestran los diseñados por Camco, Inc. y que se relacionan de la siguiente manera:

El estrangulador (choke bean) se conecta dentro del sustituto (sub) el que a su vez puede instalarse, ya sea en el candado (lock) o en el candado collar (collar lock). El primero va alojado en el nipple de asiento (nipple) y el segundo se ancla en un copie de la tubería.

III.- Válvulas de tormenta.

Con el desarrollo de las instalaciones costa-afuera se incrementó la necesidad de proteger a los pozos en producción de un posible descontrol. Un accidente de este tipo siempre es costoso y peligroso, y cuando sucede en el mar, reviste características definitivamente dramáticas, tanto por la dificultad que encierra el control del pozo, como por la contaminación del mar. Uno de los dispositivos de control más utilizados es el llamado válvula de tormenta, que es, básicamente, un mecanismo subsuperficial instalados en la tubería de producción, y que accionan respondiendo a una alta o baja presión, cerrando totalmente el paso de flujo hacia la superficie. Estas válvulas están diseñadas para alojar un estrangulador, motivo por el cual han quedado incluidas en este trabajo, al analizar la correlación desarrollada por Ashford y Pierce⁽¹⁷⁾.

FIGURA 2,1

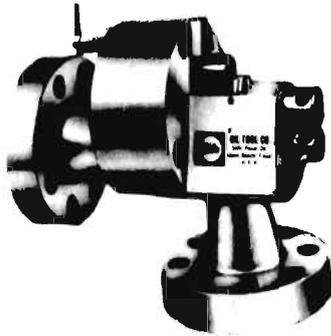
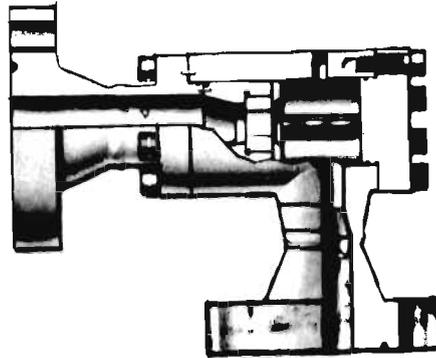


FIGURA 22

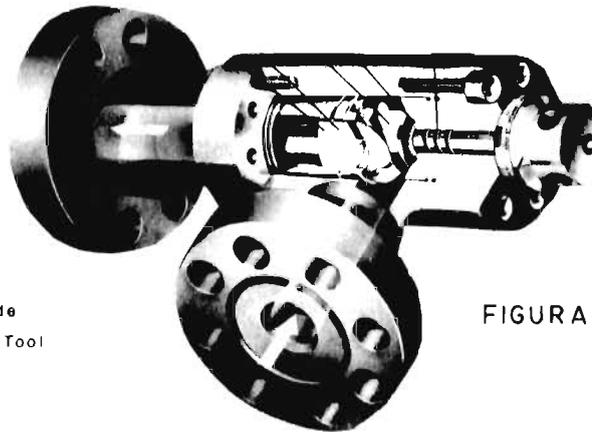
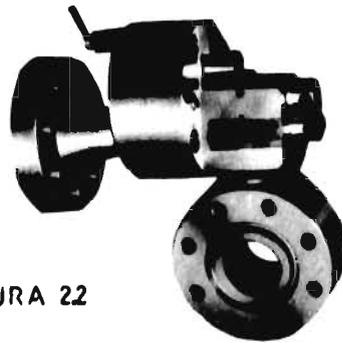


FIGURA 2.3

Cortesía de
Willis Oil Tool

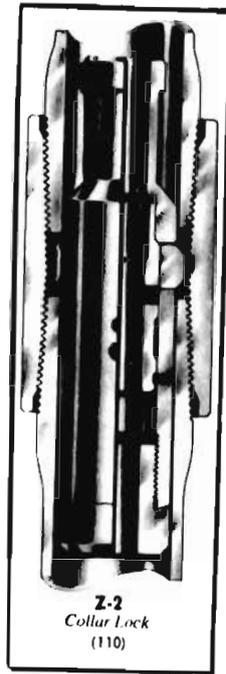
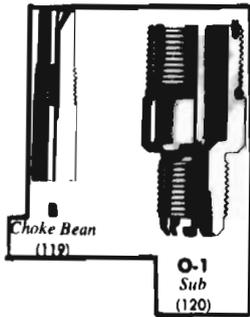


FIGURA 2.4

Cortesía de Camco de México

C A P I T U L O I I I

DERIVACION DE LAS ECUACIONES DE LA VELOCIDAD SONICA Y SU RELACION CON EL FLUJO CRITICO

3.1 VELOCIDAD SONICA EN UN FLUIDO COMPRESIBLE⁽⁵⁾

Supóngase un fluido compresible contenido en una tubería de diámetro uniforme, Figura 3.1, donde se tiene un pistón. El desplazamiento súbito de este pistón hacia la derecha origina una onda de presión y un incremento (dv) en la velocidad del fluido, así como un incremento en la presión y en la densidad del fluido en el plano inmediato a la cara del pistón. Sin embargo, a cierta distancia el fluido mantiene inalterables sus condiciones originales.

A medida que el frente de la onda avanza, se van modificando las condiciones de presión y de densidad de cada uno de los planos o capas de fluido que atraviesa la onda. Para desarrollar una expresión algebraica que defina la velocidad de propagación de la onda, velocidad sónica, supóngase un sistema de coordenadas que se mueve junto con el frente de la onda, Figura 3.2. Lo anterior significa manejar velocidades relativas a una velocidad constante que es la sónica.

Sean p y ρ la presión y densidad originales, o sea las correspondientes al fluido que no ha sido alcanzado por la onda. Con el sistema de coordenadas mencionado, en el plano colocado inmediatamente detrás del frente de la onda se tendrá una presión $(p + dp)$ y una densidad $(\rho + d\rho)$

Supóngase un volumen de control como el mostrado en la Figura 3.2, y que la onda es infinitesimal, por lo que puede despreciarse el efecto de la fuerza cortante y considerar como constante el flujo a través del área de la sección transversal de la tubería. Con estas suposiciones la ecuación de continuidad en el sistema en estudio es:

$$\rho v^* = (\rho + d\rho)(v^* - dv) \quad (3.1)$$

desarrollando esta ecuación y despreciando el término de segundo orden, se tiene:

$$\frac{d\rho}{\rho} = \frac{dv}{v^*} \quad (3.2)$$

En forma similar se puede obtener la ecuación de momento correspondiente:

$$pA - (p + dp)A = - \frac{\rho A v^*}{g_c} dv \quad (3.3)$$

donde: A = área de la sección transversal (L^2)

g_c = constante gravitacional (M/F) (L/T^2), necesaria para tener unidades consistentes.

desarrollando y simplificando la ecuación (3.3):

$$dp - \frac{\rho v^*}{g_c} dv = 0 \quad (3.4)$$

despejando a (dv) de la ecuación (3.4) y sustituyendo en la (3.2):

$$dp = \frac{\rho v^*}{g_c} \frac{d\rho}{\rho} \quad v^* = c \quad (3.5)$$

$$v^{*2} = g_c \frac{dp}{d\rho} \quad (3.6)$$

Puesto que en el proceso analizado, la variación de la temperatura es relativamente pequeña, este puede ser considerado como adiabático; por otra parte, si la onda de presión es infinitesimal el proceso puede considerarse como reversible y por lo tanto isoentrópico. En base a lo anterior, la ecuación (3.6) se acostumbra escribir como una relación de cambio en derivadas parciales a entropía constante, esto es:

$$v^* = \sqrt{g_c \left(\frac{\partial p}{\partial \rho} \right)_S} \quad (3.7)$$

Que es la ecuación que representa la velocidad del sonido en un fluido real compresible.

3.2 VELOCIDAD DEL SONIDO EN UN GAS REAL⁽⁶⁾.

En función de la presión y la temperatura, la entropía está dada por la siguiente expresión:

$$ds = \left(\frac{\partial s}{\partial T} \right)_p dT + \left(\frac{\partial s}{\partial p} \right)_T dp \quad (3.8)$$

Suponiendo la entropía constante y dividiendo la ecuación (3.8) por dv :

$$\frac{ds}{dv} = 0 = \left(\frac{\partial s}{\partial T} \right)_p \left(\frac{\partial T}{\partial v} \right)_S + \left(\frac{\partial s}{\partial p} \right)_T \left(\frac{\partial p}{\partial v} \right)_S$$

despejando a $\left(\frac{\partial P}{\partial V}\right)_S$

$$\left(\frac{\partial P}{\partial V}\right)_S = - \frac{\left(\frac{\partial S}{\partial T}\right)_P \left(\frac{\partial T}{\partial V}\right)_S}{\left(\frac{\partial S}{\partial P}\right)_T} \quad (3.9)$$

Los términos del miembro de la derecha de la ecuación

(3.9) pueden escribirse como:

$$\left(\frac{\partial S}{\partial T}\right)_P = \frac{C_P}{T}$$

$$\left(\frac{\partial T}{\partial V}\right)_S = - \frac{(\partial S / \partial V)_T}{(\partial S / \partial T)_V} = - \frac{C_{\partial S / \partial V}_T}{C_V / T}$$

$$\left(\frac{\partial S}{\partial P}\right)_T = \left(\frac{\partial S}{\partial V}\right)_T \left(\frac{\partial V}{\partial P}\right)_T$$

sustituyendo en la ecuación (3.9):

$$\left(\frac{\partial P}{\partial V}\right)_S = \frac{\frac{C_P}{T} \frac{T}{C_V} \left(\frac{\partial S}{\partial V}\right)_T}{\left(\frac{\partial S}{\partial V}\right)_T \left(\frac{\partial V}{\partial P}\right)_T} = \frac{C_P}{C_V} \left(\frac{\partial P}{\partial V}\right)_T$$

puesto que $K = C_P / C_V$, se tiene: $\left(\frac{\partial P}{\partial V}\right)_S = K \left(\frac{\partial P}{\partial V}\right)_T \quad (3.10)$

Diferenciando la ecuación general de los gases $pV = zRT$

$$\left(\frac{\partial P}{\partial V}\right)_T = - \frac{P}{V} + \frac{RT}{V} \left(\frac{\partial z}{\partial P}\right)_T \left(\frac{\partial P}{\partial V}\right)_T \quad (3.11)$$

recordando que $\frac{RT}{V} = \frac{P}{z}$ y despejando a $\left(\frac{\partial P}{\partial V}\right)_T$:

$$\left(\frac{\partial p}{\partial v}\right)_T = - \frac{p/v}{1 - \frac{p}{z} \left(\frac{\partial z}{\partial p}\right)_T} \quad (3.12)$$

sustituyendo la ecuación (3.12) en la (3.10):

$$\left(\frac{\partial p}{\partial v}\right)_s = -K \frac{p/v}{1 - \frac{p}{z} \left(\frac{\partial z}{\partial p}\right)_T} \quad (3.13)$$

Si se utiliza la relación entre volumen específico y densidad, la ecuación (3.7) se puede escribir de esta manera:

$$v^* = \sqrt{-v^2 g_c \left(\frac{\partial p}{\partial v}\right)_s} \quad (3.14)$$

sustituyendo la ecuación (3.13) en la (3.14) se obtiene la expresión:

$$v^* = \sqrt{\frac{K g_c p v}{1 - \frac{p}{z} \left(\frac{\partial z}{\partial p}\right)_T}} \quad (3.15)$$

la cual define la velocidad del sonido en un gas real.

Otra forma de obtener el valor de la velocidad dada en la ecuación anterior es utilizando el llamado "coeficiente de expansión isoentrópica" (n), que se define como:

$$n = - \frac{v}{p} \left(\frac{\partial p}{\partial v}\right)_s \quad (3.16)$$

despejando $\left(\frac{\partial p}{\partial v}\right)_s$ y sustituyendo su valor en la ecuación (3.14):

$$v^* = \sqrt{\frac{v^2 n p g_c}{v}} = \sqrt{g_c n v p} = \sqrt{n g_c z R T} \quad (3.17)$$

3.3 VELOCIDAD DEL SONIDO EN UN GAS IDEAL.

Puesto que en un gas ideal el factor de compresibilidad Z , es igual a la unidad, el valor de $\left(\frac{\partial \rho}{\partial p}\right)_T$ es igual a cero y la ecuación (3.15) queda:

$$v^* = \sqrt{K g_c R T} \quad (3.18)$$

recordando que: $R T = p V = p / \rho$

se tiene finalmente:

$$v^* = \sqrt{\frac{K g_c p}{\rho}} \quad (3.19)$$

Si la velocidad está dada en (pie/seg), la expresión anterior queda:

$$v^* = \sqrt{\frac{144 k p g_c}{\rho}} \quad (3.20)$$

es decir:

$$v^* \left[\frac{\text{pie}}{\text{seg}} \right] = \left\{ \frac{144 \left[\frac{\text{pg}^2}{\text{pie}^2} \right] K, p \left[\frac{\text{lb}}{\text{pg}^2} \right] g_c \left[\frac{\text{lbm}}{\text{lb}} \right] \left[\frac{\text{pie}}{\text{seg}^2} \right]}{\rho \left[\frac{\text{lbm}}{\text{pie}^3} \right]} \right\}^{1/2}$$

3.4 FLUJO ISOENTROPICO EN UNA DIMENSION⁽⁴⁾.

Cuando se considera que todas las propiedades de un fluido son uniformes en cualquier sección transversal de la tubería que lo contiene, se dice que el flujo está en una dimensión. Esta es una aproximación que simplifica considerablemente los cálculos de flujo en tuberías y, en forma rigurosa, se basa en la suposición de que la razón de cambio de las propiedades del fluido en la dirección normal al flujo, es despreciable con respecto a la razón de cambio existente en la dirección del mismo.

En párrafos anteriores se comentó que en tramos de tubería cortos, como son los estranguladores, se pueden despreciar los efectos de la fuerza de fricción obteniéndose un proceso adiabático y prácticamente reversible, y por lo tanto isoentrópico.

Cuando se maneja gas ideal, en un proceso de este tipo las relaciones de presión, temperatura y densidad están dadas por las ecuaciones siguientes:

$$\left(\frac{P}{P_0}\right) = \left(\frac{\rho}{\rho_0}\right)^K \quad (3.21)$$

$$\left(\frac{T}{T_0}\right) = \left(\frac{P}{P_0}\right)^{(K-1)/K} \quad (3.22)$$

$$\left(\frac{\rho}{\rho_0}\right) = \left(\frac{P}{P_0}\right)^{1/K} = \left(\frac{T}{T_0}\right)^{1/(K-1)} \quad (3.23)$$

Ecuaciones que pueden ser expresadas en función del número mach (M) como se indica a continuación:

$$\text{Por la primera ley de termodinámica se tiene que: } h_0 = h + \frac{v^2}{2}$$

$$\text{o sea: } v^2 = 2(h_0 - h) = 2 \Delta h \quad (3.24)$$

La diferencia de entalpías en un gas ideal es $\Delta h = C_p \Delta T$ que al sustituir en la ecuación (3.24) da: $v^2 = 2 C_p \Delta T$ (3.25)

Además, la capacidad calorífica está definida por:

$$C_p - C_v = R$$

$$C_p / C_v = K$$

$$C_p = \frac{K}{K-1} R \quad (3.26)$$

sustituyendo en la ecuación (3.25): $v^2 = \frac{2 K}{K - 1} R \Delta T$

puesto que: $\Delta T = T_0 - T$ se puede escribir:

$$v^2 = \frac{2 K}{K - 1} (T_0 - T) R$$

dividiendo por T y despejando: $\frac{T_0}{T} = \frac{v^2}{2 K R T} (K - 1) + 1$

por definición: $M = v/v^*$

y finalmente se tiene: $\frac{T_0}{T} = \frac{K - 1}{2} M^2 + 1$ (3.27)

Combinando las ecuaciones (3.21), (3.22), (3.23) y (3.27) se obtienen las expresiones que relacionan la presión, la temperatura y la densidad de un gas ideal en un proceso isoentrópico, en función del número mach y de la relación de calores específicos, esto es:

$$\frac{P_0}{P} = \left(1 + \frac{K - 1}{2} M^2 \right)^{K/(K-1)} \quad (3.28)$$

$$\frac{\rho_0}{\rho} = \left(1 + \frac{K - 1}{2} M^2 \right)^{1/(K - 1)} \quad (3.29)$$

Un caso particular, es el correspondiente al flujo crítico, en el que $M = 1$; si se toma un valor de $K = 1.4$ relativo a un gas diatómico, se obtienen los siguientes resultados:

$$\frac{T^*}{T_0} = \frac{2}{1.4 + 1} = 0.8333 \quad (3.30)$$

$$\frac{P^*}{P_0} = \left[\frac{2}{1.4 + 1} \right]^{1.4/0.4} = 0.5283 \quad (3.31)$$

$$\frac{p^*}{p_0} = \left[\frac{2}{1.4 + 1} \right]^{1/0.4} = 0.6339 \quad (3.32)$$

Puede observarse que la temperatura en la garganta del estrangulador es únicamente de un 17 por ciento menos que la temperatura de referencia; y que la presión en la misma sección es solamente la mitad de la presión isoentrópica de referencia.

La relación de presión crítica p^*/p_0 tiene un valor similar para todos los gases, su magnitud varía casi linealmente con el valor de K fluctuando entre $p^*/p_0 = 0.6065$ para $K = 1.0$, y $p^*/p_0 = 0.4867$ para $K = 1.67$.

3.5 FLUJO ISOENTROPICO A TRAVES DE UN CANAL DE AREA VARIABLE.

De acuerdo con John y Haberman⁽⁵⁾ el flujo isoentrópico a través de un canal de área variable, Figura 3.3, está definido por la siguiente expresión:

$$dp + \frac{\rho v^2}{g_c} \left[-g_c \frac{dv}{v^2} - \frac{dA}{A} \right] = 0 \quad (3.33)$$

- donde:
- p = presión (F/L^2)
 - ρ = densidad (M/L^3)
 - A = área promedio de la sección transversal en el intervalo analizado (L^2)
 - g_c = constante gravitacional (M/F) (L/T^2)
 - v = velocidad del flujo (L/T)
 - v^* = velocidad sónica (L/T)

Recordando que $M = v/v^*$, la ecuación anterior puede escribirse:

$$dp (1 - M^2) = \frac{\rho v^2}{g_c} \frac{dA}{A} \quad (3.34)$$

de donde se sigue el análisis de los tres casos posibles:

(a) Flujo sub-sónico $M < 1$ (Figura 3.4)

El término $(1 - M^2)$ es positivo y al aumentar el área se incrementa la presión y se reduce la velocidad del flujo.

(b) Flujo supersónico $M > 1$ (Figura 3.5)

El término $(1 - M^2)$ es negativo y al incrementarse el área, aumenta también la velocidad del flujo pero se presenta una disminución de la presión.

(c) Flujo sónico $M = 1$ (Figura 3.6)

Para este caso, es conveniente escribir la ecuación (3.34) de la siguiente manera:

$$\frac{dA}{dp} = \frac{1 - M^2}{\rho v^2} A g_c$$

donde puede verse que: $dA/dp = 0$

En resumen, en un canal convergente la máxima velocidad que puede alcanzar un flujo sub-sónico es la velocidad sónica, independientemente de la diferencia de presión existente. Además, la velocidad supersónica sólo puede lograrse en un sistema donde el área del canal cambia de convergente o uniforme a divergente, tal como se muestra en la figura 3.7, y que corresponde al caso de un estrangulador donde el comportamiento del flujo puede describirse de la siguiente manera:

Supóngase que en un sistema como el mostrado en la figura anterior se tienen tres secciones: (1) Entrada, (2) Garganta y (3) Salida. Además, las condiciones iniciales del sistema implican que $p_1 = p_3$ o sea que no existe flujo a través de él.

En un instante dado, se reduce la presión en la salida (p_3) estableciéndose una diferencial de presión que causa un movimiento del fluido con una velocidad inicial sub-sónica en todo el sistema.

A medida que se incrementa la caída de presión, la velocidad del flujo también aumenta, hasta que en la garganta iguala la velocidad del sonido. Cuando esto sucede, la onda provocada por la presión p_3 queda completamente contrarrestada, ya que esta onda se propaga a la velocidad sónica pero en sentido contrario.

Esto significa que para cada presión aguas arriba (p_1) se tendrá el máximo gasto de masa posible a través del estrangulador; dicho gasto será constante e independiente de la presión aguas abajo.

NOMENCLATURA.

