



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA  
DE MÉXICO

---

---

FACULTAD DE INGENIERÍA  
DIVISIÓN DE INGENIERIA EN CIENCIAS DE LA TIERRA

“ANÁLISIS DE MODELOS DE FLUJO  
MULTIFÁSICO A TRAVÉS DE  
ESTRANGULADORES”

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



DIRECTOR DE TESIS  
M. en I. JOSÉ ANGEL GOMEZ CABRERA  
DIRECTOR ADJUNTO:  
ING. HORACIO ZUNIGA PUENTE

MÉXICO, D. F.

2004



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis 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.

ESTA TESIS NO SALE  
DE LA BIBLIOTECA



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AVENIDA 14  
MEXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA  
DIRECCIÓN  
60-I-133

SR. HEGEL REY MENESES  
Presente

En atención a su solicitud, me es grato hacer de su conocimiento el tema que propuso el profesor M. en I. José Ángel Gómez Cabrera y que aprobó esta Dirección para que lo desarrolle usted como tesis de su examen profesional de Ingeniero Petrolero:

**ANÁLISIS DE MODELOS DE FLUJO MULTIFÁSICO A TRAVÉS DE  
ESTRANGULADORES**

- INTRODUCCIÓN
- I ANTECEDENTES
- II CONCEPTOS FUNDAMENTALES
- III MODELOS DE FLUJO MULTIFÁSICO CRÍTICO A TRAVÉS DE  
ESTRANGULADORES
- IV MODELOS DE FLUJO MULTIFÁSICO SUBCRÍTICO A TRAVÉS DE  
ESTRANGULADORES
- V ANÁLISIS COMPARATIVO DE LOS MODELOS
- VI APLICACIONES DE ESTRANGULADORES EN LA INDUSTRIA  
PETROLERA
- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES
- REFERENCIAS

Ruego a usted cumplir con la disposición de la Dirección General de la Administración Escolar en el sentido de que se imprima en lugar visible de cada ejemplar de la tesis el título de ésta.

Asimismo, le recuerdo que la Ley de Profesiones estipula que se deberá prestar servicio social durante un tiempo mínimo de seis meses como requisito para sustentar examen profesional.

Atentamente

“POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU”

Cd. Universitaria, D. F., a 11 de febrero de 2004

EL DIRECTOR

M. en C. GERARDO FERRANDO BRÁVO

GFB/JAGC\*gtg

---

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**FACULTAD DE INGENIERÍA**  
**DIVISIÓN DE INGENIERÍA EN CIENCIAS DE LA TIERRA**

TESIS:

***“ANÁLISIS DE MODELOS DE FLUJO MULTIFÁSICO  
A TRAVÉS DE ESTRANGULADORES”.***

PRESENTADA POR:

REY MENESES HEGEL

DIRIGIDA POR:

M. en I. JOSÉ ÁNGEL GÓMEZ CABRERA

**JURADO DEL EXAMEN PROFESIONAL**

PRESIDENTE: M en I. FRANCISCO SÁNCHEZ ARREDONDO

VOCAL: M. en I. JOSÉ ÁNGEL GÓMEZ CABRERA

SECRETARIO: M en I. NÉSTOR MARTÍNEZ ROMERO

1ER. SUPLENTE: ING. MARTÍN TERRAZAS ROMERO

2DO. SUPLENTE: ING. MARTÍN CARLOS VELÁSQUEZ FRANCO

The image shows several handwritten signatures and scribbles over the jury list. At the top, there is a signature that appears to be 'S.A.F.' with a large flourish. Below it, there are several large, overlapping scribbles that obscure the names of the jury members. At the bottom, there is another signature that looks like 'M.C.V.' with a flourish.

---



---

**CONTENIDO**

<b>LISTA DE TABLAS.....</b>	<b>V</b>
<b>LISTA DE FIGURAS .....</b>	<b>VII</b>
<b>RESUMEN .....</b>	<b>XVII</b>
<b>INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>1</b>
<b>I. ANTECEDENTES.....</b>	<b>5</b>
UBICACIÓN DE LOS ESTRANGULADORES EN EL SISTEMA DE PRODUCCIÓN. ....	6
CLASIFICACIÓN Y DISEÑOS DE ESTRANGULADORES.....	7
CONDICIONES DE OPERACIÓN .....	13
ESTABILIDAD DE FLUJO.....	14
COMPORTAMIENTO DEL ESTRANGULADOR CON RESPECTO A LA PRESIÓN.....	17
PROBLEMAS QUE SE PRETENDEN RESOLVER COLOCANDO ESTRANGULADORES EN POZOS PETROLEROS.....	18
ANÁLISIS NODAL Y EL SISTEMA INTEGRAL DE PRODUCCIÓN.....	24
FLUJO MULTIFÁSICO.....	26
MEDICIÓN DE FLUJO MULTIFÁSICO.....	27
<b>II. CONCEPTOS FUNDAMENTALES.....</b>	<b>31</b>
FLUJO CRÍTICO Y SUBCRÍTICO.....	31
COEFICIENTE DE DESCARGA.....	33
PATRÓN DE FLUJO.....	40
LONGITUD EQUIVALENTE.....	42
COMPORTAMIENTO DE LA DENSIDAD, PRESIÓN Y VELOCIDAD EN ESTRANGULADORES.....	43
CONCEPTOS TERMODINÁMICOS .....	45