A = área de la sección transversal

C_p = capacidad calorífica a presión constante

C_v = capacidad calorífica a volumen constante

g_c = constante gravitacional

h = entalpia

M = número mach

n = coeficiente de expansión isentrópica

p = presión, p_1 = aguas arriba, $p_2 = p_3$ = aguas abajo

R = constante del gas

S = entropía

T = temperatura

V = volumen específico

v = velocidad del flujo

v^* = velocidad sónica

Z = factor de compresibilidad del gas

K = relación de capacidades caloríficas (C_p/C_v)

ρ = densidad

$()^*$ = parámetro en condiciones críticas ($M = 1$)

$()_0$ = parámetro de referencia

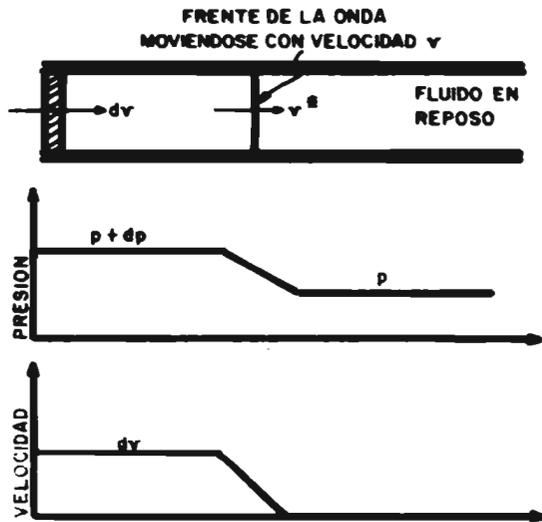


FIGURA 3.1

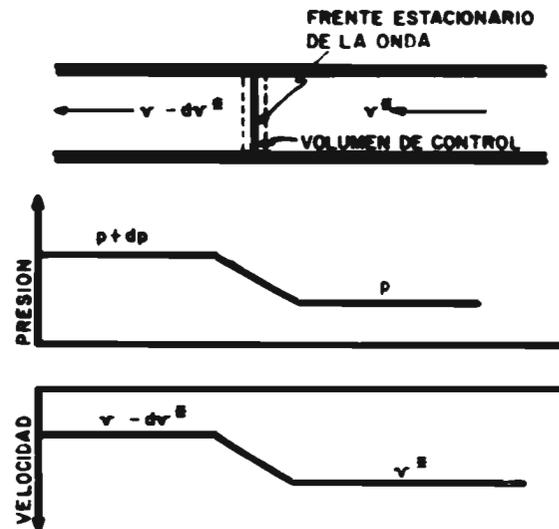


FIGURA 3.2

PROPAGACION DE UNA ONDA INFINITESIMAL DE PRESION (SEGUN SHAPIRO⁽⁴⁾)

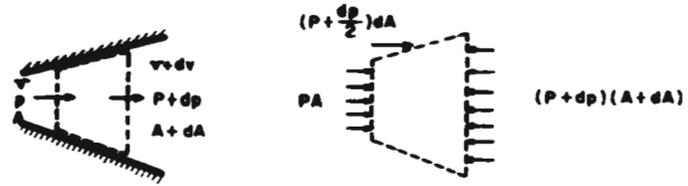


FIGURA 3.3

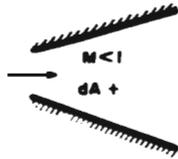


FIGURA 3.4

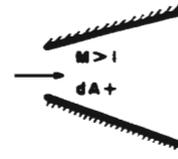
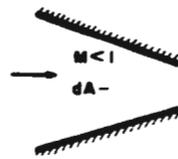


FIGURA 3.5

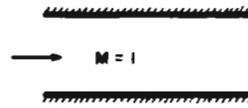
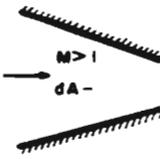


FIGURA 3.6

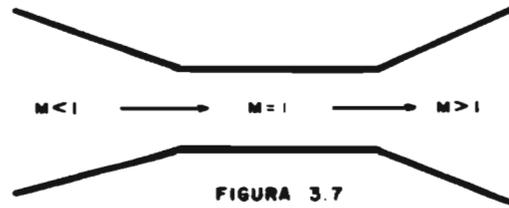


FIGURA 3.7

EFFECTOS DEL CAMBIO DEL AREA EN UN CANAL (SEGUN JOHN HABERMAN⁽¹⁰⁾)

C A P I T U L O I V

MECANISMO DEL FLUJO MULTIFASICO A TRAVES DE UN ESTRANGULADOR

El análisis del flujo en una sola fase a través de un estrangulador, se puede basar en la solución de la ecuación general de balance de energía:

$$\int_1^2 (v \, dp + g_c \, dh + \frac{1}{2} \, dv^2 + dw) = 0 \quad (4.1)$$

donde los límites de integración corresponden a la entrada (1) y a la parte central (2) de la restricción.

Sin embargo, cuando se trata con flujo en dos fases, no puede aplicarse el mismo procedimiento tan fácilmente, puesto que la velocidad de la mezcla gas-líquido no es uniforme, y por lo tanto no se puede integrar el término de la energía cinética; además, también se desconoce la relación entre la presión y la densidad de la mezcla, lo que complica aún más la solución de la ecuación (4.1).

A pesar de estas limitaciones, es posible resolver este problema si se aceptan las siguientes suposiciones:

- (a) El gas es la fase continua de la mezcla

- (b) La velocidad v_2 , en la garganta del estrangulador, es uniforme.
- (c) El gas se expande politrópicamente y la relación entre la presión y la densidad está dada por la expresión $p V^n = \text{constante}$.
- (d) Se desprecian la energía potencial, la energía de superficie y la fricción.
- (e) Se pueden determinar las pérdidas por resbalamiento.

A continuación se presentan los aspectos fundamentales que, según Roa⁽⁷⁾ definen el mecanismo del flujo en dos fases a través de una restricción. Estos aspectos están basados en las suposiciones anteriores.

En la entrada de la restricción, la velocidad del flujo aumenta hasta alcanzar la velocidad del sonido; este incremento de velocidad afecta la mezcla de fluido provocando una dispersión del líquido en el gas en forma de pequeñas gotas ($\bar{d} = 3 \times 10^{-5}$ cm), lo que origina un patrón de flujo tipo niebla. Es conveniente señalar, que en las paredes del estrangulador se forma una capa muy delgada de líquido y que puede ser despreciada debido a la velocidad tan pequeña con que se desplaza.

Al formarse las gotas de líquido, estas se mueven con una velocidad relativamente lenta y van acelerándose hacia el centro de la garganta; esta aceleración se debe a la energía cinética del gas, cuya velocidad y densidad permanecen prácticamente constantes en la garganta. El análisis de este fenómeno permite calcular las pérdidas por resbalamiento de la siguiente manera:

La energía cedida por el gas es: $E_g = \int_0^t F v_g dt$ (4.2)

la energía que recibe la gota de líquido: $E_l = \int_0^t F v_l dt$ (4.3)

por lo tanto, la pérdida de energía debida al resbalamiento será:

$$E_s = (E_g - E_l) = \int_0^t F (v_g - v_l) dt \quad (4.4)$$

donde: E_s = energía (perdida de) debida al resbalamiento

E_g = energía cedida por el gas

E_l = energía que recibe la gota de líquido

F = fuerza de fricción

v_g = velocidad del gas

v_l = velocidad del líquido t = tiempo

Ros⁽⁷⁾ demuestra que los términos E_s y E_l son prácticamente iguales y que por lo tanto, se puede concluir que las pérdidas por resbalamiento que ocurren con la aceleración de un cierto volumen de líquido, son prácticamente iguales a la energía cinética de dicho volumen.

Como se indicó en el capítulo anterior, al entrar el flujo en una restricción, se tiene una rápida caída de presión, la velocidad del flujo aumenta y su temperatura decrece; en el caso de un flujo de dos fases este comportamiento también se cumple con las siguientes características:

En el primer instante la temperatura del líquido permanece prácticamente inalterable, mientras que la temperatura del gas decrece adiabáticamente. Esta diferencia de temperaturas origina una transferencia de calor entre las dos fases, con una intensidad tal que se puede considerar que tanto la gota de líquido como el gas que la rodea tienen la misma temperatura durante el proceso de expansión. Dicha expansión se considera politrópica, lo cual puede justificarse de la siguiente manera:

Podemos considerar que el proceso de expansión real se encuentra ubicado entre dos procesos límite, el primero donde las pérdidas irreversibles de energía y la diferencia de velocidades entre las fases son despreciables; y el segundo, donde ambos parámetros se consideran en su valor máximo. El primer proceso es, por definición, adiabático y de acuerdo con la primera ley de la termodinámica se tiene que:

$$dQ = dU + pdV = 0 \quad \text{o sea: } m_L (dU_L + pdV_L) + m_g (dU_g + pdV_g) = 0 \quad (4.5)$$

considerando: $dU_L = C_{vL} dT$, $dU_g = C_{vG} dT$ y $dV_L = 0$ se tiene:

$$(m_L C_{vL} + m_g C_{vG}) dT + m_g p dV_g = 0 \quad (4.6)$$

de la ecuación de los gases se tiene que:

$$pV = (C_p - C_v) T \quad (4.7)$$

$$\text{diferenciándola: } Vdp + pdV = (C_p - C_v) dT \quad (4.8)$$

despejando dT de la ecuación (4.6) y sustituyendo en la (4.8)

$$dT = - \frac{m_g p dV}{m_L C_{vL} + m_g C_{vG}}$$

$$v dp + p dv = - \frac{(C_p - C_v) m_g}{m_L C_{vL} + m_g C_{vG}} p dv$$

$$v dp = - \left\{ 1 + \frac{(C_p - C_v) m_g}{m_L C_{vL} + m_g C_{vG}} \right\} p dv$$

$$\frac{dp}{p} = - \left\{ 1 + \frac{(C_p - C_v) m_g}{m_L C_{vL} + m_g C_{vG}} \right\} \frac{dv}{v}$$

haciendo $n = 1 + \frac{(C_p - C_v) m_g}{m_L C_{vL} + m_g C_{vG}}$

sustituyendo este valor e integrando: $\int_{P_1}^{P_2} \frac{dp}{p} = - n \int_{V_1}^{V_2} \frac{dv}{v}$

$$\text{Ln} \frac{P_2}{P_1} = \text{Ln} \left(\frac{V_1}{V_2} \right)^n$$

y finalmente se tiene $P_1 V_1^n = P_2 V_2^n = p V^n$ cte (4.9)

Si se sustituyen los valores numéricos sugeridos por Ros⁽⁷⁾ se tendrá el resultado siguiente:

$$\left. \begin{array}{ll} m_g = 0.15 & m_1 = 0.85 \\ C_{p_g} = 0.56 & \\ C_{v_g} = 0.43 & C_{v_1} = 0.58 \end{array} \right\} n = 1.035 \quad (4.10)$$

Volviendo ahora al segundo proceso, al considerar la diferencia de velocidades y las pérdidas irreversibles de energía en su máximo valor, la energía cinética es cero y la entalpia de la fase gaseosa permanecerá constante; es decir:

$$dH = d(U_g + p V_g) = C_{v_g} dT + p dV + V dp = 0 \quad (4.11)$$

si se combina la ecuación anterior con la ecuación de estado del gas, en su forma diferencial ($pdV + Vdp = RdT$) se tendrá:

$$C_v dT + RdT = 0$$

$$(C_v + R) dT = 0 \quad (4.12)$$

de donde se puede concluir que en este proceso $dT = 0$, o sea T es constante y que la expansión es isotérmica por lo que $n = 1$.

Al comparar este último valor con el obtenido en (4.10) de 1.035 se puede apreciar que su diferencia es muy pequeña y que por lo tanto es válida la suposición de que el proceso de expansión del gas es politrópico.

NOMENCLATURA.

- C_p = capacidad calorífica a presión constante
- C_v = capacidad calorífica a volumen constante
- g_c = constante gravitacional
- h = altura sobre un nivel de referencia
- H = entalpía (por unidad de masa)
- F = fricción
- E_s = pérdidas por resbalamiento
- E_L = energía absorbida por el líquido
- E_g = energía cedida por el gas
- \bar{d} = diámetro de la gota de líquido

- m = masa
- p = presión
- Q = calor proporcionado al sistema
- R = constante del gas
- T = temperatura
- U = energía interna
- V = volumen
- v = velocidad
- w = pérdidas de energía irreversibles
- ()_L = con referencia al líquido
- ()_g = con referencia al gas

C A P I T U L O V

CORRELACIONES

La mayoría de las correlaciones que se presentan en este capítulo fueron desarrolladas en forma empírica y básicamente relacionan las variables siguientes:

(a) Presión en la cabeza del pozo, o sea la presión aguas arriba del estrangulador;
(b) Gasto de aceite; (c) Relación gas-aceite, y (d) Diámetro del orificio. Algunos autores como Ashford y Pierce, consideran también la temperatura de flujo y la densidad de cada una de las fases.

Todas las correlaciones parten de la teoría de la existencia de flujo crítico en la garganta del estrangulador; aunque Fortunati y Ashford y Pierce consideran el caso de flujo no crítico, el primero en estranguladores y los segundos en válvulas de tormenta.

El valor de la relación de presiones críticas p_2/p_1 , necesarios para la existencia de flujo sónico, varía de acuerdo con el criterio de cada autor; en la tabla 5.1 pueden observarse los diferentes valores dados a esta relación.

En el desarrollo de las diferentes expresiones que se verán a continuación, se hicieron una serie de suposiciones, tales como: flujo isotérmico, condiciones

críticas y la no existencia de producción de agua; estas suposiciones no son totalmente ciertas y provocan una cierta desviación entre los valores medidos y los calculados. Una forma de contrarrestar dicha desviación es la introducción de una constante denominada coeficiente de descarga del orificio (C), definida por la ecuación:

$$C = \frac{\text{GASTO MEDIDO}}{\text{GASTO CALCULADO}} \quad (5.1)$$

El valor de este coeficiente tiene un valor aproximado a la unidad, en la tabla 5.2 se muestran algunos de estos valores.

En cada trabajo analizado se indican los aspectos fundamentales que sirven de base para la derivación de la correlación, así como los límites y resultados de su aplicación. Al final de cada una de estas correlaciones se presenta la nomenclatura, gráficas y tablas correspondientes.

TABLA 5.1

<u>CORRELACION</u>	<u>RELACION DE PRESION CRITICA</u>
GILBERT	< 0.588
ROS - FORTUNATI	~ 0.5
POETTMANN Y BECK	≤ 0.55
OMAÑA	≤ 0.546
ASHFORD	≤ 0.544
GAS DIATOMICO*	< 0.528

*Ver Capítulo III

TABLA 5.2

<u>AUTOR</u>	<u>COEFICIENTE DE DESCARGA</u>
ROS	1.03 ± 0.09
ASHFORD - PIERCE	1.1510 para 14/64"
	1.0564 para 16/64"
	0.9760 para 20/64"

5.1 GILBERT, BAXENDELL Y ACHONG

Gilbert⁽⁸⁾ analizó el problema del flujo de dos fases en pozos fluyentes y en pozos operados con bombeo neumático, dividiendo su estudio en tres partes: (a) Flujo del yacimiento al pozo a través del intervalo disparado, (b) Flujo en la tubería de producción, y (c) Flujo a través del estrangulador. Como solución propuso una serie de curvas de gradiente de presión y nomogramas sobre el comportamiento de los casos (a) y (c). Para el problema del flujo a través del estrangulador derivó la siguiente expresión, basándose en datos reales de producción obtenidos en el campo Ten Section:

$$p = \frac{10 R^{0.546} Q}{S^{1.89}} \quad (5.2)$$

- donde:
- p = presión en la cabeza del pozo (lb/pg²)
 - R = relación gas-líquido (pie³/bl)
 - Q = gasto de aceite (bl/día)
 - S = diámetro del estrangulador (64avo de pulgada)

Gilbert considera que esta ecuación es válida para una relación de presiones p_2/p_1 igual o menor a 0.7, y que para valores mayores el tamaño del estrangulador calculado por ésta, será muy pequeño para las condiciones dadas.

Como una solución aproximada a su ecuación, el autor desarrolló el nomograma mostrado en la Figura 5.1, el que está dividido en dos gráficas; la primera que muestra el comportamiento de un estrangulador de 10/64" de diámetro, y la segunda que permite corregir el valor obtenido, para orificios de diferente tamaño. Este nomograma puede utilizarse para determinar cualquiera de las cuatro variables involucradas en la ecuación, teniendo como conocidas las otras tres.

De los resultados de sus experimentos, Gilbert graficó la variación de la producción debida al cambio de las otras variables; por su interés, a continuación se presentan tres de estas gráficas. En la Figura 5.2 está representado el comportamiento de la relación gas-líquido, para un estrangulador 10/64" de diámetro, teniendo en las ordenadas a la presión en la T.P., y en las abscisas, la producción de aceite. En la Figura 5.3 se muestra la variación de la producción contra el tamaño del estrangulador, teniendo como variable la relación gas-líquido. Por último, en la Figura 5.4 puede observarse nuevamente el comportamiento de la producción contra la variación de la presión en la T.P., teniendo como doble variable la relación gas-líquido y el tamaño del estrangulador.

Baxendell⁽⁹⁾ primero y Achong⁽⁹⁾ después, aplicaron la ecuación de Gilbert obteniendo coeficientes y exponentes diferentes, tal como se muestra en la tabla

siguiente:

TABLA 5.3

<u>CORRELACION</u>	<u>A</u>	<u>B</u>	<u>C</u>
GILBERT	10.00	0.546	1.89
BAXENDELL	9.56	0.546	1.93
ACHONG	3.82	0.650	1.88

de acuerdo con la expresión general:

$$p = \frac{A R^B Q}{S^C}$$

NOMENCLATURA

A = coeficiente empírico

B, C = exponente empírico

$p = p_1$ = presión en la T.P. (lb/pg²)

p_2 = presión aguas abajo (lb/pg²)

Q = producción de líquido (bl/día)

R = relación gas-líquido (pie³/bl)

S = diámetro del estrangulador (64avo pg)

5.2 ROS, POETTMANN Y BECK

La teoría del mecanismo del flujo multifásico presentada en el capítulo anterior fue desarrollada por Ros⁽⁷⁾ y es uno de los análisis más completo que se han

hecho sobre este tema. Este autor derivó una ecuación que describe el comportamiento del flujo a través de un estrangulador; el planteamiento general de esta ecuación se presenta en el Apéndice A, de este trabajo y a continuación se indica en forma resumida.

Ros consideró en su análisis las ecuaciones siguientes:

$$(a) \text{ Balanza de energía: } \int_{p_1}^{p_2} v dp + \int_{v_1}^{v_2} (m_L + 1) v dv = 0 \quad (5.21)$$

$$(b) \text{ Gasto de masa: } q_m = \frac{A C v^2}{\sqrt{2}} \quad (5.22)$$

$$(c) \text{ Expansión politrópica del gas: } p (V - V_L)^K = b \quad (5.23)$$

$$(d) \text{ Relación gas libre-líquido: } R(p, T) = \frac{V_1 - V_L}{V_L} \quad (5.24)$$

Obteniendo como resultado la expresión:

$$q_m = AC \left[\frac{2 p_1}{V_L (1 + m_L)} \right]^{1/2} \frac{\left\{ \frac{K}{K-1} R(p, T) \left[1 - (\mathcal{E}) \right]^{(K-1)/K} + (1 - \mathcal{E}) \right\}^{1/2}}{R(p, T) (\mathcal{E})^{-1/K} + 1} \quad (5.25)$$

donde: A = área de la sección transversal

b = constante de expansión politrópica

C = coeficiente de descarga del arificio

m_L = masa de líquido por unidad de masa total

p = presión (1) aguas arriba, (2) en la garganta

\mathcal{E} = p_2/p_1

k = C_p/C_v

$R(p, T)$ = relación gas libre-líquido a presión y temperatura de la T.P.

Poettmann y Beck⁽¹⁰⁾ analizaron la ecuación derivada por Ros y concluyeron que su presentación no era muy accesible para el personal que labora en los campos petroleros; por lo tanto, reescribieron dicha ecuación en unidades de campo y propusieron una solución gráfica.

Esta solución fue dividida en tres nomogramas en función de la densidad relativa del aceite. El primer nomograma, Figura 5.5 se utiliza para aceites cuya densidad varía entre 15 y 24 °API (0.9659 y 0.91), el segundo, Figura 5.6, es para aceites de densidad entre 25 y 34 °API (0.9042 y 0.855); y el último, Figura 5.7, es para aceites de densidad mayor de 35 °API (0.8498). De acuerdo con los autores, estas gráficas sirven únicamente para flujo de dos fases, gas-aceite, quedando invalidadas por la presencia de agua en la producción.

La ecuación de la que parten Poettmann y Beck es:

$$\phi_m = AC \left[\frac{2 P_1}{V_L [1 + (1 - \alpha) m_L]} \right]^{\frac{1}{2}} \left[\frac{(.4313 + .04) \sqrt{R^* + .7566 + .0188 \alpha}}{R^* + .5553 + .330} \right] \quad (5.26)$$

y para convertirla en unidades de campo utilizaron las expresiones siguientes:

$$Q = \frac{86400 \cdot \phi_m}{5.61 \rho_o + 0.0765 \gamma_g R} \quad (5.27)$$

$$P = \frac{P_1}{4636.8} \quad (5.28)$$

$$m_L = \frac{1}{1 + R(\rho_g / \rho_o)} \quad (5.29)$$

$$V_L = \frac{m_L}{\rho_o} \quad (5.30)$$

Considerando $C = 1.03$ y $a = 0.5$ y sustituyendo las ecuaciones (5.27) y (5.28) en la (5.26), se tiene:

$$Q = \frac{88992, A}{5.61 \rho_o + .0765 \gamma_g R} \sqrt{\frac{9273,6 p}{V_L (1 + .5m_L)}} \left[\frac{.4513 \sqrt{r + .766}}{r + .5663} \right] \quad (5.31)$$

En esta expresión, r queda definida por:

$$r = \frac{0.00504 T z (R - R_s)}{p B_o} \quad (5.32)$$

Para los datos referentes al comportamiento PVT del fluido, los autores utilizaron la correlación de Borden y Rzasa⁽¹¹⁾.

Las gráficas mencionadas se probaron comparando sus resultados con los obtenidos en 108 pruebas de campo, habiéndose logrado una exactitud en promedio aritmético del +1.7 por ciento, y una desviación estandar del 26.4 por ciento.

En un curso presentado por Beggs y Brill⁽⁹⁾ en la Universidad de Tulsa, analizan también la ecuación derivada por Ros, escribiéndola en la forma y términos utilizados en la expresión de Gilbert y con los coeficientes siguientes:

$$p = \frac{17.40 R^{0.5} Q}{S^{2.0}} \quad (5.33)$$

NOMENCLATURA

A = área de la sección transversal del estrangulador (pie²)

C = coeficiente de descarga del orificio

B_o = factor de volumen del aceite, medido a p y T

- m_L = masa de líquido por unidad de masa total
 n = coeficiente de expansión politrópica
 p = presión (lb/pg²)
 p_1 = presión en la T.P. (lbm/plie²)
 Q = gasto de aceite (bbl/día)
 R = relación gas-aceite (scf/bbl)
 R^* = relación gas-aceite medida a la presión en la T.P.
 R_s = relación de gas soluble en el aceite (scf/bbl) a p y T
 v = velocidad del flujo
 V = volumen específico total
 V_2 = volumen específico del fluido en la garganta del estrangulador
 V_L = volumen específico del líquido
 T = temperatura de flujo (supuesta 545 °R)
 Z = factor de compresibilidad del gas, medida a p y T
 ϕ_m = gasto de masa total (lb/seg)
 ϕ_c = gasto de masa crítico
 e = calidad de dispersión (adimensional)
 γ_g = densidad relativa del gas
 ρ_o = densidad del aceite (lb/plie³)
 ρ_g = densidad del gas (lb/plie³)

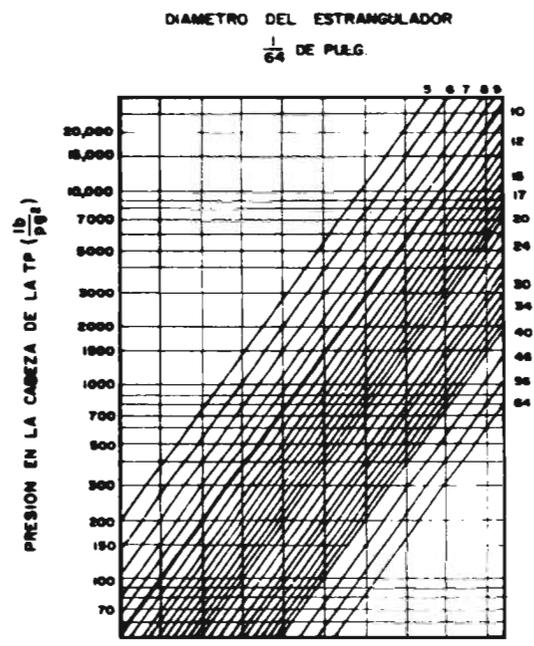
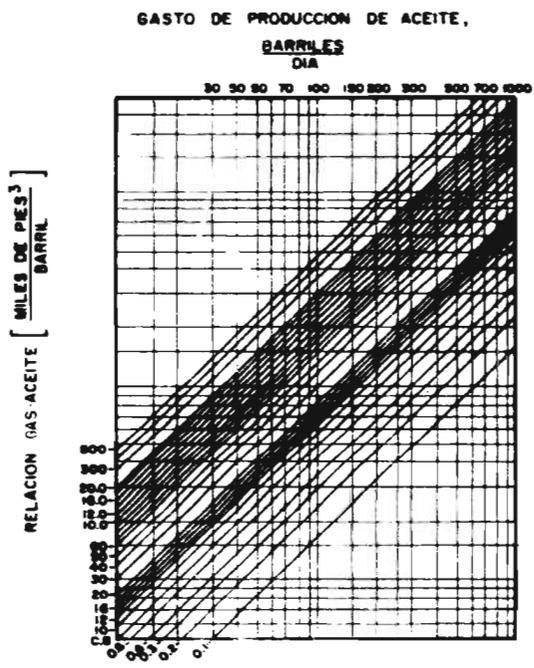


FIG. 5.1 - GRAFICA DEL COMPORTAMIENTO DEL ESTRANGULADOR, SEGUN GILBERT⁽⁸⁾
(DEL CURSO DE FLUJO MULTIFASICO EN TUBERIAS, DEL IMP)

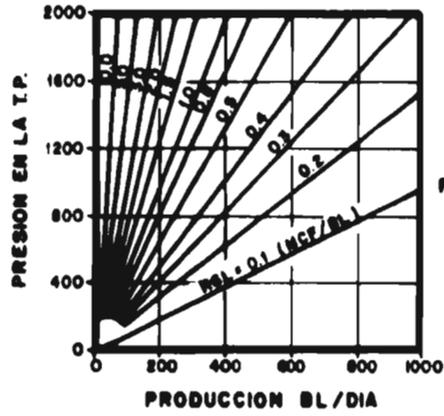


FIGURA 5.2

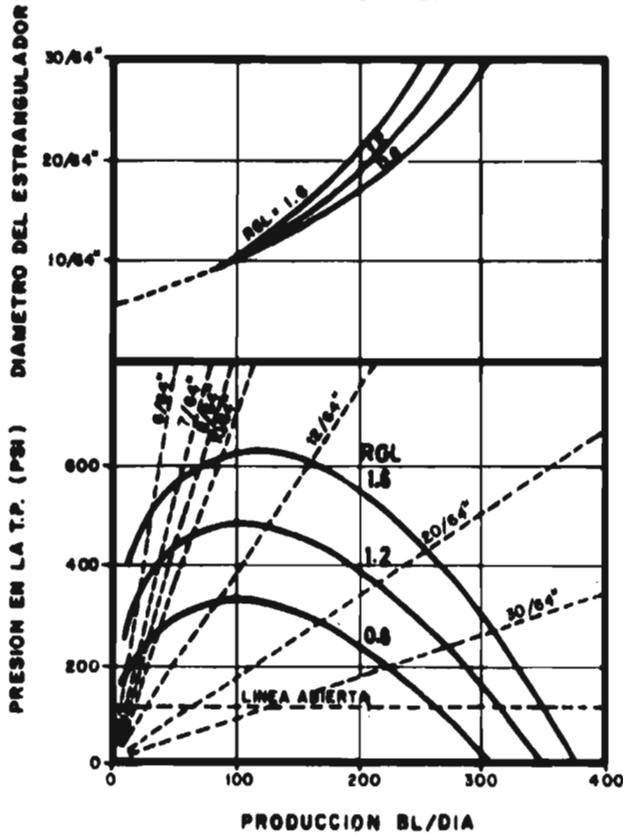


FIGURA 5.3

FIGURA 5.4

GRAFICAS OBTENIDAS POR GILBERT (8)

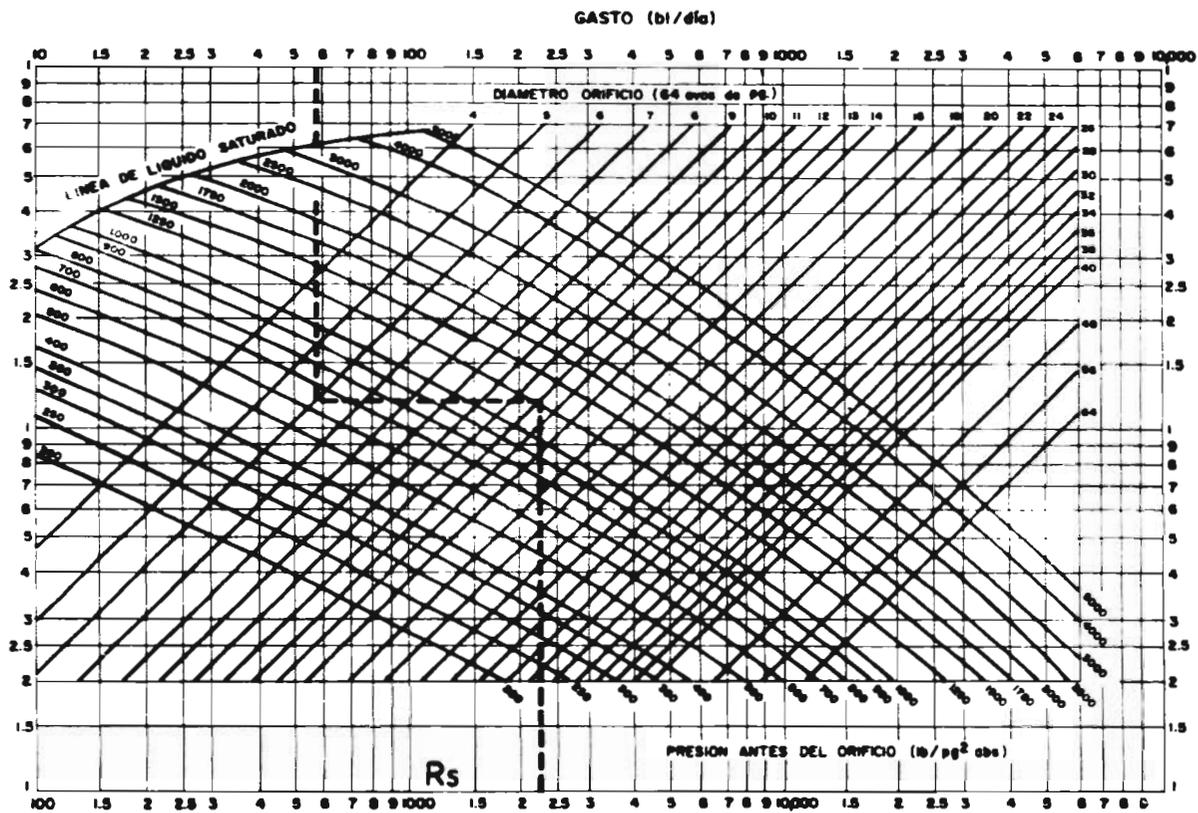


FIG. 5.5 - FLUJO MULTIFASICO EN ORIFICIOS, DENSIDAD DEL ACEITE 20° API⁽¹⁰⁾
 (DEL CURSO DE FLUJO MULTIFASICO EN TUBERIAS, DEL IMP)

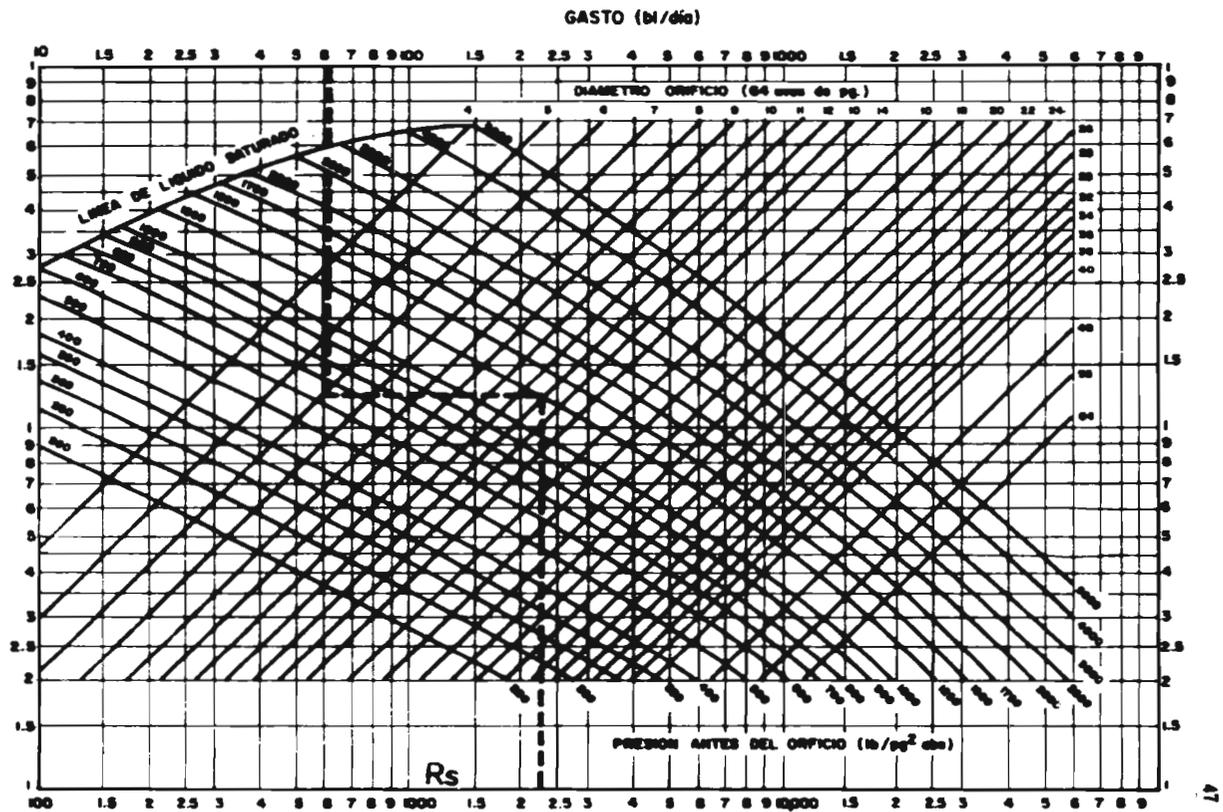


FIG. 5.6 - FLUJO MULTIFASICO EN ORIFICIOS, DENSIDAD DEL ACEITE 30° API⁽¹⁰⁾
 (DEL CURSO DE FLUJO MULTIFASICO EN TUBERIAS, DEL IMP)

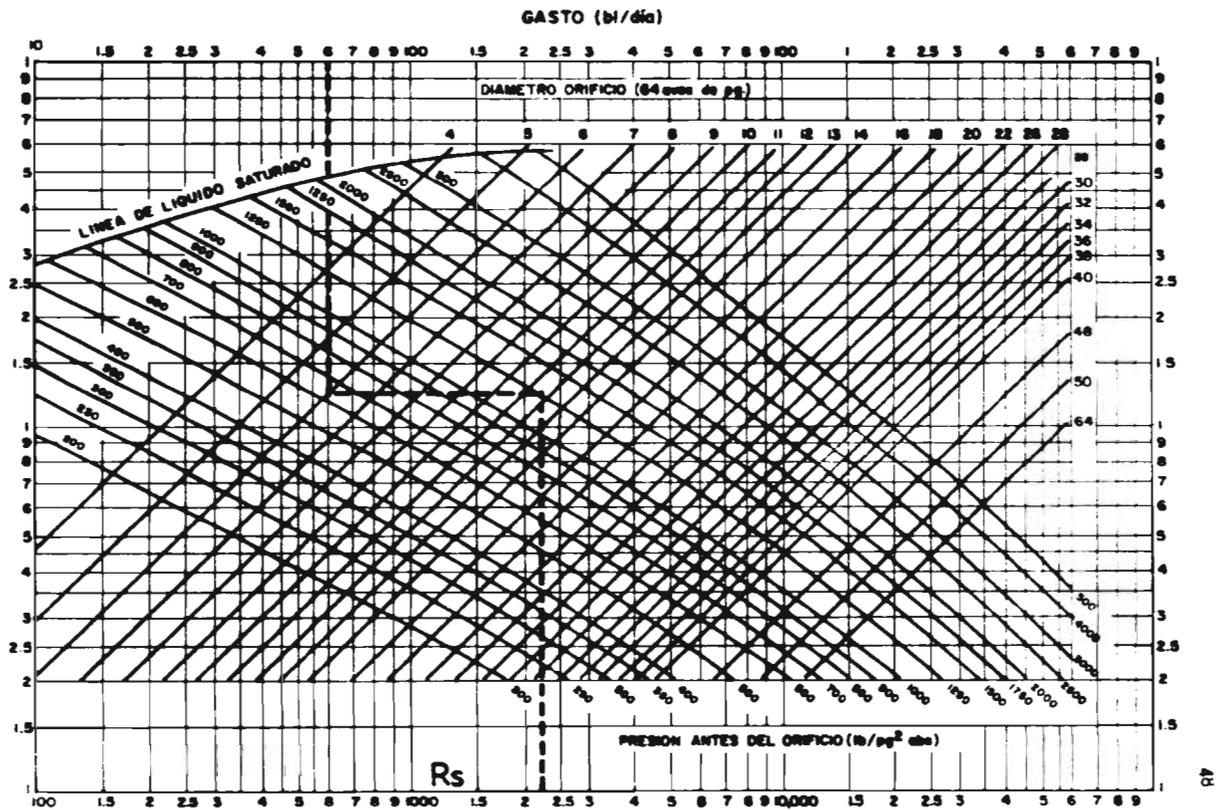


FIG. 5.7 - FLUJO MULTIFASICO EN ORIFICIOS, DENSIDAD DEL ACEITE 40° API⁽¹⁰⁾
 (DEL CURSO DE FLUJO MULTIFASICO EN TUBERIAS, DEL IMP)

5.3 OMAÑA, HOUSIERE, BROWN, BRILL Y THOMSON⁽¹²⁾

Omaña y colaboradores desarrollaron una correlación empírica para flujo de dos fases, gas-agua, a través de un estrangulador instalado en una tubería vertical. Los datos experimentales los obtuvieron en una unidad de prueba de la Unión Oil Co., de California, instalado en el campo Tiger Lagoon; en esta unidad colocaron una sección vertical en forma de U invertida, donde instalaron el estrangulador entre dos tramos de tubería de plástico transparente, a fin de poder tomar película del comportamiento del flujo antes y después del orificio.

La correlación principal fue derivada en función de números o grupos adimensionales, basados en los datos obtenidos en las pruebas cuyo rango de operación fue:

PRESION 400 a 1000 psig

GASTOS: AGUA 0 a 800 bl/día

GAS 0 a 7 MMSCF/D

ESTRANGULADOR 4/64" a 14/64"

Las propiedades físicas de los fluidos utilizados en los experimentos fueron:

AGUA: DENSIDAD RELATIVA = 1.01

TENSION SUPERFICIAL = 66 dinas/cm

VISCOSIDAD = 1.01 Cp a 80 °F

GAS: DENSIDAD RELATIVA = 0.611

VISCOSIDAD = 0.012 Cp a 80 °F

Los autores determinaron el máximo gasto posible a través de cada uno de

los estranguladores probados; primero del agua y después del gas, en forma individual; repitiéndose las pruebas con las dos fases mezcladas con diferentes relaciones gas-líquido.

Al terminar la prueba, se midieron los estranguladores determinándose las diferencias de diámetro en relación con los diámetros nominales. El ajuste necesario, correspondiente a dichas diferencias, quedó integrado a la correlación general.

Los números o grupos adimensionales utilizados en este estudio se presentan a continuación, tanto en unidades cgs, como unidades de campo.

1) Grupos gobernantes:

1.1) Diámetro

$$N_d = d \left(\frac{\rho_L \rho'}{\sigma} \right)^{0.5} = 120.872 d \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.5} \quad (5.31)$$

1.2) Velocidad del líquido

$$N_{vL} = v_{sL}' \left(\frac{\rho_L}{g\sigma} \right)^{0.25} = 1.938 v_{sL} \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.25} \quad (5.32)$$

1.3) Velocidad del gas

$$N_{vg} = v_{sg}' \left(\frac{\rho_L}{g\sigma} \right)^{0.25} = 1.938 v_{sg} \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.25} \quad (5.33)$$

1.4) Relación gas-líquido

$$R = N_{vg} / N_{vL} = RGL.Bg / 5.61 \quad (5.34)$$

1.5) Viscosidad del líquido

$$N_L = \mu_L \left(\frac{q'}{e_L \sigma} \right)^{.25} = .15726 \mu_L \left(\frac{1}{e_L \sigma} \right)^{.25} \quad (5.35)$$

1.6) Relación de densidades

$$N_\rho = \rho_g / \rho_L \quad (5.36)$$

1.7) Presión aguas arriba del estrangulador

$$N_{p1} = p_1 \left(\frac{1}{e_L \sigma} \right)^{.5} = 1.75 \left(\frac{p_1}{(e_L \sigma)^{.5}} \right) \times 10^{-2} \quad (5.37)$$

2) Grupo dependiente:

2.1) Gasto del líquido

$$N_{qL} = q_L \left(\frac{q'^3 \rho_L^{.5}}{\sigma} \right)^{.25} = 1.84 q_L \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{1.25} \quad (5.38)$$

3) Grupo de ajuste:

3.1) Producción

$$Q_d = \frac{1}{1 + R} \quad (5.39)$$

Utilizando la técnica "análisis de regresión múltiple", los autores llegaron a la expresión final siguiente:

$$N_{qL} = 263 (N_\rho)^{-3.49} (N_{p1})^{3.19} (Q_d)^{.657} (N_d)^{1.8} \quad (5.310)$$

de donde: $q_o \text{ (bl/día)} = N_{qL} / 1.84 [\sigma / \rho_L]^{1.25} \quad (5.311)$

Las principales conclusiones que se derivan de esta correlación son:

(a) La correlación corresponde a un flujo crítico, pero también fue utilizada para condiciones subcríticas ($p_2/p_1 > 0.546$) incluyendo el caso de relaciones gas-líquido iguales o menores de la unidad. Esto se debe a que se observaron desviaciones en los resultados mayores del 10 por ciento, cuando se tenían relaciones de este tipo, independientemente de la diferencia de presiones existente.

(b) No se incluyen los efectos de la viscosidad del líquido ni los del colgamiento en la tubería vertical. Los primeros, debido a que el número de la viscosidad no correlacionaba con los demás y a que el número de Reynolds promedio situaba el flujo en régimen turbulento, y los patrones observados en los tramos transparentes fueron de niebla, burbuja y bache. Tampoco las correlaciones para el colgamiento, desarrolladas por Ros⁽⁷⁾ y por Hagedorn y Brown⁽¹³⁾ pudieron ser utilizadas en este estudio.

(c) Esta última consideración de no incluir el efecto de colgamiento, permite utilizar la correlación tanto para estranguladores de fondo como superficiales.

Los autores aplicaron también los métodos de Gilbert⁽⁸⁾ y Ros⁽⁷⁾ con el objeto de establecer una comparación de resultados; además dividieron sus propios resultados en dos grupos, uno donde se analizaban todos los datos y otro donde sólo se incluían los correspondientes a flujo crítico. El porcentaje de error y la desviación estandar resultantes de estos estudios fueron:

<u>CORRELACION</u>	<u>PORCENTAJE DE ERROR</u>	<u>DESVIACION ESTANDAR</u>
GILBERT	44.4	± 64
ROS	29.0	± 36
OMANA		
TODOS LOS DATOS	-1.15	± 15
FLUJO CRITICO	-1.11	± 15.3

CONVENCIONES

dímetro del estrangulador	d(pies)	d'(cm)
aceleración de la gravedad	g(pie/seg ²)	g'(cm/seg ²)
gasto de líquido	q _L (Bl/día)	q _L '(cm ³ /seg)
gasto de aceite	q _o (Bl/día)	
presión	p(psig)	p'(gr/cm ²)
relación gas-líquido	R(adimensional)	
velocidad superficial		
del líquido	v _{sL} (pie/seg)	v _{sL} '(cm/seg)
del gas	v _{sg} (pie/seg)	v _{sg} '(cm/seg)
densidad del líquido	e _L (lb/pie ³)	e _L '(gr/cm ³)
viscosidad del líquido	μ (cp)	
tensión superficial	σ (dinas/cm)	

5.4 FORTUNATI

Fortunati⁽¹⁴⁾ presenta una interesante variación de la teoría general del flujo a través de un estrangulador, al considerar que existen muchos casos en los que dicho flujo se presenta en condiciones sub-críticas y derivando una expresión que define el comportamiento de un flujo tanto crítico como subcrítico.

El autor indica que la velocidad del flujo depende en gran medida de la concentración del gas (β) en la mezcla y de la diferencia de presiones aguas arriba y abajo del estrangulador; sostiene que en un flujo de dos fases, dicha diferencia de presión llega a ser hasta diez veces mayor que la que se presenta en un flujo de una fase.

Fortunati señala que el flujo multifásico está definido por las siguientes funciones:

$$\varphi = \frac{F_g}{F_t} \frac{\text{(área ocupada por el gas)}}{\text{(área total)}} \quad (5.41)$$

$$\beta = \frac{q_g}{q_L + q_g} \quad (5.42)$$

y cuando se tiene dicho flujo a través de un estrangulador $\varphi = \beta$ además, la velocidad sónica en un fluido de dos fases queda definida por la expresión:

$$v^* = \sqrt{\frac{m P}{\beta m}} \quad (5.43)$$

donde:
$$m = \frac{(1 - x) C_{vL} + x C_{pG}}{(1 - x) C_{vL} + x C_{vG}} \quad (5.44)$$

$$x = \text{Masa de gas/Masa de mezcla} \quad (5.45)$$

$$e_m = \frac{(1 - q_g/q_m)}{Bo} (e_L^\circ + e_g^\circ Rsi) \quad (5.46)$$

Partiendo de estas ecuaciones, el autor deriva la siguiente:

$$p_2 = \frac{q_o^\circ}{F_t} \sqrt{(Rsi - Rs) (e_o^\circ + e_g^\circ Rsi) \frac{p_o z T}{T_o}} \quad (5.47)$$

y en términos del gasto:

$$q_o^\circ = \frac{p_2 F_t}{\sqrt{(Rsi - Rs) (e_o^\circ + e_g^\circ Rsi) \frac{p_o z T}{T_o}}} \quad (5.48)$$

Las dos últimas ecuaciones son válidas únicamente para condiciones de flujo crítico; puede observarse que si el diámetro del estrangulador permanece fijo, cualquier incremento en la presión aguas abajo p_2 , implica un aumento del gasto de aceite.

Para el análisis de las condiciones de flujo subcrítico, el autor se auxilió en la gráfica presentada por Guzov y Medvediev⁽¹⁵⁾, Figura 5.8, donde se muestra el comportamiento de la velocidad de la mezcla a través del estrangulador en función de la relación de presiones p_2/p_1 , teniendo como variable la concentración del gas en la mezcla (β). Esta gráfica se hizo para un valor de $p_2 = 1,396 \text{ kg/cm}^2$ (19.88 psia); sin embargo, para valores diferentes, la velocidad obtenida con la gráfica puede ser modificada con la ecuación:

$$v' = v \left[\sqrt{\frac{p_2'}{p_2}} \right]^K \quad (5.49)$$

donde v' y p_2' son los valores reales y $K = (1 - \beta^3)^{0.38}$

Es conveniente señalar, que de acuerdo con esta gráfica el valor de la relación p_2/p_1 sólo alcanza el valor de 0.5 para $\beta = 1.0$; esto significa que el flujo es crítico cuando prácticamente el fluido está en una sola fase, gas.

Basado en lo anterior, Fortunati derivó una expresión haciendo algunas simplificaciones, tales como el suponer flujo isotérmico a través del estrangulador y considerar que la posible producción de agua queda integrada a la fase líquida. La ecuación que describe el gasto de líquido en estas condiciones, es:

$$q_o^o = \frac{F_t(1-\beta)}{B_o} C_v v' = \frac{F_t(1-\beta)}{B_o} C_v v \left[\sqrt{\frac{p_1}{p_2}} \right] \quad (5.50)$$

donde: $(1 - \beta)$ = concentración de líquido en la mezcla

$F_t(1 - \beta)$ = parte del área de la sección transversal del estrangulador ocupada por el líquido (m^2)

q_o^o es el gasto de líquido en $m^3/seg.$, y puede ser reescrito como

$$Q_o^o = 86,400 q_o^o \text{ (m}^3/\text{día)}$$

Fortunati hace un análisis comparativo, de lo que él llama comportamiento del pozo y comportamiento del estrangulador; siendo el primero la representación gráfica de la variación del gasto como función de la presión en la T.P., y el segundo, la representación gráfica de la ecuación (5.49) para una presión p_2 prefijada. El resultado de su análisis puede verse en la figura 5.9 donde aparecen las curvas características de los comportamientos señalados. Las intersecciones de estas curvas indican el gasto efectivo que se puede obtener para las condiciones de presión y diámetro del estrangulador establecidos.

El autor denomina el área donde se tiene flujo crítico, como "zona de estabilización o estabilizada", y a donde existe flujo subcrítico como, "zona de inestabilidad". Para cada una de estas zonas, presenta las siguientes conclusiones:

- (a) Zona estabilizada.- Dado un gasto, el comportamiento del estrangulador será más efectivo si se aumenta la contrapresión, p_2 .
- (b) Zona de inestabilidad.- Para flujo en esta zona, la eficiencia del estrangulador aumentará si se disminuye la contrapresión, p_2 . Es conveniente utilizar estranguladores de diámetro grande.

Volviendo a la figura 5.8, la línea discontinua separa las dos zonas y donde interseca las curvas correspondientes a los valores de β se tendrá un punto cuya proyección sobre el eje de las abscisas dará el valor de p_1 , para un valor de p_2 fijo, que representará la mínima presión en la T.P. para esas condiciones.

En la Tabla 5.4, se muestran los valores de velocidad de la mezcla, para una presión $p_2 = 19.88$ psia., obtenidos con la Figura 5.8.

NOMENCLATURA

- $()^\circ$ medido a condiciones estandar
- $()_o$ parámetro de referencia
- $()_L$ referente al líquido
- $()_g$ referente al gas
- $()_o$ referente al aceite
- $v^\circ =$ velocidad sónica
- $B_o =$ factor de volumen del aceite

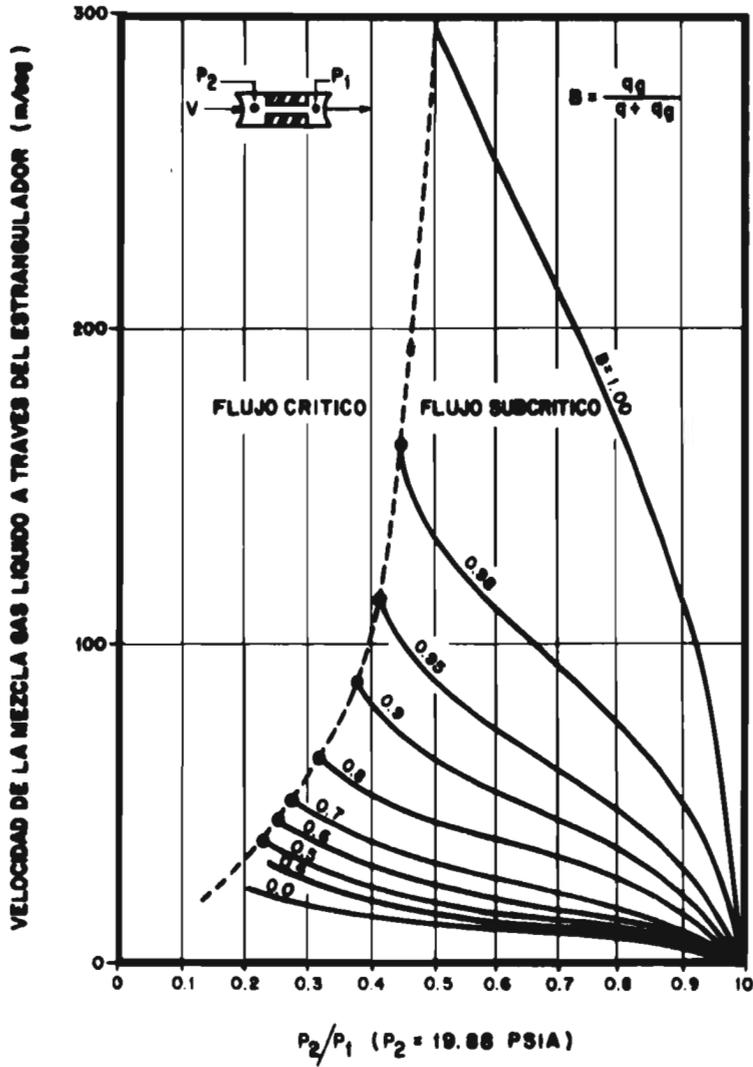
- C_v = coeficiente de descarga
 C_p = capacidad calorífica a presión constante (cal/°C kg)
 C_v = capacidad calorífica a volumen constante (cal/°C kg)
 F_t = área total de la sección transversal del estrangulador (m²)
 F_g = área de la sección transversal del estrangulador, ocupada por el gas (m²)
 g = aceleración de la gravedad (9.81 m/seg²)
 m = exponente politrópico
 p = presión (meganewton/m²) = .981 P (kg/cm²)
 p_1 = presión aguas arriba
 p_2 = presión aguas abajo, prefijada
 p'_2 = presión aguas abajo, real
 T = temperatura de flujo (°K)
 q = gasto (m³/seg)
 Q = gasto (m³/día)
 R_s = relación gas disuelto-líquido medida a p_2 y T
 R_{si} = relación gas disuelto-líquido a condiciones estandar
 V = velocidad de la mezcla a $p_2 = 19.88$ psia
 v' = velocidad de la mezcla a p'_2
 V = volumen específico (m³/kg)
 X = masa de la concentración del gas en la mezcla
 Z = factor de compresibilidad del gas
 ψ = función, relación de áreas

β = concentración del gas en la mezcla

ρ_m = densidad de la mezcla

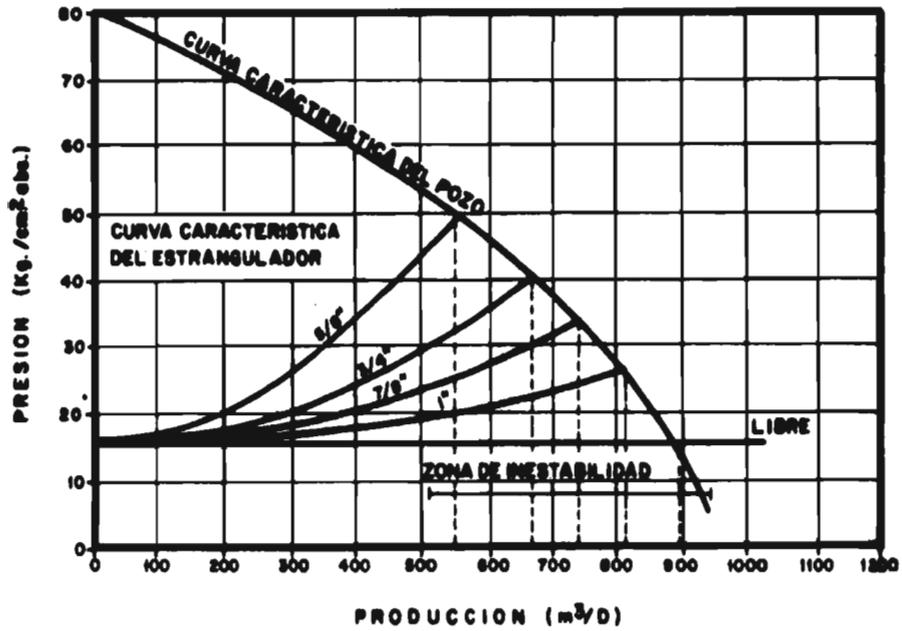
ρ = densidad

FIGURA 5.8



GRAFICA SEGUN GUZOV-MEDVIEDIEV⁽¹⁵⁾

FIGURA 5.9



COMPARACION ENTRE LAS CURVAS CARACTERISTICAS
DEL COMPORTAMIENTO DEL POZO Y DEL ESTRANGULADOR
(SEGUN FORTUNATI⁽²⁴⁾)

T A B L A 5.4

VELOCIDAD CRITICA Y SUBCRITICA DE LA MEZCLA (m/seg) CUANDO $P_2 = 19.88$ PSIA.

P_2/P_1	β :	1.00	0.98	0.95	0.90	0.80	0.70	0.60	0.50	0.40
0.000		293	165	115	86	63	48	42.5	36.0	32.5
0.100		293	165	115	86	63	48	42.5	36	32.5
0.200		293	165	115	86	63	48	42.5	36	32.5
0.225		293	165	115	86	63	48	42.5	36	32.5
0.250		293	165	115	86	63	48	42.5	34	28
0.275		293	165	115	86	63	48	40	32	26
0.300		293	165	115	86	63	47	38	30	24
0.325		293	165	115	86	63	45	36	28	22.5
0.350		293	165	115	86	58	43	34	26	20.5
0.375		293	165	115	86	54	40	32	24	19
0.400		293	165	115	80	51	37	30	23.5	17.5
0.425		293	165	110	76	48	35	28	21	16.5
0.450		293	158	102	72	46	34.5	26.5	19	16
0.475		293	142	95	68	44	32	26	18	14.5
0.500		293	132	90	65	42	30	25	17	13.5
0.525		280	125	85	61	40	28	24	16	13
0.550		270	117	78	57	38	26.5	23	15.5	12.5
0.575		255	111	74	55	37	26	21	15	12
0.600		250	106	71	52	36	25	20	14	12
0.625		240	101	67	49	35	24	19	13	12
0.650		230	95	63	47	34	23	18	12	11.5
0.675		220	93	60	45	33	22	17	11	11
0.700		210	88	57	43	32	21	16	11	10
0.725		198	84	55	40	31	20	15	10.5	10
0.750		189	78	52	38	29	18	14	10	10
0.775		177	73	49	36	27	17	13	10	9
0.800		167	68	47	33	26	16	12	9.5	8
0.825		156	64	44	31	24	15	11	9.5	7
0.850		143	57	39	27	21	14	10.5	9	6.5
0.875		128	51	35	24	18	13	10	8	6.5
0.900		112	45	30	20	16	11	7.5	7	6
0.925		95	36	25	16	13	8	7	6	5
0.950		76	27	18	12	10	6	5	5	3
0.975		45	15	10	6	6	3	2.5	2.5	2

5.5 ASHFORD

Ashford⁽¹⁶⁾ analizó la teoría presentada por Ros⁽⁷⁾ y estableció una nueva correlación a partir de la ecuación general:

$$\frac{q_m}{12 AC} \left(\frac{V_L}{2 P_1} \right)^{.5} = \frac{\left\{ \frac{R(p, T) n}{n-1} \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} \right] + \left(1 - \frac{P_2}{P_1} \right) \right\}^{.5}}{1 + R(p, T) (P_2/P_1)^{-1/n}} \quad (5.51)$$

proponiendo para la relación gas libre-líquido la expresión siguiente:

$$R(p, T) = \frac{P_{sc} T_1 Z_1}{P_1 Z_{sc}} (R - R_s) \frac{1}{5.615} \quad (5.52)$$

donde: $P_{sc} = 14.7$ psia

$T_{sc} = 520$ °R

$P_1 =$ presión aguas arriba, psia

$T_1 =$ temperatura aguas arriba, °R

$R =$ relación gas-aceite (scf/STB) a P_{sc} y T_{sc}

$R_s =$ relación gas disuelto-aceite (scf/STB) a P_1 y T_1

$Z =$ factor de compresibilidad del gas

Suponiendo que la velocidad del líquido y la del gas son iguales, el volumen del líquido está expresado por:

$$V_L = \frac{B_o + WOR}{\rho_o + \rho_g R/5.615 + WOR \rho_w} \quad (5.53)$$

donde: $B_o =$ factor de volumen del aceite (bbt/STB)

WOR = relación agua-aceite

ρ_o = densidad del aceite (lb/pie³)

ρ_g = densidad del gas (lb/pie³)

ρ_w = densidad del agua (lb/pie³)

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 toma en cuenta el colgamiento. Ashford resuelve este problema sustituyendo empíricamente R_s por R en la ecuación anterior, con lo que se tiene:

$$V_L = \frac{R_o + WOR}{\rho_o + R_s \rho_g / 5.615 + WOR \rho_w} \quad (5.54)$$

Por otra parte el gasto total de fluido está relacionado con el gasto de masa por medio de la expresión:

$$q_{TF} = q_m \left[\frac{R_o + (R - R_s) \frac{T_1 S_1}{5.615} \frac{P_{Ro}}{P_1 T_{Ro}} + WOR}{\rho_o + \frac{R_s \rho_g}{5.615} + WOR \rho_w} \right] \quad (5.55)$$

Este gasto puede escribirse en términos del gasto de aceite y en unidades de campo, de la siguiente manera:

$$q_{TF} = \left[\rho_o R_o + \rho_o (R - R_s) \frac{T_1 S_1}{P_1} \frac{14.7}{520} \frac{1}{5.615} + WOR \rho_o \right] \frac{5.615}{86400} \quad (5.56)$$

o bien:

$$RTF = q_0 \left[B_0 + \frac{(R - R_s) T_1 z_1}{198.6 p_1} + WOR \right] \frac{5.615}{86400} \quad (5.57)$$

Sustituyendo las ecuaciones (5.54), (5.55) y (5.57) en la (5.51) se tiene:

$$q_0 = \frac{1.53 C D^2 P_1}{(B_0 + WOR)^{.5}} \left\{ \frac{\left[\frac{T_1 B_1 (R - R_s) + 151 P_1}{T_1 B_1 (R - R_s) + 111 P_1} \right] \left[\gamma_o + .000217 \gamma_g R_s + WOR \gamma_w \right]}{\left[\gamma_o + .000217 \gamma_g R + WOR \gamma_w \right]} \right\}^{.5} \quad (5.58)$$

El procedimiento de cálculo utilizado por Ashford es el siguiente:

- Suponer $C = 1.0$
- calcular q_0 con la ecuación (5.58) para las condiciones propuestas
- calcular el valor de C , con el valor de q_0 calculado con el obtenido en el campo, esto es: $C = (q_0 \text{ medido}) / (q_0 \text{ calculado})$
- Con el valor de C , para condiciones similares se utiliza la ecuación (5.58) para calcular: (1) el gasto del pozo al cambiar el diámetro del estrangulador, (2) presión en la cabeza del pozo al cambiar el diámetro del orificio y (3) tamaño del estrangulador necesario para obtener un gasto determinado para una cierta presión dada.

Ashford presenta también una serie de gráficas que permiten determinar la capacidad crítica del orificio; en la elaboración de estas gráficas se consideró un estrangulador de 16/64" de diámetro y un coeficiente de descarga C , igual a la unidad. Cada una de estas gráficas corresponde a valores fijos de relación gas disuelto-aceite y de relación agua-aceite. En las ordenadas se tienen presiones en

la cabeza del pozo, en las abscisas el gasto de aceite y como variable, la relación gas-aceite. En la Figura 5.10 se muestra un ejemplo de estas gráficas.

Para obtener el gasto de aceite para diámetro de estrangulador y/o coeficiente de descarga diferentes a los mencionados, el gasto de aceite obtenido de la gráfica correspondiente se multiplica por el factor:

$$C \frac{D_c^2}{16}$$

donde C y D_c son los valores reales del coeficiente y del diámetro respectivamente.

NOMENCLATURA

- A = área de la sección transversal del estrangulador (pie^2)
- B_o = factor de volumen del aceite (bbl/STB)
- C = coeficiente de descarga del orificio
- D_c = diámetro del estrangulador (64avo de pulgada)
- n = C_p/C_v
- p_1 = presión aguas arriba (psia)
- p_2 = presión en la garganta del estrangulador (psia)
- p_{sc} = presión estandar (14,7 psia)
- R_s = relación gas disuelto-aceite (scf/STB) a condiciones del estrangulador
- R = relación gas-aceite (scf/STB) a condiciones estandar
- $R(p, T)$ = relación gas libre-líquido ($\text{pie}^3/\text{pie}^3$) a cualquier presión y temperatura
- T_1 = temperatura aguas arriba ($^{\circ}\text{R}$)
- T_{sc} = temperatura estandar (520°R)

V_L = volumen específico del líquido (pie³/lb)

Z = factor de compresibilidad del gas

WOR = relación agua-aceite

ρ_g = densidad del gas (lb/pie³)

ρ_o = densidad del aceite (lb/pie³)

ρ_w = densidad del agua (lb/pie³)

γ_g = densidad relativa del gas

γ_o = densidad relativa del aceite

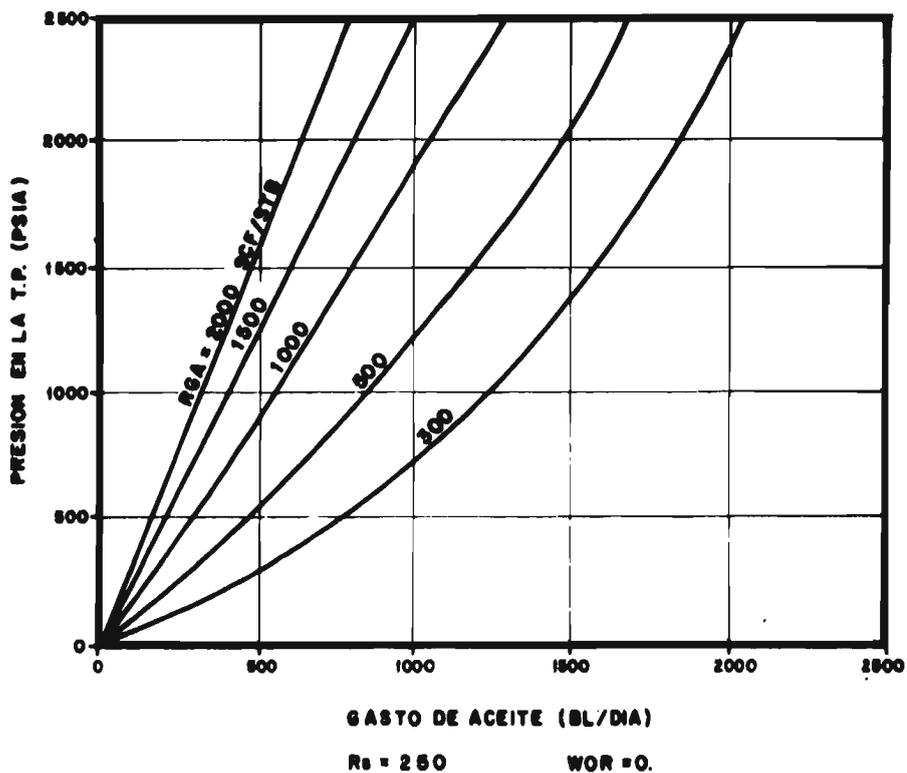
γ_w = densidad relativa del agua

q_m = gasto total de masa (lb/seg)

q_o = gasto de aceite (bl/día)

q_{TF} = gasto total de fluido (pie³/seg)

FIGURA 5.10



CAPACIDAD CRITICA DE DESCARGA DE UN ESTRANGULADOR (1 1/2")
(SEGUN ASHFORD⁽¹⁶⁾)

5.6 ASHFORD Y PIERCE⁽¹⁷⁾

Estos autores analizaron el flujo no crítico a través de una válvula de toma y desarrollaron una expresión que relaciona el gasto de aceite, de gas y de agua, la caída de presión en la válvula y las propiedades del fluido. Esta expresión es una extensión de la presentada por Ros⁽⁷⁾ y de acuerdo con los autores, presenta las ventajas siguientes:

- (a) El modelo considera la expansión adiabática del gas fluyendo simultáneamente con aceite y agua a través del orificio, representándola por medio de la relación de expansión politrópica.
- (b) Considera tanto el gas libre como el gas en solución.
- (c) Incorpora una expresión mejorada para el gasto de líquido por libra masa de fluido.
- (d) Predice las propiedades críticas del orificio en las condiciones establecidas.

El planteamiento general de esta correlación puede resumirse de la siguiente manera:

Partiendo de las ecuaciones (5.51) y (5.55) derivadas por Ros y Ashford, respectivamente, se llega a:

$$Q_{TF} = C A \left[\frac{2 P_1 g_c}{V_L} \right]^{.5} V_L \times \quad (5.61)$$

$$\frac{\left[\frac{K}{K-1} (R - R_s) \frac{P_O T_1 z_1}{P_1 T_O} \left(1 - \mathcal{E}^{\frac{K-1}{K}} \right) + (1 - \mathcal{E}) \right]^{.5}}{1 + (R - R_s) \frac{P_1 T_1 z_1}{P_1 T_O} (\mathcal{E})^{-1/K}}$$

puesto que $Q_{TF} = Q_o + Q_g + Q_w$ se puede sustituir el valor de V_L dado por

$$V_L = (B_o + WOR) / (e_o + R_s e_g + e_w WOR) \quad (5.62)$$

con lo que se tiene la ecuación:

$$Q_{TF} = C A g_o^{1/2} (B_o + (R - R_s) \frac{P_o T_1 z_1}{P_1 T_o} + WOR) (B_o + WOR)^{-0.5} \times$$

$$\left\{ \frac{\frac{2K}{K-1} (R - R_s) \frac{P_o T_1 z_1}{T_o} (1 - e^{-\frac{K-1}{K}}) + 2 P_1 (1 - e)}{(e_o + R_g + e_w WOR)^2 (e_o + R_s e_g + e_w WOR)^{-1}} \right\}^{0.5}$$

$$1 + (R - R_s) \frac{P_o T_1 z_1}{P_1 T_o} (e)^{-1/K} \quad (5.63)$$

la cual, en unidades de campo puede escribirse como:

$$Q_{TF} = \frac{(5.67) C (3.14) (r^2) (86400) (12)}{(144) (5.615)} \alpha \quad (5.64)$$

$$\text{donde: } \alpha = B_o + (R - R_s) \frac{P_o T_1}{P_1 T_o} z_1 + WOR (B_o + WOR)^{-0.5}$$

$$\alpha = \frac{\left\{ \frac{2K}{K-1} \frac{14.7}{520} T_1 z_1 178 (R - R_s) (1 - e^{-\frac{K-1}{K}}) + 2 P_1 (1 - e) \right\}^{0.5}}{\left[\frac{(62.4 G_o + 13.53 G_g R + WOR 67.0)^2}{(62.4 G_o + 13.53 G_g R_s + WOR 67.0)} \right]} \cdot \frac{1}{1 + (R - R_s) \frac{178 \times 14.7}{520} \frac{T_1 z_1}{P_1} (e)^{-1/K}}$$

recordando la forma general de la ecuación (5.57):

$$Q_{TF} = Q_o B_o + (R - R_s) \frac{P_o T_1}{P_1 T_o} z_1 + WOR$$

la ecuación (5.64) en términos del gasto de aceite será:

$$Q_o = 8071.5 C D_o^2 \alpha \beta \quad (5.65)$$

donde:

$$\alpha = (B_o + \text{WOR})^{-0.5}$$

$$\beta = \frac{\left(\frac{5.04 \frac{K}{K-1} T_1 z_1 (R - R_s) (1 - e^{-\frac{K-1}{K}}) + P_1 (1 - e^{-\frac{K-1}{K}}) \right)^{0.6}}{\frac{(62.4 G_o + 13.53 G_g R + 67.0 \text{WOR})^2}{62.4 G_o + 13.53 G_g R_s + 67.0 \text{WOR}}}}{1 + 5.04 \frac{T_1 z_1}{P_1} (R - R_s) (e^{-\frac{K-1}{K}})^{-1/K}}$$

Esta correlación fue probada en un pozo piloto en el que se instaló una válvula de tormenta Otis, modelo J, tipo 22J037, alojada en un niple de asiento a 3500' de profundidad. El aparejo de prueba estuvo constituido por dos registradores de presión, uno arriba y otro abajo de la válvula, a fin de obtener la caída de presión en la válvula; en la parte inferior de este aparejo se instaló un registrador de temperatura, para tener el dato de la temperatura aguas arriba del orificio. Durante la prueba se utilizaron tres estranguladores, de 16/64", 14/64" y 20/64" respectivamente.

Al iniciar la prueba, se indujo el pozo a producción con la T.P. libre con el objeto de asegurar el flujo estabilizado. Posteriormente se introdujo el aparejo y se hicieron varias pruebas con cada uno de los estranguladores mencionados, varían do en cada caso el gasto del pozo.

Para 16/64", el gasto varió entre 559 y 334 bl/día, para 14/64", entre 596 y 261 bl/día, y para 20/64", entre 232 y 551 bl/día.

Al comparar los resultados obtenidos durante la prueba, se encontró que la caída de presión registrada para el estrangulador de 16/64", era muy pequeña en relación con las encontradas con los otros diámetros, por lo que se desechó esta información; quedando como resultado final un porcentaje de error de 12.89 en las estimaciones. Para reducir este porcentaje se introdujo el coeficiente de descarga (C), calculándose para los estranguladores de 14, 16 y 20/64" bajo condiciones medias de flujo, obteniéndose los valores:

DIAMETRO ORIFICIO	COEFICIENTE DE DESCARGA
14/64"	1.1510
16/64"	1.0564
20/64"	0.9760

En la figura 5.11, se presenta la gráfica obtenida por los autores para el comportamiento del coeficiente de descarga en función del tamaño del orificio.

Ashford y Pierce desarrollaron una serie de gráficas a partir de la ecuación (5.65), para los siguientes valores:

Diámetro de estrangulador	8/64", 16/64" y 20/64"
Relación gas disuelto-aceite	200 a 400 SCF/STB
Relación gas-aceite	600 a 2000 SCF/STB
Presión aguas arriba	1000 a 8000 psia
Densidad relativa del gas	0.6

Densidad relativa del aceite	0.85
Temperatura en la válvula	150 °F
$K = C_p/C_v$	1.275
Relación agua-aceite	0.01

Estas gráficas muestran la capacidad de flujo de aceite en el orificio (bl/día) contra la relación p_2/p_1 . En la figura 5.12, se presenta, como ejemplo, la gráfica correspondiente a una R_s de 0.4 MCF/STB.

NOMENCLATURA

A	=	área de la sección transversal del estrangulador (pie^2)
B_o	=	factor de volumen del aceite (bbl/STB)
C	=	coeficiente de descarga del orificio
D_c	=	diámetro del estrangulador (64avo de pulgada)
g_c	=	constante gravitacional (lbm/lb) (pie/seg^2)
G_o	=	densidad relativa del aceite
G_g	=	densidad relativa del gas
K	=	C_p/C_v
p_o	=	presión estándar (psi)
p_1	=	presión aguas arriba (psi)
p_2	=	presión aguas abajo (psi)
Q_{TF}	=	gasto total de fluido (bl/día)
Q_o	=	gasto de aceite (bl/día)
Q_g	=	gasto de gas (bl/día)

- Q_w = gasto de agua (bl/dfa)
- r = radio interno del estrangulador (pulgada)
- R = relación gas-aceite (MCF/STB)
- R_s = relación gas disuelto-aceite (MCF/STB) a p_1
- T_1 = temperatura aguas arriba ($^{\circ}R$)
- T_o = temperatura estandar
- v = velocidad del fluido (pie/seg)
- V_1 = volumen específico (total) de fluido
- WOR = relación agua-aceite
- Z_1 = factor de compresibilidad a T_1 y P_1
- ϵ = p_2/p_1
- ϵ_c = p_2/p_1 en condiciones críticas
- ρ_g = densidad del gas (lb/pie³)
- ρ_o = densidad del aceite (lb/pie³)
- ρ_w = densidad del agua (lb/pie³)

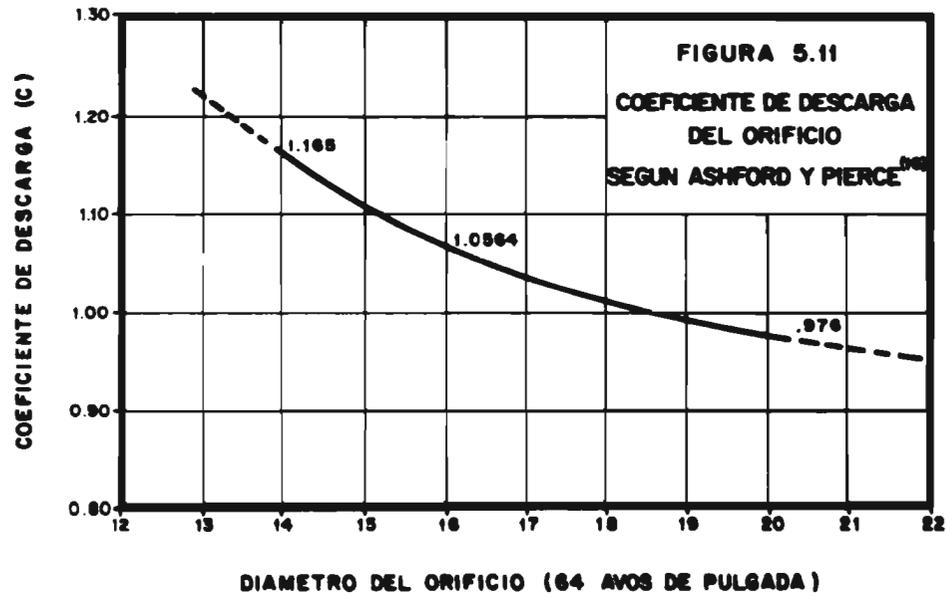
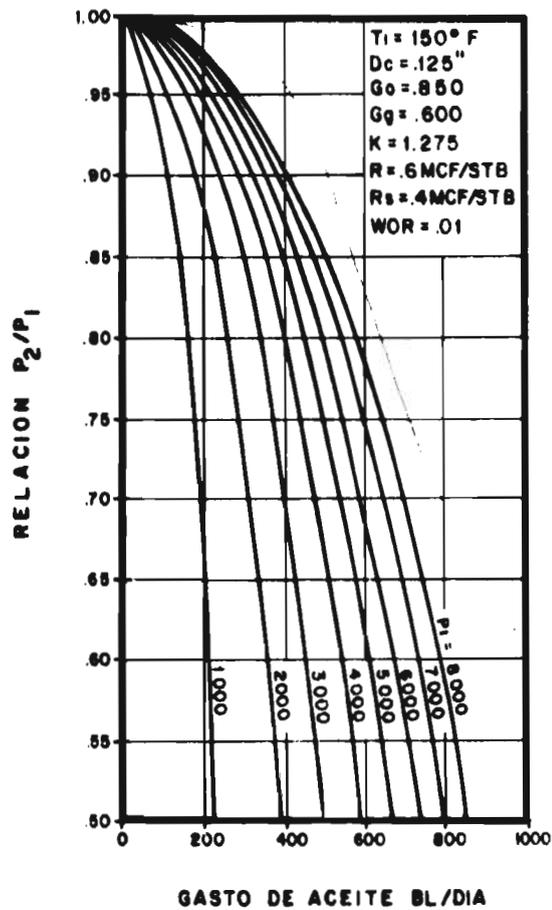


FIGURA 5.12



FLUJO A TRAVES DE UN ORIFICIO
 (SEGUN ASHFORD Y PIERCE⁽¹⁴⁾)

5.7 CHACON

F. Chacón⁽¹⁸⁾ desarrolló una correlación para el flujo bifásico a través de un estrangulador, basándose en datos reales de producción de los campos del área Reforma, Chiapas, y utilizando métodos de análisis dimensional. La ecuación relaciona el gasto, la presión aguas arriba del orificio, la relación gas-aceite, el diámetro del estrangulador y la densidad del fluido; esta relación está expresada como:

$$q_o = \frac{0.124473 (P_{wh})^{0.93353613} (d)^{1.8474201}}{0.43795894 (R) \rho_o^{0.058843895}} \quad (5.71)$$

donde: q_o = gasto de aceite (bl/dfa)

P_{wh} = presión en la cabeza de la tubería de producción (psia)

R = relación gas aceite (pie^3/bl)

d = diámetro del estrangulador (64avo de pulgada)

ρ_o = densidad del aceite ($^\circ\text{API}$)

El planteamiento general de esta ecuación puede resumirse de la siguiente manera:

1) Variables involucradas:

CANTIDAD	SIMBOLO	DIMENSION
gasto	q_o	$L^3 T^{-1}$
presión	P_{wh}	FL^{-2}
RGA	R	$L^3 L^{-3}$
diámetro	d	L
densidad	ρ	$FL^{-4} T^2$

Puede observarse que en esta correlación no está considerada el agua, únicamente, aceite y gas.

2) Análisis dimensional:

Número de cantidades = 5, número de dimensiones = 3

Número de productos adimensionales = 5 - 3 = 2

$$\Pi_1 = (q_o)^a (P_{wh})^b (R)^c (d)^e \quad (5.72)$$

$$\Pi_2 = (P_{wh})^a (R)^b (d)^c (q_o)^e \quad (5.73)$$

Ecuaciones adimensionales

$$[\Pi_1] = [L^3 T^{-1}]^a [F L^{-2}]^b [L^3 T^{-3}]^c [L]^e \quad (5.74)$$

$$[\Pi_2] = [F L^{-2}]^a [L^3 T^{-3}]^b [L]^c [F L^{-4} T^2]^e \quad (5.75)$$

Uno de los teoremas fundamentales del análisis dimensional indica que:

"Cualquier relación general que exista entre las variables, podrá expresarse como una función arbitraria que incluye a todos los productos adimensionales independientes de las variables y que esté igualada con una constante". Esto es:

$$\Phi_1 (\Pi_1, \Pi_2) = \text{Constante} \quad (5.76)$$

y por lo tanto: $q_o p_{wh} R d = \Phi_2 (p_{wh} R d q_o)$ (5.77)

finalmente: $q_o = \frac{\Phi_2 (p_{wh} R d q_o)}{p_{wh} R d}$ (5.78)

A partir de esta expresión, Chacón realizó una serie de ensayos sobre combinaciones entre las variables en estudio, utilizando el programa de cómputo denominada REGRE que maneja los métodos de correlación parcial o múltiple; seleccionó finalmente el modelo siguiente:

$$q_o = C (p_{wh})^a (R)^e (d)^f (\rho_o)^g \quad (5.79)$$

habiendo encontrado los valores numéricos que se presentan a continuación:

$$C = 0.124473, \quad c = 0.93353613, \quad e = -0.43795894, \quad f = 1.8474201, \quad g = -0.05884389$$

La desviación estandar del error entre los valores medidos y los estimados con la ecuación desarrollada por Chacón, resultó de ± 0.181 para los datos utilizados, los cuales variaron dentro de los rangos siguientes:

CANTIDAD	DE	A	
q_o	396	9869	(bl/día)
P_{wh}	264	3144	(psia)
R	691	2801	(pie ³ /bl)
d	12	56	(64avo pulgada)
ρ_o	18.7	45.4	(°API)

El autor propuso como solución gráfica de su ecuación un nomograma de siete ejes paralelos equidistantes, que se muestra en la figura 5.12. Además construyó una regla de cálculo circular para simplificar el uso de la correlación.

NOMENCLATURA

d = diámetro del estrangulador (64avo de pulgada)

P_{wh} = presión en la cabeza de la T.P. (psia)

q = gasto de aceite (bl/día)

ρ = densidad del aceite (°API)

Π = producto adimensional

C = coeficiente de la correlación

c, e, f, g = exponentes de la correlación

$\Phi_1 = \Phi_2$ = funciones

a, b, c, e = exponentes del producto adimensional

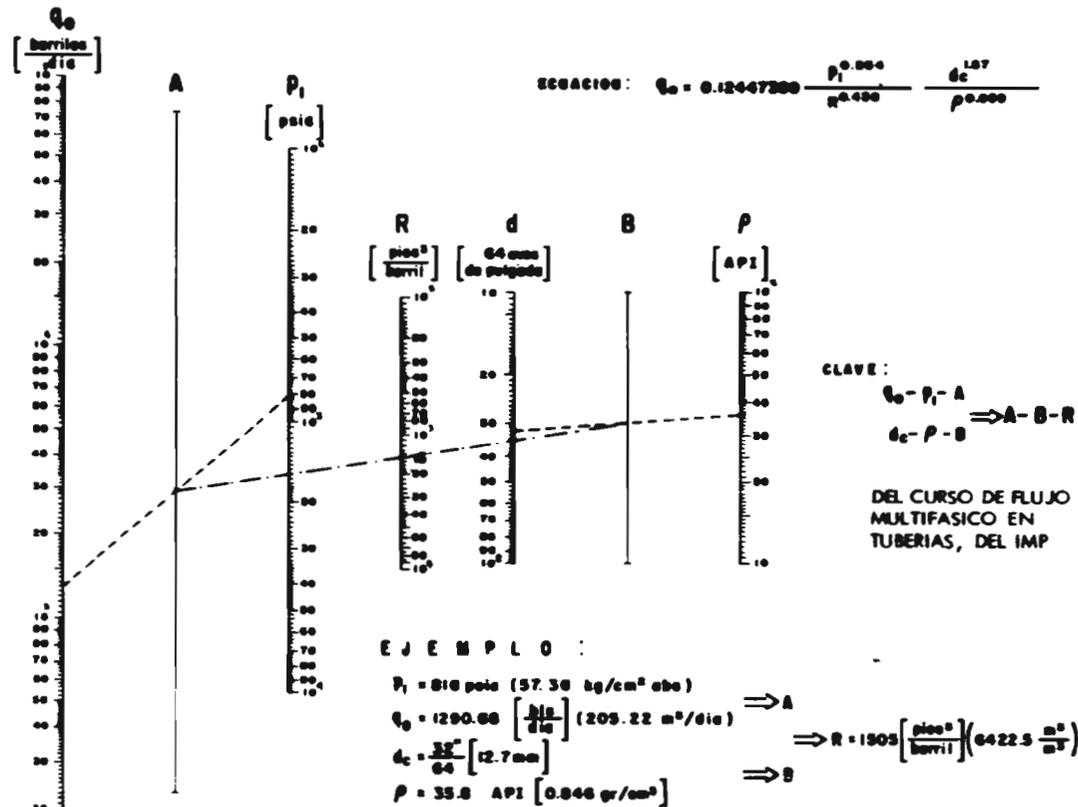


FIG. 5.12- Nomograma que relaciona el gasto de aceite con la presión de la tubería de producción o pozo fluyente, el diámetro del estrangulador, los grados API del aceite y la relación gas-aceite de producción para el área Reforma

5.8 WILLIS OIL TOOL

Esta compañía diseñó una regla de cálculo para facilitar el cálculo del diámetro de estrangulador necesario para obtener un gasto determinado, teniendo como dato la presión en la T.P.; en la Figura 5.14 se muestra la regla cuyo manejo se describe a continuación.

En general, se hace coincidir el valor del gasto deseado con el correspondiente valor de la presión y se lee directamente el diámetro buscado. El gasto está dado en (bl/día) o en (MMCF/D); la presión en (psi), y el diámetro en (64avo de pulgada).

Como se podrá ver en la Figura 5.14, la regla tiene varias flechas que se utilizan para efectuar la lectura del diámetro del orificio, según se trate de un fluido en una sola fase, sea líquido, vapor o gas; o de un fluido de dos fases, líquido y gas; es decir:

5.81 LIQUIDO

Flecha # 1 Para flujo de agua. Entre el 20 y el 80% de apertura

Flecha # 2 Para cualquiera de los siguientes casos:

- (a) Vaporización en la salida del estrangulador debida a una baja presión (aguas abajo)
- (b) Factor de corrección para la caída de presión debida al propio diseño de la válvula de orificio múltiple.
- (c) Flujo de aceite de baja viscosidad (35° API) y baja RGA (250:1)

Flecha # 3 Como factor de corrección en flujo de aceites de alta viscosidad (20° API) o con RGA cerca de 500:1

5.82 GAS

Flecha # 1 Para gas seco con densidad relativa de .60 a 60 °F

Flecha # 2 Para gas que tiene algo de condensado.

Flecha # 3 Para gas con alto contenido de CO₂ y H₂S

5.83 VAPOR

Flecha S Para determinar el tamaño de un orificio para una válvula de inyección de vapor (80%). El valor leído en la escala de flujo de gas, puede ser cambiado de MMCF/D a lb/hr. de vapor, multiplicando por 1000.

Aunque se ha venido hablando de la determinación del diámetro del orificio, es obvio que esta regla puede ser utilizada para estimar cualquier de las tres variables, teniendo dos de ellas como datos.

Los valores obtenidos con la regla están basados en la suposición de un flujo crítico, cuando dicha condición no se cumple el diámetro del estrangulador puede ser corregido utilizando la gráfica mostrada en la figura 5.15, donde también se presenta un ejemplo de aplicación.

5.84 FLUJO DE DOS FASES

De acuerdo con la compañía Willis, cuando la relación gas-líquido es inferior a 500:1, el valor proporcionado por la escala de líquido y con la flecha adecua-

da a las condiciones del flujo, será una buena aproximación. Para valores de esta relación superiores al indicado, se propone el método siguiente: Determinar el tamaño del orificio para cada una de las fases por separado, utilizando la flecha # 2. Sumar las áreas correspondientes, en la tabla 5.81 se muestran los valores de diámetro y área para distintos orificios. Obtener un factor de corrección de la gráfica mostrada en la Figura 5.16, y aplicarlo al área sumada. Convertir el valor así calculado, a un diámetro de orificio equivalente. A continuación se presenta un ejemplo.

EJEMPLO:

DATOS: pozo de aceite

gasto = 600 bl/día

presión en la cabeza = 2000 psi

presión aguas abajo = 500 psi

gasto de gas = 300 MCF/D

relación gas-líquido = 500:1

PROCEDIMIENTO DE CALCULO

(1) Escala de líquido, flecha # 2, diámetro = 10/64"

(2) Escala de gas, flecha # 2, diámetro = 5.8/64"

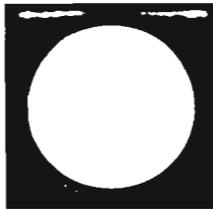
(3) Tabla 5.81, $\text{área}_1 = 0.0192 \text{ pg}^2$

$$\begin{array}{r} \text{área}_2 = 0.0065 \text{ pg}^2 \\ \hline \text{suma} \quad 0.0257 \end{array}$$

(4) Figura 5.16, Factor de corrección = 1.35

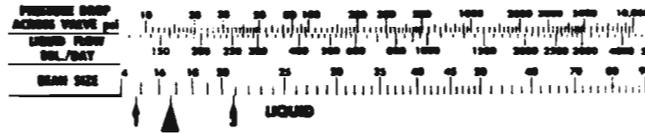
(5) Área corregida = $0.0257 \times 1.35 = 0.035 \text{ pg}^2$

(6) Tabla 5.81, Diámetro equivalente = 13,5/64"



BEAN SIZE ESTIMATOR

Bean Size is the diameter of the orifice in 64ths of an inch.



Set desired Flow Rate at Pressure.
Read Bean Size at #2 arrow.



FOR CRITICAL FLOW ONLY
Downstream Pressure must be less than half of the Upstream Pressure

OIL TOGL CO.

2451 PALM DRIVE, P.O. BOX 7367, LONG BEACH, CALIF 90807
TELEPHONE 213-426-4411 TELEX 65-6457

FIGURA 5.14

5.81

Area of Bean

Bean Size	Area Sq. in.						
1	0.0002	64	0.7854	127	3.0927	190	6.9921
2	0.0008	65	0.8101	128	3.1416	191	6.9951
3	0.0017	66	0.8353	129	3.1909	192	7.0086
4	0.0031	67	0.8608	130	3.2405	193	7.1424
5	0.0048	68	0.8866	131	3.2906	194	7.2166
6	0.0068	69	0.9129	132	3.3410	195	7.2912
7	0.0094	70	0.9396	133	3.3918	196	7.3662
8	0.0123	71	0.9666	134	3.4430	197	7.4415
9	0.0156	72	0.9940	135	3.4946	198	7.5173
10	0.0192	73	1.0218	136	3.5466	199	7.5934
11	0.0232	74	1.0500	137	3.5989	200	7.6699
12	0.0278	75	1.0786	138	3.6516	202	7.824
13	0.0324	76	1.1075	139	3.7048	204	7.960
14	0.0376	77	1.1369	140	3.7583	206	8.137
15	0.0431	78	1.1666	141	3.8121	208	8.296
16	0.0491	79	1.1967	142	3.8664	210	8.456
17	0.0564	80	1.2272	143	3.9210	212	8.618
18	0.0621	81	1.2581	144	3.9761	214	8.781
19	0.0692	82	1.2892	145	4.0315	216	8.946
20	0.0767	83	1.3206	146	4.0873	218	9.1127
21	0.0846	84	1.3530	147	4.1435	220	9.281
22	0.0928	85	1.3854	148	4.2000	222	9.450
23	0.1014	86	1.4182	149	4.2570	224	9.621
24	0.1104	87	1.4513	150	4.3143	226	9.794
25	0.1198	88	1.4849	151	4.3720	228	9.968
26	0.1296	89	1.5188	152	4.4301	230	10.143
27	0.1398	90	1.5532	153	4.4886	232	10.321
28	0.1503	91	1.5878	154	4.5475	234	10.499
29	0.1613	92	1.6230	155	4.6067	236	10.671
30	0.1726	93	1.6584	156	4.6664	238	10.841
31	0.1843	94	1.6943	157	4.7264	240	11.015
32	0.1963	95	1.7305	158	4.7868	242	11.220
33	0.2086	96	1.7671	159	4.8476	244	11.418
34	0.2217	97	1.8042	160	4.9087	246	11.604
35	0.2349	98	1.8415	161	4.9703	248	11.793
36	0.2485	99	1.8793	162	5.0322	250	11.984
37	0.2625	100	1.9175	163	5.0945	252	12.177
38	0.2769	101	1.9560	164	5.1572	254	12.371
39	0.2916	102	1.9949	165	5.2203	256	12.566
40	0.3066	103	2.0343	166	5.2838	258	12.764
41	0.3223	104	2.0739	167	5.3476	260	12.962
42	0.3382	105	2.1140	168	5.4119	262	13.162
43	0.3548	106	2.1545	169	5.4765	264	13.364
44	0.3712	107	2.1953	170	5.5415	266	13.567
45	0.3883	108	2.2365	171	5.6069	268	13.772
46	0.4067	109	2.2782	172	5.6727	270	13.978
47	0.4236	110	2.3201	173	5.7388	272	14.186
48	0.4418	111	2.3625	174	5.8054	274	14.396
49	0.4604	112	2.4053	175	5.8723	276	14.607
50	0.4794	113	2.4484	176	5.9396	278	14.818
51	0.4987	114	2.4920	177	6.0073	280	15.033
52	0.5186	115	2.5359	178	6.0753	282	15.249
53	0.5386	116	2.5802	179	6.1438	284	15.469
54	0.5591	117	2.6248	180	6.2126	286	15.684
55	0.5800	118	2.6699	181	6.2816	288	15.904
56	0.6013	119	2.7153	182	6.3514	290	16.126
57	0.6230	120	2.7612	183	6.4214	292	16.349
58	0.6450	121	2.8074	184	6.4918	294	16.574
59	0.6675	122	2.8540	185	6.5626	296	16.800
60	0.6903	123	2.9009	186	6.6337	298	17.026
61	0.7135	124	2.9483	187	6.7052	300	17.257
62	0.7371	125	2.9961	188	6.7771		
63	0.7610	126	3.0442	189	6.8494		

Bean Size is the Orifice Diameter in 64ths of an inch.

5.82 FLOWING TEMPERATURE FACTORS

$$\text{FACTOR} = \sqrt{\frac{520}{460 + T}}$$

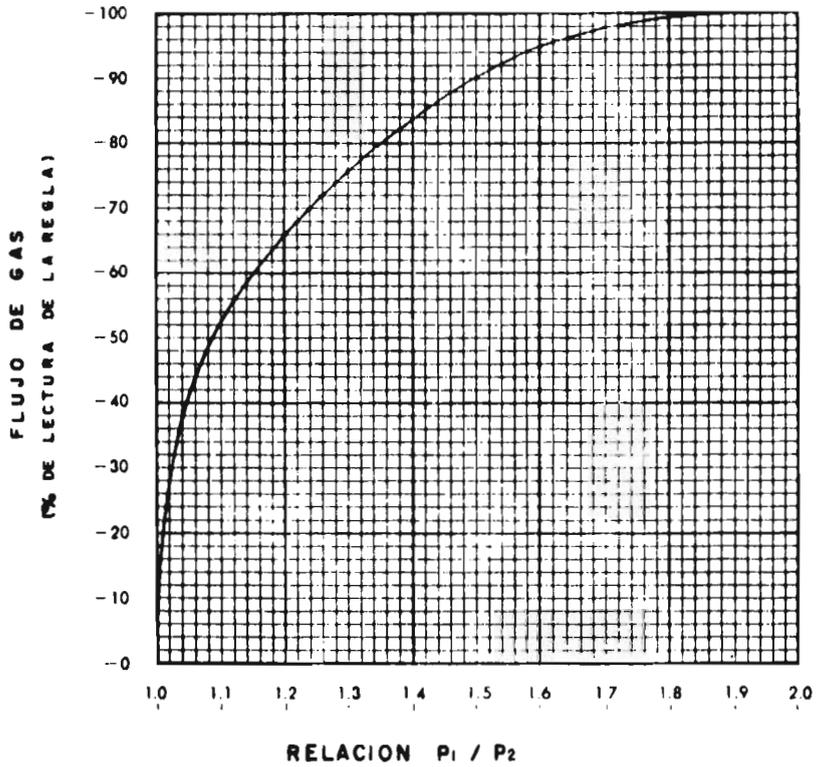
Temp. of.	Factor								
20	1.0408	57	1.0029	93	0.9697	129	0.9396	165	0.9121
21	1.0398	58	1.0019	94	0.9688	130	0.9388	166	0.9112
22	1.0387	59	1.0010	95	0.9680	131	0.9380	167	0.9106
23	1.0376	60	1.0000	96	0.9671	132	0.9372	158	0.9099
24	1.0365	61	0.9990	97	0.9662	133	0.9364	169	0.9092
25	1.0355	62	0.9981	98	0.9653	134	0.9356	170	0.9085
26	1.0344	63	0.9971	99	0.9645	135	0.9348	171	0.9077
27	1.0333	64	0.9962	100	0.9636	136	0.9341	172	0.9069
28	1.0323	65	0.9952	101	0.9627	137	0.9333	173	0.9063
29	1.0312	66	0.9943	102	0.9618	138	0.9325	174	0.9055
30	1.0302	67	0.9933	103	0.9610	139	0.9317	175	0.9048
31	1.0291	68	0.9924	104	0.9602	140	0.9309	176	0.9042
32	1.0281	69	0.9915	105	0.9592	141	0.9301	177	0.9035
33	1.0270	70	0.9905	106	0.9585	142	0.9293	178	0.9028
34	1.0260	71	0.9896	107	0.9576	143	0.9284	179	0.9020
35	1.0245	72	0.9887	108	0.9568	144	0.9279	180	0.9014
36	1.0239	73	0.9877	109	0.9559	145	0.9271	181	0.9007
37	1.0229	74	0.9868	110	0.9551	146	0.9263	182	0.9000
38	1.0219	75	0.9859	111	0.9543	147	0.9255	183	0.8992
39	1.0208	76	0.9850	112	0.9534	148	0.9247	184	0.8985
40	1.0193	77	0.9840	113	0.9526	149	0.9240	185	0.8979
41	1.0188	78	0.9831	114	0.9518	150	0.9233	186	0.8972
42	1.0178	79	0.9822	115	0.9510	151	0.9225	187	0.8965
43	1.0168	80	0.9813	116	0.9501	152	0.9217	188	0.8958
44	1.0157	81	0.9804	117	0.9493	153	0.9210	189	0.8951
45	1.0147	82	0.9795	118	0.9485	154	0.9202	190	0.8944
46	1.0137	83	0.9786	119	0.9477	155	0.9195	191	0.8937
47	1.0127	84	0.9777	120	0.9469	156	0.9187	192	0.8931
48	1.0117	85	0.9766	121	0.9460	157	0.9180	193	0.8923
49	1.0107	86	0.9759	122	0.9452	158	0.9173	194	0.8916
50	1.0098	87	0.9750	123	0.9444	159	0.9165	195	0.8910
51	1.0088	88	0.9741	124	0.9436	160	0.9158	196	0.8903
52	1.0078	89	0.9732	125	0.9428	161	0.9150	197	0.8896
53	1.0068	90	0.9723	126	0.9420	162	0.9143	198	0.8889
54	1.0058	91	0.9715	127	0.9412	163	0.9135	199	0.8882
55	1.0048	92	0.9706	128	0.9404	164	0.9128	200	0.8876

5.83 SPECIFIC GRAVITY FACTORS

$$\text{FACTOR} = \sqrt{\frac{0.60}{\text{Sp. Gr.}}}$$

Specific Gravity	Factor								
0.500	1.0954	0.590	1.0084	0.680	0.9393	0.770	0.8827	0.920	0.8076
0.505	1.0900	0.595	1.0041	0.685	0.9359	0.775	0.8793	0.940	0.7989
0.510	1.0847	0.600	1.0000	0.690	0.9325	0.780	0.8771	0.960	0.7906
0.515	1.0794	0.605	0.9958	0.695	0.9292	0.785	0.8743	0.980	0.7825
0.520	1.0742	0.610	0.9918	0.700	0.9258	0.790	0.8715	1.000	0.7746
0.525	1.0690	0.615	0.9877	0.705	0.9225	0.795	0.8687	1.020	0.7669
0.530	1.0640	0.620	0.9837	0.710	0.9193	0.800	0.8660	1.040	0.7595
0.535	1.0590	0.625	0.9798	0.715	0.9161	0.805	0.8635	1.060	0.7523
0.540	1.0541	0.630	0.9759	0.720	0.9129	0.810	0.8607	1.080	0.7453
0.545	1.0492	0.635	0.9721	0.725	0.9097	0.815	0.8580	1.100	0.7385
0.550	1.0445	0.640	0.9682	0.730	0.9066	0.820	0.8554	1.120	0.7319
0.555	1.0398	0.645	0.9645	0.735	0.9035	0.825	0.8528	1.140	0.7255
0.560	1.0351	0.650	0.9608	0.740	0.9005	0.830	0.8502	1.160	0.7192
0.565	1.0304	0.655	0.9571	0.745	0.8974	0.835	0.8476	1.180	0.7131
0.570	1.0260	0.660	0.9535	0.750	0.8944	0.840	0.8452	1.200	0.7071
0.575	1.0215	0.665	0.9498	0.755	0.8914	0.845	0.8428	1.220	0.7013
0.580	1.0171	0.670	0.9463	0.760	0.8885	0.850	0.8404	1.240	0.6956
0.585	1.0127	0.675	0.9427	0.765	0.8856	0.855	0.8380	1.260	0.6901

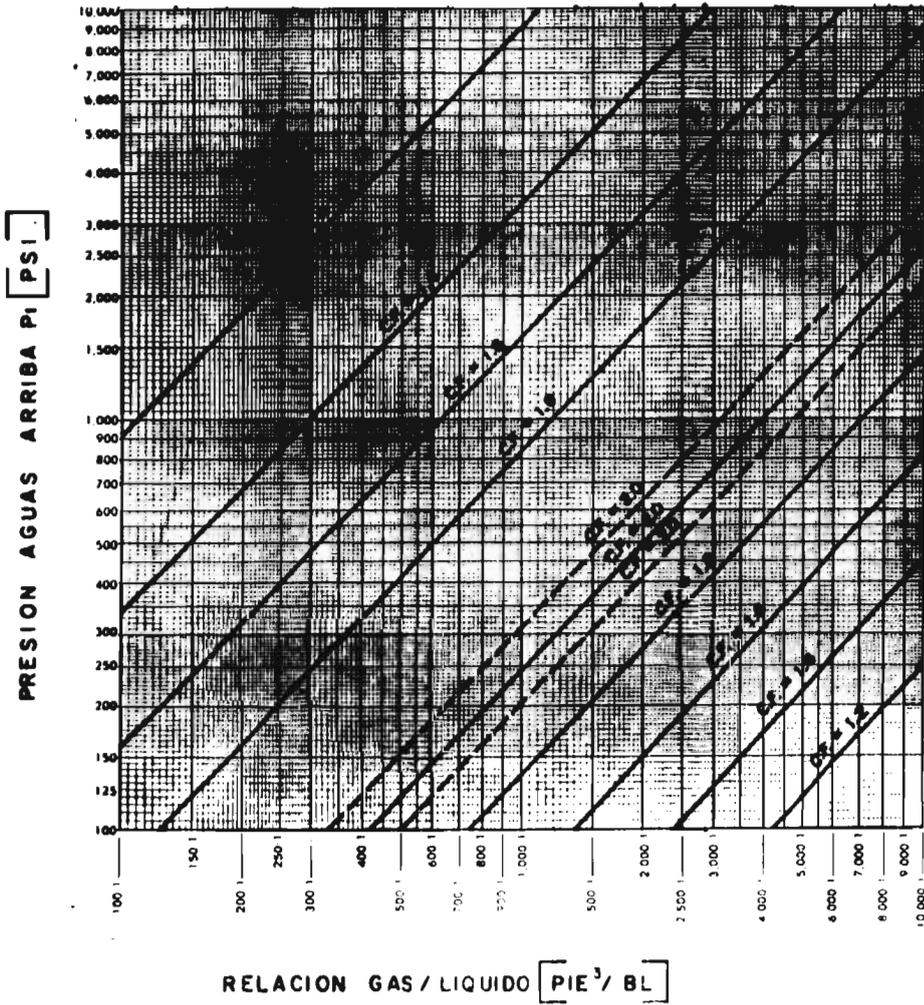
FIGURA 5.15
(WILLIS OIL TOOL)



EJEMPLO DE APLICACION -

$P_1 = 1200$ $P_2 = 1000$ $P_1 / P_2 = 1.2$
GASTO DESEADO = 1.5 MMCF / D
DE LA LECTURA DE LA REGLA = DIAMETRO 16 / 64"
FACTOR DE CORRECCION = 0.66
GASTO CORREGIDO = 1.5 / 0.66 = 2.27 MMCF/D
DIAMETRO CORREGIDO = 18.5 / 64"

FIGURA 5.16
(WILLIS OIL TOOL)



C A P I T U L O V I

PROGRAMA DE COMPUTO

6.1 INSTRUCTIVO

Con el objeto de determinar cual de las ecuaciones que describen el comportamiento del flujo multifásico a través de un estrangulador es la que se ajusta mejor a las condiciones reales de operación del pozo o campo que se desea analizar, se desarrolló el siguiente programa de cómputo que permite calcular el gasto de líquido (aceite bruto) que pasa a través de un orificio, aplicando nueve de estas ecuaciones, las cuales fueron derivadas por:

- | | |
|----------------------|----------------------|
| (1) ASHFORD | (5) ACHONG |
| (2) ASHFORD Y PIERCE | (6) ROS |
| (3) GILBERT | (7) CHACON |
| (4) BAXENDELL | (8) OMAÑA |
| | (9) POETTMANN Y BECK |

El resultado obtenido con cada una de estas ecuaciones se compara con el valor del gasto medido y se calcula la diferencia entre los dos valores (error). A partir de estas diferencias se calcula la desviación estandar correspondiente a cada correlación; la mínima desviación, indicará la ecuación que se ajusta más a las condiciones esta-

blecidas.

Todas las correlaciones trabajan con unidades de campo, esto es con unidades en el sistema inglés, sin embargo, puesto que es común tener la información en unidades del sistema métrico decimal, el programa tiene la opción de aceptar datos en cualquiera de los dos sistemas. Esto se logra mediante un índice (INDU) cuyo valor define el sistema de unidades de la siguiente manera: INDU= 1 indica que los datos están en el sistema inglés, INDU = 2 indica que los datos están en el sistema métrico decimal.

Los datos deben registrarse de acuerdo con el siguiente formato:

(1) Primera tarjeta

COLUMNA	CAMPO		VARIABLE
1 - 5	ENTERO	INDU	INDICE DE UNIDADES
6 - 10	ENTERO	N	NUMERO DE PRUEBAS
11 - 15	REAL	PS	PRESION ESTANDAR (PSIA)
16 - 20	REAL	TS	TEMPERATURA ESTANDAR (°F)

(2) Segunda tarjeta en adelante (una por cada juego de datos)

COLUMNA	CAMPO		VARIABLE
1 - 3	ENTERO	PN	PRUEBA NUMERO (POZO, CAMPO, ETC)
4 - 6	ENTERO	DM	DIAMETRO DEL ESTRANGULADOR (64avo de pg)
7 - 14	REAL	PO	PRODUCCION DE ACEITE
15 - 22	REAL	PG	PRODUCCION DE GAS
23 - 30	REAL	PW	PRODUCCION DE AGUA

COLUMNA	CAMPO	VARIABLE	
31 - 38	REAL	P1M	PRESION AGUAS ARRIBA
39 - 46	REAL	P2M	PRESION AGUAS ABAJO
47 - 54	REAL	TFM	TEMPERATURA DE FLUJO
55 - 63	REAL	SGO	DENSIDAD RELATIVA DEL ACEITE
64 - 71	REAL	SGG	DENSIDAD RELATIVA DEL GAS
72 - 79	REAL	SGW	DENSIDAD RELATIVA DEL AGUA

La secuencia de calculo que realiza el programa es como sigue:

- (1) LECTURA DE DATOS
- (2) VERIFICACION DE LA CONSISTENCIA DE LAS UNIDADES
- (3) CALCULO DEL FACTOR DE COMPRESIBILIDAD (Z)
- (4) CALCULO DE LA RELACION GAS-ACEITE (R)
- (5) CALCULO DE LA RELACION AGUA-ACEITE (WOR)
- (6) CALCULO DE LA RELACION GAS DISUELTO-ACEITE (RS)
- (7) CALCULO DEL FACTOR DE VOLUMEN DE ACEITE (BO)
- (8) CALCULO DEL FACTOR DE VOLUMEN DE GAS (BG)
- (9) CALCULO DE LAS DENSIDADES DEL ACEITE Y DEL GAS (LB/PIE³) (DO) (DG)
- (10) CALCULO DE LA RELACION DE CAPACIDADES CALORIFICAS (K)
- (11) CALCULO DE LA TENSION SUPERFICIAL (TSUP)
- (12) METODOS DE ASHFORD Y ASHFORD-PIERCE
 - (12.1) CALCULO DEL GASTO (Q1 y Q2)
 - (12.2) CALCULO DEL ERROR (E1 y E2)

(13) METODOS DE GILBERT, BAXENDELL, ACHONG, ROS, CHACON, OMANA Y POETTMANN Y BECK.

(13.1) CALCULO DEL GASTO (Q3 A Q9)

(13.2) CALCULO DEL ERROR (E3 A Q9)

(14) CALCULO DEL CUADRADO DEL ERROR (EE1 A EE9), DE LA SUMATORIA DEL ERROR (S1 A S9) Y EL CUADRADO DE ESTA SUMATORIA (SS1 A SS9), COMO BASE DEL CALCULO DE LA DESVIACION ESTANDAR (DEST1 A DEST9).

El cálculo del factor de compresibilidad se realiza mediante una subrutina desarrollada por la División de Producción de la Subdirección de Explotación del Instituto Mexicano del Petróleo.

Por carecer de información suficiente, en este trabajo se supusieron los valores de la relación de capacidades caloríficas (K) y de la tensión superficial; motivo por el cual no aparecen los cálculos correspondientes.

```

PROGRAM NAME (INPUT,OUTPUT,TAPPS=INPUT,TAPPS=OUTPUT)
INTERF=DM,C=FN
REAL NAME
DIMENSION PN(50),DM(50),PC(50),PG(50),PH(50),PIH(50),P2M(50),TFM(5
50),SGC(50),SGG(50),SGW(50)
DIMENSION Q1(50),Q2(50),Q3(50),Q4(50),Q5(50),QA(50),Q7(50),QH(50)
DIMENSION F1(50),F2(50),F3(50),F4(50),F5(50),FA(50),F7(50),FR(50),
FM(50),FF1(50),FF2(50),FF3(50),FF4(50),FF5(50),FF6(50),FF7(50),FF8
9(50),FF9(50),S(10),SS(10),CQ(50),DST(10),C(50),C2(50)
CCCCC
C NOMENCLATURA
C A AREA DE LA SECCION TRANSVERSAL DEL ESTRANGULADOR (PIE2)
C ANO NUMERO ADIMENSIONAL + DIAMETRO
C ANP1 NUMERO ADIMENSIONAL + PRESION
C ANQ1 NUMERO ADIMENSIONAL + PRODUCCION
C ANQ2 NUMERO ADIMENSIONAL + GASTO LIQUIDO
C ANP0 NUMERO ADIMENSIONAL + DENSIDAD
C API DENSIDAD DEL ACEITE (G/M3)
C A1...A9 FLUJACIONES AUXILIARES
C RG FACTOR DE VOLUMEN DEL GAS
C RD FACTOR DE VOLUMEN DEL ACEITE
C C1,C2 COEFICIENTE DE DESCARGA DEL UNIFICIO
C D2,DM DIAMETRO DEL ESTRANGULADOR (ENAVO DE PULGADA)
C DG DENSIDAD DEL GAS (LW/PIE3)
C DD DENSIDAD DEL ACEITE (LW/PIE3)
C DW0,SGG DENSIDAD RELATIVA DEL GAS
C DW0,SGO DENSIDAD RELATIVA DEL ACEITE
C DW0,SGW DENSIDAD RELATIVA DEL AGUA
C F1 a F9 DIFERENCIA ENTRE GASTO MEDIO Y CALCULADO (ERROR)
C FF1,FF9 CUADRADO DEL ERROR
C F FACTOR PARA EL CALCULO DE RD
C G0,PG GASTO (PRODUCCION) DE GAS (M3/D) O (ML/D)
C G0,PD GASTO (PRODUCCION) DE ACEITE (M3/D) O (ML/D)
C G0,PW GASTO (PRODUCCION) DE AGUA (M3/D) O (ML/D)
C I INDICE
C INDU INDICE DE UNIDADES
C J INDICE
C K RELACION DE CAPACIDADES CALORIFICAS
C ML MASA DE LIQUIDO (L)
C N NUMERO DE PUFERAS
C O DIAMETRO DEL ESTRANGULADOR (PIES)
C PN PUNTA NUMERO
C PNC VELOC PRESION CRITICA
C PW VELOC FLUJIDA
C PS PRESION ESTANAR (PSIA)
C PTC VELOC TEMPERATURA CRITICA
C P1,P1M PRESION AGUAS ARAJO (KG/CM2) O (PSIA) O (PSI)
C P2,P2M PRESION AGUAS ARAJO (KG/CM2) O (PSI)
C Q1 a Q9 GASTO DE ACEITE CALCULADO CON CADA UNA DE LAS CORRELACIONES
C W RELACION GAS-ACEITE (PIE3/ML)
C WP FACTOR PARA EL CALCULO DE Q9
C WQ FACTOR PARA EL CALCULO DE QW
C WS RELACION GAS DISUELTO-ACEITE (PIE3/ML)
C S Y SS SUMATORIA Y CUADRADO DE SUMATORIA
C TF,TFM TEMPERATURA DE FLUJO (GDC,C) O (GDC, F) Y (GDC, W)
C TM,TMC TEMPERATURA REDUCIDA
C TS TEMPERATURA ESTANAR (GDC F) Y (GDC, W)
    
```

```

C      U      RELACION GAS-ACFITE (MPH/3/ML)
C      US     RELACION GAS DISUELTO-ACFITE (MPH/3/ML)
C      VL     VOLUMEN DE LIGUIDO (LITROS)
C      WOH    RELACION AGUA-ACFITE
C      X      RELACION DE PRESIONES P1/P2
C      Z      FACTOR DE COMPRESIBILIDAD DEL GAS
CCCCC
      READ (5,100) INDL,N,PS,TS
      TS=TS*460.
      DO 60 J=1,9
      SS(J)=0.
60    S(J)=0.
      DO 5 I=1,N
      READ (5,102) (PA(I),DM(I),PC(I),PG(I),Ph(I),P1M(I),P2M(I),TFM(I),SG
      BO(I),SGG(I),SGb(I))
      5 CONTINUE
C
      DO 500 I=1,N
      GO=PO(I)
      GG=PG(I)
      Gw=PW(I)
      P1=P1M(I)
      P2=P2M(I)
      TF=TFM(I)
      D=DM(I)
      DHO=SGO(I)
      DHO=SGG(I)
      DHO=SGb(I)
      IF (INDL.FU.1) GO TO 35
      GO=A.29*GC
      GG=35710.*GG
      Gw=A.29*Gb
      P1=P1*14.2
      P2=P2*14.2
      TF=1.A*TF*.32.
C
35    P1=P1*14.7
      TF=TF*460.
C
C      CALCULO DE Z
      PPC=722.2297*DRG*(1.0.9025831F02*DMG*(0.4244930F00*DMG*0.2121486E02
      $))
      PTC=256.2360*DRG*(1.0.1475607F03*DMG*(1.0.5264387F01*DMG*0.8367337E02
      $))
      PH=P1/PPC
      TH=TF/PTC
      CALL CALZ(TH,PH,Z)
C      CALCULO DE H0, bOH, HS, RO, H0, DO, DG
      H0=GG/GD
      bOH=GD/GC
      API=(141.5/DMC)-131.5
      HS=DMO*(P1*10.**1.0125*API)/(14.010.**1.0009)*TF)**1.2068
      F=HS*SQRT(DRG/DMC)*1.25*TF
      RO=.972*.000147**1.175
      RG=.02784*Z*TF/F
      DO=(350.46*DRG*.0764*RS*DF.)/(5.615*MC)
      DG=(1.0764*DRG)/PG

```

```

C
  K=1.4
  TSUP=29.5
C
C M1000 OF ASHFCHD
10 A1=TF/Z*(N-HS)+15.*PI
  A2=DHC*.000217*DRG*HS*WON*H*W
  A3=SQRT(A1*A2)
  A4=TF/Z*(N-HS)+111.*PI
  A5=DHC*.000217*DRG*H*WON*H*W
  A6=A4*A5
  A7=A3/A6
  Q1(1)=1.53*DN*PI*A7/SQRT(PC*WCH)
  C1(1)=GO/C1(1)
  F1(1)=100.*(GC-Q1(1))/GO
  FF1(1)=F1(1)*F1(1)
  S(1)=S(1)+F1(1)
  SS(1)=SS(1)+FF1(1)
C
C M1000 OF ASHFCHD-PIFNCF
P1=PI-14.7
IF (P2,FO,0)GO TC 30
X=P2/P1
U=N/1000.
US=RS/1000.
DN/64.
20 A1=N/(K-1.)
  A2=X**1./A1)
  A3=5.04*A1*TF/Z*(U-US)*(1.-A2)+PI*(1.-A)
  A4=62.4*DN*13.53*DN*U*67.0*WCH
  A5=A4*A4
  A6=62.4*DN*13.53*DN*U*67.0*WCH
  A7=A5/A6
  AA=SQRT(A3/A7)
  A9=1.+5.04*(TF/Z/P1)*(U-US)/X**(1./K)
  Q2(1)=(RN7).5*CC*AA/A9)/SQRT(RO*WON)
  C2(1)=GO/C2(1)
  F2(1)=100.*(GC-Q2(1))/GO
  FF2(1)=F2(1)*F2(1)
  S(2)=S(2)+F2(1)
  SS(2)=SS(2)+FF2(1)
C
C M1000 OF GILLBERT
30 Q3(1)=(PI*DN**1.89)/(10.*R**0.546)
  F3(1)=100.*(GC-Q3(1))/GO
  FF3(1)=F3(1)*F3(1)
  S(3)=S(3)+F3(1)
  SS(3)=SS(3)+FF3(1)
C
C M1000 OF HAFNDLL
Q4(1)=(PI*DN**1.93)/(9.56*R**0.546)
  F4(1)=100.*(GC-Q4(1))/GO
  FF4(1)=F4(1)*F4(1)
  S(4)=S(4)+F4(1)
  SS(4)=SS(4)+FF4(1)
C
C M1000 OF AC*CAE

```

```

05(1)=(P1*0**1,RR1/(3,2*H**0,650)
F5(1)=100.*(GC-Q5(1))/G0
FF5(1)=F5(1)*F5(1)
S(5)=S(5)+E5(1)
SS(5)=SS(5)+EF5(1)
C
C METODO DE HCS
06(1)=(P1*0**D)/(17,4*H**0,5)
F6(1)=100.*(GC-Q6(1))/G0
FF6(1)=F6(1)*F6(1)
S(6)=S(6)+F6(1)
SS(6)=SS(6)+EF6(1)
C
C METODO DE CHACCA
07(1)=1,1245*P1**0,936*H**1,45/(H**0,43R*AP**0,054)
F7(1)=100.*(GC-Q7(1))/G0
FF7(1)=F7(1)*F7(1)
S(7)=S(7)+E7(1)
SS(7)=SS(7)+EF7(1)
C
C METODO DE CHAAA
ANHO=NG/DC
A1=1./ANR0**3,49
ANP1=0,0174*F1/(D0*TSUP)**0,5
A2=ANP1**3,15
RH=H*RG/S,61
ANGD=1./((1.+H6)
A3=ANGD**0,657
AN1=120,872*H**0,0013*SQRT(D0/TSUP)
A4=AN1**1,8
ANQL=0,2A3*A1*A2*A3*A4
A5=1,84*(TSUP/DC)**1,25
QR(1)=ANQL/A5
FR(1)=100.*(GC-QR(1))/G0
FFR(1)=FR(1)*FR(1)
S(R)=S(R)+E8(1)
SS(R)=SS(R)+EFR(1)
C
C METODO DE POETTSMANN Y RECK
A1=11*0,0013
A2=A1*A1
A=.785*A2
A3=RR**02.*A/(15,61*DC*0,0765*H*G*H)
RP=(1,00504*TF*Z*(H-HS))/(P1*RC)
ML=1./((1.+HR*(DG/D0))
VL=ML/D0
A4=SQRT(9273,6*F)/(VL*(1.+0,5*ML))
A5=(0,4513*SQRT(RP*0,7A660))/(4F*0,5663)
Q9(1)=A3*A4*A5
F9(1)=100.*(GC-Q9(1))/G0
FF9(1)=F9(1)*F9(1)
S(9)=S(9)+E9(1)
SS(9)=SS(9)+EF9(1)
500 CONTINUE
C
DO 600 J=1,9
600 NST(J)=SQRT((SS(J)/N)-(S(J)/N)*(S(J)/N))

```


ROUTINE CALZ

73/72 CH1=1

FTN 4.2.74257

7820370

```
SUBROUTINE CALZ (IMC,FR,Z)
  PR=PR+1,
  TR=1./TR
  A=16.7A*TK-9.7A*TK**2+.4.5A*TK**3,
  B=90.7*TK-242.2*TK**2+.42.4*TK**3,
  C=-.06125*TK**2F (-1.2*(1.-TK)**2.1
  D=2.1A*2.02*TK
  E=29.25*TK-19.52*TK**2+.9.1A*TK**3,
  V=.001
  DO 4 I=1,20
  IF (Y.GI.1.)TV=.4
  F=OPR*(Y+Y**2.+Y**3.-Y**4)/(1.-Y)**3.-A*Y+P*Y**2
  IF (ANS(I)-1.8*5)2.2,3
  3  D(I)=1.+4.*Y+6*Y**2.+4.Y**3.+Y**4)/(1.-Y)**4.-E*Y+D*Y**2*(N-1.)
  V=V+D*Y
  4  CONTINUE
  Z=C*PR/V
  RETURN
  END
```

FALTA PAGINA

No. 100

DATOS DE PRODUCCION

PN.	DF.	PO.	PG.	FW.	PI.	P2.	TF.	DWG.	DWG.	DWG.
111	4H	638.00	144.40	0.00	115.00	85.00	100.00	.861	.700	1.040
112	4H	430.00	71.80	0.00	75.00	18.00	100.00	.861	.700	1.040
113	4H	390.00	75.20	0.00	75.00	18.00	100.00	.861	.700	1.040
114	6A	474.00	101.50	0.00	40.00	20.00	100.00	.861	.700	1.040
115	4H	575.00	46.30	0.00	104.00	78.00	100.00	.871	.700	1.040
116	6A	617.00	107.80	0.00	92.00	42.00	100.00	.884	.700	1.040
117	4H	841.00	121.90	0.00	140.00	100.00	100.00	.884	.700	1.030
118	5H	903.00	219.10	0.00	130.00	103.00	100.00	.884	.700	1.030
119	6A	944.00	182.70	0.00	120.00	102.00	100.00	.884	.700	1.030
120	4H	1364.00	93.50	0.00	108.00	92.00	100.00	.889	.700	1.030

RESULTADOS

PN.	UC.	Q1.	C1.	E1.	C2.	C2.	E2.	CC.	EA.	C9.	E9.
111	4013.020	4403.338	.911	-9.739	4108.033	.977	-2.368	2316.174	42.286	4541.626	-43.005
112	2704.700	3043.454	.704	-42.121	3579.084	.754	-12.328	2774.243	-2.571	5504.965	-103.833
113	2453.100	3519.091	.697	-43.455	3255.907	.753	-12.726	2888.339	-5.513	5046.792	-107.720
114	2981.480	3179.851	.940	-6.414	3414.526	.872	-14.693	3766.525	-28.332	4604.750	-84.513
115	3618.750	7444.801	.473	-111.372	6731.104	.517	-84.109	3850.815	-8.472	10307.938	-185.006
116	3880.930	7985.855	.486	-105.768	6121.361	.758	-31.982	5148.119	-32.652	11434.004	-144.820
117	5419.690	7681.297	.728	-37.770	6875.628	.788	-24.988	3393.881	37.328	10432.279	-62.611
118	6870.870	8929.197	.821	-21.841	8872.427	.847	-3.390	3581.893	38.949	10174.706	-78.134
119	6000.840	9711.562	.618	-61.841	7108.027	.844	-18.488	5008.994	14.423	13974.989	-132.924
120	8570.580	8347.881	1.027	2.586	8574.682	1.039	15.026	4398.608	68.757	11112.067	-29.918

D.FST1 = 37.385

D.FST2 = 29.157

D.EST1 = 28.040

D.FST9 = 81.078

PN.	CC.	Q1.	F3.	G4.	F4.	C5.	E5.	CC.	EE.	U7.	E7.
111	4013.020	4427.735	-15.218	9464.570	-40.704	5463.149	-34.136	5685.325	-41.672	5403.812	-34.657
112	2704.700	3821.423	-41.292	4884.897	-72.548	4723.705	-74.648	4406.078	-70.294	4781.751	-62.079
113	2453.100	3532.751	-44.012	4314.244	-75.869	4301.843	-75.386	4288.301	-74.730	4115.969	-67.788
114	2981.480	3084.873	-2.791	7725.937	-84.983	3680.830	-23.457	3858.885	-29.349	3771.187	-24.811
115	3618.750	7881.320	-118.189	9437.001	-184.659	10522.455	-190.991	9147.808	-154.304	8214.695	-127.185
116	3880.930	7878.883	-102.963	9730.888	-180.730	9462.818	-148.982	9819.862	-153.023	8929.113	-130.977
117	5419.690	7805.974	-44.136	4532.745	-76.021	9815.797	-81.247	9337.304	-72.414	8511.014	-67.159
118	6870.870	7228.264	-27.281	8821.832	-86.374	8580.854	-51.075	9014.832	-58.715	8342.882	-64.880
119	6000.840	9722.035	-42.849	12071.883	-101.174	11873.817	-97.875	12233.808	-103.874	10993.313	-81.702
120	8570.580	8447.767	-4.292	10927.137	-27.362	12173.147	-41.419	10351.474	-20.659	9144.082	-7.142

D.FST1 = 36.978

D.FST4 = 49.441

D.FST5 = 49.841

D.FST6 = 44.236

D.EST1 = 38.357

- FN = PROFUND NUMERO
- DF = DIAMETRO DEL ESTIMULADOR (AAVO PG.)
- PO = PRODUCCION DE ACEITE (M3/D)
- PA = PRODUCCION DE GAS (MM3/D)
- PW = PRODUCCION DE AGUA (M3/D)
- PI = PRESSION AGUA ANHINA (KG/CM2)
- TF = TEMPERATURA DE FLUJO (CDO. C)
- DWG = DENSIDAD RELATIVA DEL ACEITE
- DWG = DENSIDAD RELATIVA DEL GAS
- DWG = DENSIDAD RELATIVA DEL AGUA

- CC = GASTO DE ACEITE MEDIO (ML/D)
- GASTOS CALCULADOS
- Q1 ASHFORD
- C2 ASHFORD-PIENCE
- C3 MILLMENT
- C4 HANFORD
- C5 ACHONG
- C6 ROS
- C7 CHACON
- C8 OMARA
- C9 POFTMANN-WFCK
- COEFICIENTE DE DESCARGA DEL ORIFICIO C1 Y C2
- DIFFERENCIA ENTRE GASTO MEDIO Y GASTO CALCULADO E1 A E9

DATOS DE PRODUCCION

PN.	DE.	PO.	PG.	PG.	PG.	P1.	P2.	TF.	DRG.	DRG.	DRW.
231	1A	17.00	31.30	3.48	73.00	6.00	100.00	.872	.750	1.030	
232	40	318.00	51.20	17.49	83.00	73.00	100.00	.867	.750	1.030	
233	40	320.00	62.30	17.82	87.00	76.00	100.00	.867	.750	1.030	
234	40	360.00	81.70	11.52	89.00	75.00	100.00	.851	.750	1.030	
235	74	101.00	23.20	2.73	90.00	75.00	100.00	.877	.750	1.030	
236	40	493.00	105.90	34.51	100.00	77.00	100.00	.860	.750	1.030	
237	4H	520.00	169.80	2.80	98.00	87.00	100.00	.856	.750	1.030	

RESULTADOS

PN.	UC.	Q1.	C1.	E1.	C2.	C2.	EP.	GA.	EA.	C9.	E9.
231	547,230	239,823	2,282	56,175	127,578	4,289	76,687	200,007	63,651	379,668	30,624
232	2000,220	2876,180	.695	-43,803	1927,399	1,038	3,641	1538,812	23,068	4294,136	-114,683
233	2017,960	2701,155	.754	-32,640	2010,103	1,014	1,367	1418,781	30,382	4088,353	-100,610
234	2264,400	2648,134	.886	-12,530	1954,228	1,159	13,698	1700,156	46,601	3852,513	-70,114
235	635,290	911,940	.697	-43,547	717,141	.886	-12,884	566,705	13,944	1369,713	-115,604
236	3100,970	2861,030	1,083	7,673	2535,584	1,223	18,233	1304,416	57,935	4418,182	-42,477
237	3270,800	3182,276	1,028	2,706	2141,805	1,527	34,517	1442,289	55,904	4898,250	-49,757

D.FST1 = 33.032

D.EST2 = 27.150

D.ETA = 17.761

D.ETA9 = 48.105

PN.	Q0.	Q1.	F3.	Q4.	E4.	Q5.	E5.	Q6.	E6.	Q7.	E7.
231	547,230	306,704	43,953	358,448	34,498	353,889	36,331	339,364	37,985	401,664	28,801
232	2000,220	3056,573	-52,812	3705,408	-85,260	3799,421	-89,950	3604,892	-80,225	3501,882	-75,075
233	2037,960	2907,898	-42,687	3525,362	-72,985	3568,489	-74,120	3457,668	-69,663	3385,506	-66,122
234	2264,400	2717,382	-20,005	3294,392	-45,486	3259,338	-43,938	3255,860	-41,785	3198,528	-41,253
235	635,290	1039,547	-63,633	1234,795	-94,367	1251,687	-97,026	1178,141	-85,449	1260,901	-98,476
236	3100,970	3166,254	-1,460	3814,333	-23,004	3795,380	-22,393	3760,201	-21,259	3664,296	-18,166
237	3270,800	3462,289	-5,854	4228,196	-89,271	3991,321	-22,029	4303,868	-31,584	4188,184	-28,048

D.FST1 = 34.076

D.FST4 = 41.218

D.FST5 = 43.207

D.EST6 = 39.738

D.EST7 = 38.412

PN = PROFRA NUMERO
 DE = DIAMETRO DEL ESTRANGULADOR (66AVD PG.)
 PO = PRODUCCION DE ACEITE (M3/D)
 PG = PRODUCCION DE GAS (MM3/D)
 PG = PRODUCCION DE AGUA (M3/D)
 P1 = PRESION AGUAS ANHINA (KG/CM2)
 TF = TEMPERATURA DE FLUJO (GDO, C)
 DRG = DENSIDAD RELATIVA DEL ACEITE
 DRG = DENSIDAD RELATIVA DEL GAS
 DRW = DENSIDAD RELATIVA DEL AGUA

Q0 = GASTO DE ACEITE MEDIDO (RL/D)
 GASTOS CALCULADOS
 Q1 ASHWOOD
 Q2 ASHWOOD-PIFFCE
 Q3 GILLBERT
 Q4 HARRNDELL
 Q5 ACHONG
 Q6 WOS
 Q7 CHACON
 Q8 DWANA
 Q9 POFTMANN-RECK
 COEFICIENTE DE DESCARGA DEL ORIFICIO C1 Y C2
 DIFERENCIA ENTRE GASTO MEDIDO Y GASTO CALCULADO F1 A E9

DATOS DE PRODUCCION

PN.	DE.	PO.	PG.	Fb.	PI.	P2.	TF.	DRO.	DRG.	DRW.
351	14	48.00	15.20	.19	38.00	11.00	95.00	.041	.770	1.040
352	48	830.00	249.20	1.68	137.00	101.00	95.00	.051	.770	1.040
353	24	288.00	96.40	23.04	140.00	80.00	95.00	.063	.770	1.040
354	32	411.00	97.80	0.00	128.00	79.00	95.00	.063	.770	1.040
355	24	210.00	37.00	25.20	130.00	78.00	95.00	.063	.770	1.040
356	14	31.00	9.00	.62	98.00	85.00	95.00	.039	.770	1.040
357	48	844.00	179.80	3.32	100.00	78.00	95.00	.048	.770	1.040
358	36	188.00	47.90	0.00	42.00	12.00	95.00	.045	.770	1.040

RESULTADOS

PN.	Q0.	Q1.	C1.	E1.	Q2.	C2.	E2.	Q3.	E3.	Q4.	E4.
351	301,920	144,509	2,009	52,137	137,735	2,192	54,380	142,193	52,904	219,612	27,468
352	5220,700	4734,698	1,103	9,309	4413,834	1,183	18,488	1261,688	75,834	7196,363	-37,843
353	1811,520	1503,974	1,204	14,877	1587,719	1,141	12,384	445,051	74,284	2301,338	-27,039
354	2588,190	2305,134	1,121	10,833	2394,889	1,079	7,361	713,988	72,388	3394,824	-31,461
355	1320,900	1444,442	.858	-17,014	1433,918	.888	-23,697	484,959	47,284	2411,251	-42,546
356	194,990	388,488	.802	-99,192	278,899	.699	-43,832	161,965	14,437	594,336	-208,828
357	4174,560	3788,242	1,108	9,774	3317,842	1,259	28,868	1271,313	49,461	5672,869	-35,826
358	1182,520	948,970	1,249	19,924	904,352	1,308	23,823	722,390	38,910	1401,571	-14,524

D.F51 = 41,570 D.E52 = 27,912 D.E53 = 10,456 D.F54 = 64,745

PN.	Q0.	Q3.	E3.	Q4.	E4.	Q5.	E5.	Q6.	E6.	Q7.	E7.
351	301,920	171,175	43,304	200,054	33,739	200,148	33,708	188,298	37,634	228,434	24,340
352	5220,700	5047,192	2,940	4188,126	-18,531	5892,682	-12,871	6274,545	-20,184	5931,481	-13,415
353	1811,520	1744,234	2,610	2085,494	-19,682	2189,799	-19,226	1964,828	-9,567	2832,791	-12,215
354	2588,190	2497,903	3,376	3001,398	-18,180	2989,018	-18,882	2926,692	-13,210	2922,944	-13,865
355	1320,900	1855,697	-46,487	2204,234	-66,874	2298,877	-73,807	2077,999	-97,287	2114,908	-69,111
356	194,990	442,892	-137,393	540,988	-177,443	548,152	-180,892	597,156	-160,893	574,883	-194,632
357	4174,560	3913,217	4,305	4778,874	-14,421	4899,852	-18,139	4822,667	-15,478	4628,484	-10,627
358	1182,520	988,478	16,578	1190,917	-7,110	1170,299	1,033	1174,876	.672	1238,269	-4,714

D.F53 = 51,736 D.E54 = 49,823 D.E55 = 61,559 D.E56 = 54,989 D.E57 = 63,836

PN = PRUEBA NUMERO
 DF = DIAMETRO DEL ESTRANGULADOR (64AVO PG.)
 PO = PRODUCCION DE ACEITE (M3/D)
 PG = PRODUCCION DE GAS (MM3/D)
 Fb = PRODUCCION DE AGUA (M3/D)
 PI = PRESION AGLAS ARNIRA (KG/CM2)
 TF = TEMPERATURA DE FLUJO (100, C)
 DRO = DENSIDAD RELATIVA DEL ACEITE
 DRG = DENSIDAD RELATIVA DEL GAS
 DRW = DENSIDAD RELATIVA DEL AGUA

Q0 = GASTO DE ACEITE MEDIDO (ML/D)
 GASTOS CALCULADOS
 C1 ASHFORD
 Q2 ASHFORD-PIERCE
 C3 GILLBERT
 Q4 WARPWELL
 CE ACHONG
 QA NOS
 Q7 EMACON
 QR OMAMA
 Q8 POFFTMANN-RECK
 COEFICIENTE DE DESCARGA DEL ORIFICIO C1 Y C2
 DIFERENCIA ENTRE GASTO MEDIDO Y GASTO CALCULADO F1 A E9

DATOS DE PRODUCCION

PN.	DE.	PO.	PG.	Pb.	P1.	P2.	TF.	DRO.	DRG.	DRW.
351	16	48.00	15.20	.19	39.00	11.00	95.00	.041	.770	1.040
352	48	830.00	249.20	1.64	137.00	101.00	95.00	.051	.770	1.040
353	24	288.00	58.40	23.04	140.00	80.00	95.00	.063	.770	1.040
354	32	411.00	97.80	0.00	128.00	79.00	95.00	.063	.770	1.040
355	24	210.00	37.00	25.20	139.00	78.00	95.00	.063	.770	1.040
356	16	31.00	0.00	.62	98.00	85.00	95.00	.039	.770	1.040
357	48	666.00	170.80	3.32	100.00	78.00	95.00	.048	.770	1.040
358	36	188.00	47.90	0.00	42.00	12.00	95.00	.045	.770	1.040

RESULTADOS

PN.	Q0.	Q1.	C1.	E1.	Q2.	C2.	E2.	Q3.	E3.	Q4.	E4.		
351	301.920	144.500	2.009	52.137	137.735	2.192	54.300	142.193	52.004	210.012	27.460		
352	5220.700	4734.408	1.103	9.309	4413.834	1.183	18.455	1261.650	75.834	7196.343	-37.843		
353	1811.520	1807.074	1.204	16.977	1587.719	1.141	12.354	460.851	74.284	2301.338	-27.039		
354	2585.100	2305.134	1.121	10.833	2304.889	1.079	7.361	713.900	72.305	3304.524	-31.461		
355	1320.900	1544.442	.855	-17.014	1633.916	.800	-23.697	404.959	67.286	2411.251	-82.546		
356	194.900	388.405	.502	-99.192	278.809	.609	-43.032	161.965	14.286	598.336	-205.829		
357	4176.860	3788.262	1.100	9.774	3317.842	1.259	28.569	1271.313	69.561	5672.069	-35.820		
358	1182.520	946.020	1.249	10.924	904.352	1.308	23.623	722.399	38.910	1401.571	-18.524		
				D.FST1 =	41.579		D.EST2 =	27.912		D.FST4 =	19.456	D.FST9 =	64.745
PN.	Q5.	Q6.	E3.	Q6.	E4.	Q5.	E5.	Q6.	E6.	Q7.	E7.		
351	301.920	171.175	43.304	200.054	33.739	200.148	33.708	100.295	37.634	228.434	24.340		
352	5220.700	5047.192	2.940	6188.124	-18.531	5092.682	-12.071	6274.565	-20.186	5931.481	-13.615		
353	1811.520	1784.238	2.610	2095.594	-15.802	2159.799	-10.226	1904.828	-9.567	2032.791	-12.215		
354	2585.100	2477.903	3.376	3001.398	-10.100	2988.018	-16.582	2926.692	-13.210	2922.944	-13.865		
355	1320.900	1855.497	-40.487	2204.234	-46.874	2296.877	-73.807	2977.899	-57.207	2114.905	-60.111		
356	194.900	462.802	-137.393	540.986	-177.443	544.152	-188.692	507.156	-160.093	574.503	-104.632		
357	4176.860	3913.217	8.305	4778.876	-14.421	4590.852	-18.135	4822.467	-15.470	4628.484	-18.627		
358	1182.520	986.478	16.578	1190.917	-7.710	1170.299	1.033	1174.574	.672	1238.269	-4.714		
			D.FST3 =	51.736	D.FST4 =	59.823	D.EST5 =	61.550	D.EST6 =	54.000	D.EST7 =	43.036	

PN = PRUEBA NUMERO
 DE = DIAMETRO DEL ESTRANGULADOR (66AVO PG.)
 PO = PRODUCCION DE ACEITE (M3/D)
 PG = PRODUCCION DE GAS (MM3/D)
 Pb = PRODUCCION DE AGUA (M3/D)
 P1 = PRESION AGLAS ARRIBA (KG/CM2)
 P2 = TEMPERATURA DE FLEJO (C)
 DRO = DENSIDAD RELATIVA DEL ACEITE
 DRG = DENSIDAD RELATIVA DEL GAS
 DRW = DENSIDAD RELATIVA DEL AGUA

Q0 = GASTO DE ACEITE MEDIDO (AL/D)
 GASTOS CALCULADOS
 C1 ASHFOND
 Q2 ASHFOND-PIERCE
 C3 GILLBERT
 Q4 WARFONDELL
 C5 ACHONG
 Q6 ROS
 C7 MACON
 Q8 OMANA
 Q9 POETTMANN-WFCK
 COEFICIENTE DE DESCARGA DEL ORIFICIO C1 Y C2
 DIFERENCIA ENTRE GASTO MEDIDO Y GASTO CALCULADO F1 A E9

C A P I T U L O V I I

ANALISIS DE RESULTADOS

Los datos de producción que se utilizaron para alimentar el programa pertenecen a tres campos del área Reforma y sus valores se encuentran dentro del rango que se indica a continuación.

CAMPO	1	2	3
QO (BL/D)	3173 a 9711	574 a 3271	195 a 5220
QG (MMCF/D)	2.69 a 7.74	0.12 a 5.99	0.32 a 8.79
QW (BL/D)	0	16.4 a 223.4	0 a 185.5
P1 (LB/PG2)	568 a 1988	1037 a 1420	540 a 1988
P2 (LB/PG2)	256 a 1463	85 a 1235	156 a 1434
TF (°F)	212	212	203
SGO	.839 a .863	.851 a .877	.861 a .889
SGG	.770	.750	.700
SGW	1.04	1.03	1.04
RGA (PIF ³ /BL)	452 a 1446	904 a 1290	989 a 1778

La diferencia entre el gasto medido y el gasto calculado en cada uno de los métodos se determinó por medio de la expresión:

$$e = \frac{\text{Gasto medido} - \text{Gasto calculado}}{\text{Gasto medido}} \times 100$$

Del análisis de estas diferencias pueden obtenerse las conclusiones siguientes:

- 1.- Exceptuando el método de Omaña, los demás métodos presentan la máxima diferencia negativa en los casos donde se tiene menor gasto de gas, por ejemplo:

PRUEBA	GASTOS	MEDIDOS	GASTOS CALCULADOS		DIFERENCIAS	
	QO (BI/D)	QG(MMCF/D)	DE	A	DE	A
115	3617	1.6	6731	10522	-86	-191
235	635	0.8	717	1370	-13	-115
356	195	0.3	279	596	-43	-206

- 2.- En el método de Omaña el gasto de gas también lo afecta reduciendo las diferencias positivas, como en las pruebas 235 y 356 donde se redujo de +63 a +13 y de +75 a +17 respectivamente.
- 3.- Por lo general, el método de Omaña proporciona valores calculados menores que los medidos, a diferencia del resto de los métodos donde ocurre lo contrario.
- 4.- En el método de Ashford, la diferencia mínima se presenta en los casos donde se tiene la mayor producción. La misma situación aparece en los métodos de Chacón y de Poettmann y Beck, pero únicamente en las pruebas donde no hay producción de agua. La prueba 120 es un ejemplo donde los tres métodos coinciden en cuenta a su mínima diferencia.

GASTO MEDIDO	ASHFORD		CHACON		POETTMANN Y BECK	
	Q1	E1	Q7	E7	Q9	E7
8580	8358	+2.6	8998	-4.9	11112	-29.5

5.- Se comprueba la no validez de los métodos de Chacón y de Poettmann y Beck con la presencia de agua en la producción, tal como lo indican estos autores.

6.- Los métodos de Gilbert, Baxendell, Achong y Ros, también muestran diferencias mayores en los casos donde existe producción de agua.

Con el fin de determinar el comportamiento general de los métodos, se aplicó el concepto de desviación estandar, habiéndose obtenido la siguiente relación

METODO	DESVIACION ESTANDAR		
ASHFORD	37.37	33.03	41.58
ASHFORD-PIERCE	29.16	27.15	27.91
GILBERT	36.98	34.08	51.74
BAXENDELL	45.49	41.22	59.82
ACHONG	49.84	43.21	61.56
ROS	44.24	39.74	54.99
CHACON	37.66	37.75	63.89
OMANA	28.04	17.77	19.46
POETTMANN-BECK	51.04	48.11	64.75

De donde se concluye que el método de Omana es el que se ajusta mejor en los tres casos; le sigue el método de Ashford-Pierce que se comporta en forma bastante estable tanto en los casos en que hay producción de agua como en los que no la hay.

Este resultado no indica necesariamente que estos son los mejores métodos, ni que siempre proporcionarán el ajuste óptimo; las condiciones reales de operación en cada caso determinarán cuál será el método adecuado.

Por razón natural, mientras mayor información se tenga, y ésta sea más confiable, los resultados generales del método y el cálculo de la desviación estandar serán más cercanos a la realidad.

C A P I T U L O V I I I

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

A falta de un método único que permita determinar el comportamiento del flujo multifásico a través de un estrangulador bajo cualquier condición de operación, el procedimiento propuesto en esta tesis puede servir de base para la óptima selección del tamaño de estrangulador que proporcione el gasto máximo con las condiciones de presión y de relación gas-aceite existentes y sin que se afecte al yacimiento con la contrapresión aguas abajo de dicho estrangulador.

Es conveniente hacer notar, que si bien cualquiera de los métodos analizados permite el cálculo de cualquiera de las variables principales, teniendo como conocidas las demás, no es recomendable el cálculo de la relación gas-aceite puesto que una ligera variación del diámetro del orificio representa un cambio considerable en la relación; esto puede apreciarse con facilidad si se escribe la ecuación general de Gilbert en función de dicha relación:

$$R = \frac{(p_1)^{1.83}}{(10 Q)^{1.83}} S^{3.5}$$

donde se ve que la relación gas-aceite depende del diámetro del estrangulador elevado a la potencia 3.5.

Como en cualquier método, una buena información dará como resultado la óptima aplicación del programa sugerido y por lo consiguiente, una adecuada decisión sobre la ecuación que más convenga a las condiciones reales de operación.

Puesto que lo más común en la explotación de un yacimiento de aceite es el tener un mayor o menor porcentaje de agua, se recomienda tener cuidado con la aplicación de aquellos métodos limitados por este concepto; en el caso de utilizar el programa propuesto, este problema se resuelve por sí sólo, ya que la desviación que presentarán estos métodos será considerable.

Dentro de las correlaciones analizadas, se encuentra la desarrollada por Fortunati⁽¹⁴⁾ cuya ecuación no fue comprendida en el programa por considerar que las variables involucradas, así como las unidades utilizadas por el autor, requieren de un análisis más detallado y que convenía tratarlo por separado. Dicho análisis será presentado en un futuro próximo en otro trabajo.

BIBLIOGRAFIA

- (1) Brill, J.P., Doerr, T.C. y Hagedorn, A.R.
Practical Use of Recent Research in Multiphase Vertical and Horizontal Flow.
Journal of Petroleum Technology, Abril 1966
- (2) Acuña, A. y Garalcochea, F.
Diseño de Tuberías de Producción y Líneas de Descarga
Revista del Instituto Mexicano del Petróleo, Julio 1975
- (3) Edmister, W.C.
Applied Hydrocarbon Thermodynamics
Gulf Publishing Co, Houston, Texas, 1961
- (4) Shapiro, A.H.
The Dynamics and Thermodynamics of Compressible Fluid Flow
The Ronald Press Co., New York 1953
- (5) John, J.A. y Haberman, W.
Introduction to Fluid Mechanics
Prentice Hall, Englewood Cliffs, 1971
- (6) Thomas, L.K., Hankinson, R.W., y Phillips, K.A.
Determination of Acoustic Velocities for Natural Gas
Journal of Petroleum Technology, Julio 1970
- (7) Ros, N.C.J.
An Analysis of Critical Simultaneous Gas/Liquid Flow Through a Restriction
and its Application to Flowmetering.
Applied Scientific Research, Section A, Vol. 9, 1960
- (8) Gilbert, W.E.
Flowing and Gas Lift Well Performance
Drill and Production Practices, 1954
- (9) Begg, H.D. y Brill, J.P.
Two-Phase Flow in Pipes
Tulsa University, 1975
- (10) Poettmann, F.H. y Beck, R.L.
New Charts Developed to Predict Gas Liquid Flow Through Chokes
World Oil, Marzo 1963

- (11) Borden, C. Jr. y Rzasa, M.J.
Correlation of Bottom Hole Sample Data
Transaction AIME, 189-345, 1950
- (12) Omaña, R., Houssier, C. Jr., Brown, K. E., Brill, J.P. y Thomson, R.E.
Multiphase Flow Through Chokes.
SPE 2682, SPE-AIME 44th Fall Meeting, 1969
- (13) Brown, K. E.
Gas Lift Theory and Practice
Prentice Hall, Inc., Englewood Cliffs, N.J., 1967
- (14) Fortunati F.
Two-Phase Flow Through Wellhead Chokes
SPE 3742, SPE-AIME European Spring Meeting, Amsterdam, 1972
- (15) Guzy, A.J. y Medvediev V.F.
Critical Flow of Two-Phase Fluid Through Wellhead Chokes
Nefteyanole Khozjalstvo, Moskva No. 11, 1962
- (16) Ashford, F.E.
An Evaluation of Critical Multiphase Flow Performance Through
Wellhead Chokes.
Journal of Petroleum Technology, Agosto 1974
- (17) Ashford, F.E. y Pierce, P.E.
The Determination of Multiphase Pressure Drops and Flow Capacities
in Down-Hole Safety Valves (Stem Chokes)
SPE 5161, SPE-AIME 49th Annual Fall Meeting, 1974
- (18) Chacon, H.F.
Area Reforma, Correlación Múltiple del Flujo Bifásico a Través de Estranguladores.
XIII Congreso Nacional de la AIPM, Acapulco, México 1975.

A P E N D I C E

DERIVACION DE LA ECUACION PARA FLUJO MULTIFASICO A TRAVES DE UN ESTRANGULADOR, DESARROLLADA POR N.C. ROS.

Ros⁽⁷⁾ determinó que para un sistema como el mostrado en la figura A-1 y bajo las siguientes suposiciones:

- (a) El gas es la fase continua en la mezcla.
- (b) La velocidad del fluido en la garganta es uniforme.
- (c) El gas se expande politrópicamente.
- (d) Se desprecian la energía potencial, la energía de superficie y la fricción.
- (e) Las pérdidas por resbalamiento son iguales a la energía cinética.

la ecuación de balance de energía es:

$$144 \int_{p_1}^{p_2} v \, dp + \int_{v_1}^{v_2} (m_L + 1) v \, dv = 0 \quad \text{A-1}$$

donde: m_L = masa de líquido por unidad de masa total

p = presión

v = volumen específico del fluido

v = velocidad del fluido

$(\)_1$ = parámetro aguas arriba del estrangulador

$(\)_2$ = parámetro en la garganta

Para la expansión politrópica del gas se tiene:

$$p(v - v_L)^K = b \quad \text{A-2}$$

donde: v_L = volumen específico del líquido por unidad de masa total

$$K = C_p/C_v$$

b = constante de expansión politrópica.

de la ecuación (A-2)
$$v = \left(\frac{b}{p}\right)^{1/K} + v_L$$

y sustituyendo en la (A-1):

$$144 \left[\int_{p_1}^{p_2} (b/p)^{1/K} dp + \int_{p_1}^{p_2} v_L dp \right] + \int_{v_1}^{v_2} (m_L + 1) v dv = 0$$

Integrando:

$$144 \left\{ \frac{K}{K-1} b^{1/K} \left[\frac{p_2^{K-1}}{p_2^K} - \frac{p_1^{K-1}}{p_1^K} \right] + v_L (p_2 - p_1) \right\} + \frac{1}{2} (m_L + 1) (v_2^2 - v_1^2) = 0$$

puesto que $v_2 \gg v_1$ se desprecia el término en v_1 y se resuelve la ecuación anterior para v_2 (velocidad del fluido en la garganta):

$$v_2 = 12 \left\{ \frac{2}{m_L + 1} \frac{K}{K-1} b^{1/K} \left[\frac{p_1^{K-1}}{p_1^K} - \frac{p_2^{K-1}}{p_2^K} \right] + \frac{2 v_L p_1}{m_L + 1} (p_1 - p_2) \right\}^{0.5}$$

ojo con sus índices

de la ecuación (A-2)
$$(v - v_L) = (b/p)^{1/K}$$

por lo tanto:

$$v_2 = 12 \left\{ \frac{2}{m_L + 1} \frac{K}{K-1} (v - v_L) p_1 \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{K-1}{K}} \right] + \frac{2 v_L p_1}{m_L + 1} \left(1 - \frac{p_2}{p_1}\right) \right\}^{0.5}$$

Además, la relación gas libre-líquido en función de la presión y la temperatura en la T.P., se define como:

$$R(p, T) = \frac{v - v_L}{v_L} \quad (\text{A-4})$$

sustituyendo en la (A-3):

$$\frac{v_2}{v_L} = 12 \left[\frac{2 P_1}{(m_L + 1)} \right]^{0.5} \left\{ \frac{K}{K-1} R(p, T) \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{K}} \right] + \left(1 - \frac{P_2}{P_1} \right) \right\}^{0.5} \quad (\text{A-5})$$

El gasto de masa está dado por la relación $q_m = \frac{A C v_2}{v_2}$ (A-6)

donde A = área de la sección transversal, y C = coeficiente de descarga del orificio.

De esta ecuación se tiene: $v_2 = \frac{q_m v_g}{A C}$ (A-7)

sustituyendo en (A-5):

$$\frac{q_m v_2}{A C v_L} = 12 \left[\frac{2 P_1}{(1 + m_L) v_L} \right]^{0.5} \left\{ \frac{K}{K-1} R(p, T) \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{K}} \right] + \left(1 - \frac{P_2}{P_1} \right) \right\}^{0.5} \quad (\text{A-8})$$

puesto que: $\frac{P_1}{P_2} = \frac{(v_1 - v_L)^K}{(v_g - v_L)^K}$

entonces: $v_2 = (v_1 - v_L) \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{-1/K} + v_L$

y dividiendo por v_L : $\frac{v_2}{v_L} = R(p, T) \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{-1/K} + 1$

Haciendo $p_2/p_1 = \mathcal{E}$ se tendrá finalmente:

$$q_m = 12AC \left[\frac{2 p_1}{(1 + m_L) V_L} \right]^{0.5} \frac{\left\{ \frac{K}{K-1} R(p, T) \left[1 - \mathcal{E}^{\frac{K-1}{K}} \right] + (1 - \mathcal{E}) \right\}^{0.5}}{R(p, T) (\mathcal{E})^{-1/K} + 1} \quad (\text{A-9})$$

De acuerdo con Ros, para condiciones de flujo crítico la relación de presiones tiene el valor de 0.544 y el flujo de masa crítico (adimensional) dada por la expresión:

$$v_c = \frac{\left\{ \frac{K}{K-1} R(p, T) \left[1 - \mathcal{E}_c^{\frac{K-1}{K}} \right] + (1 - \mathcal{E}_c) \right\}^{0.5}}{R(p, T) (\mathcal{E}_c)^{-1/K} + 1} \quad (\text{A-10})$$

puede tener dos valores en función de la relación $R(p, T)$, esto es:

(a) Para $R(p, T) > 0.6$

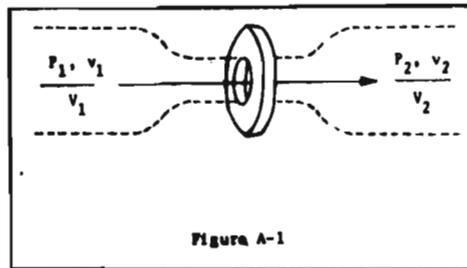
$$v_c = \frac{(0.2905 + 0.138 K) [R(p, T) + (0.6903 + 0.065 K)]^{0.5}}{R(p, T) + (0.4778 + 0.076 K)} \quad (\text{A-11})$$

(b) Para $R(p, T) < 0.6$

$$v_c = 1 - \left[2 R(p, T) \right]^{0.5} + \left[0.777 - 0.488 R(p, T) \right] R(p, T) \quad (\text{A-12})$$

Un caso particular de la ecuación (A-11) lo da el valor de $K = 1.04$, y en forma general (4.9) se tiene:

$$q_m = 7.392 A C \left[\frac{p_1}{(1 + m_L) V_L} \right]^{0.5} \frac{[R(p, T) + 0.76]^{0.5}}{R(p, T) + 0.55}$$



**ESTE TRABAJO SE IMPRIMO EN LOS TALLERES
DE GUADARRAMA IMPRESORES, S. A. AVENIDA
CUAUHTEMOC 1891, COL. VERTE MARVANTE
MEXICO D. F., TEL. 559-25-77 CON TRES LINEAS**

IMPRESO EN MEXICO