---

<b>III. MODELOS DE FLUJO MULTIFÁSICO CRÍTICO A TRAVÉS DE ESTRANGULADORES. ....</b>	<b>47</b>
CORRELACIONES EMPÍRICAS.....	48
CORRELACIONES ANALÍTICAS .....	49
MODELOS PARA FLUJO CRÍTICO.....	50
GILBERT, ROS, BAXENDELL, ACHONG Y PILEHVARI. ....	50
GILBERT.....	51
ROS.....	54
ACHONG, BAXENDELL Y PILEHVARI. ....	54
POETTMANN Y BECK.....	55
OMAHÑA.....	56
ASHFORD.....	61
SURBEY Y COLS. ....	66
ABDUL-MAJEED.....	69
OSMAN.....	72
CHACÓN.....	78
<b>IV. MODELOS DE FLUJO MULTIFÁSICO SUBCRÍTICO A TRAVÉS DE ESTRANGULADORES. ....</b>	<b>81</b>
MODELO PARA FLUJO SUBCRÍTICO.....	81
SURBEY Y COLS. ....	81
MODELOS PARA FLUJO CRÍTICO-SUBCRÍTICO. ....	86
FORTUNATI.....	86
ASHFORD Y PIERCE.....	92
SACHDEVA Y COLS. ....	101
PERKINS.....	105
MODELO MECANISTICO DE LA UNIVERSIDAD DE TULSA POR BEGGS Y BRILL.....	110
MODELO API 14B RP.....	111

---

<b>V. ANÁLISIS COMPARATIVO DE LOS MODELOS.</b> .....	<b>113</b>
COMPARACIÓN CUALITATIVA DE LOS MODELOS PRESENTADOS.....	113
COMPARATIVO DE LOS DATOS EMPLEADOS EN EL DESARROLLO DE LOS MODELOS.....	116
ANÁLISIS ESTADÍSTICO.....	121
AJUSTE DE LOS MODELOS DE FLUJO MULTIFÁSICO A TRAVÉS DE ESTRANGULADORES.....	122
DIFERENCIAS ENTRE LOS RESULTADOS DE LOS MODELOS Y LOS DATOS DE CAMPO. ....	123
FENÓMENOS CONSIDERADOS EN LOS MODELOS.....	125
<b>VI. APLICACIONES DE ESTRANGULADORES EN LA INDUSTRIA PETROLERA.</b> .....	<b>127</b>
ESTRANGULADORES EN LAS ACTIVIDADES DE PERFORACIÓN. ....	127
Línea o múltiple de estrangulación.....	129
Justificaciones para el uso de estranguladores durante la perforación. ....	131
Terminación dual.....	133
Estimulaciones. ....	133
Fracturamiento. ....	134
Aplicaciones adicionales. ....	135
ESTRANGULADORES EN LAS ACTIVIDADES DE PRODUCCIÓN. ....	136
Levantamiento de condensados con espumas en pozos de gas y condensado. .....	136
Estranguladores de fondo. ....	137
Uso de estranguladores en pruebas de producción. ....	148
Cabezales de recolección. ....	151
BENÉFICOS OBTENIDOS EN EL YACIMIENTO POR EL EMPLEO DE ESTRANGULADORES.....	152
ANÁLISIS DEL SISTEMA INTEGRAL DE PRODUCCIÓN.....	152
Elección del tamaño de estrangulador a través del análisis nodal.....	152
Combinación del comportamiento de flujo a través del estrangulador y de la tubería de producción.....	156



---

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	165
NOMENCLATURA.....	169
REFERENCIAS.....	173
APÉNDICE A.....	179

---

**LISTA DE TABLAS**

Tabla 2.1 Constantes empíricas para las correlaciones de coeficientes de descarga.....	35
Tabla 2.2 Ecuaciones para predecir el coeficiente de descarga promedio para el tamaño de estrangulador.....	38
Tabla 2.3 Valores obtenidos de coeficiente de descarga para flujo subcrítico (Ashford y Pierce, 1975).....	39
Tabla 3.1 Coeficientes empíricos para las correlaciones de Gilbert, Baxendell, Ros, Achong y Pilehvari.....	50
Tabla 3.2 Composición y propiedades del gas.....	57
Tabla 3.3 Tamaño de estrangulador calibrado después de la prueba.....	58
Tabla 3.4 Descripción de los datos usados por Abdul-Majeed.....	70
Tabla 3.5 Datos de producción usados por Osman.....	74
Tabla 3.6 Ejemplo de composición del gas y condensado usado por Osman.....	74
Tabla 3.7 Parámetros de error empleados por Osman.....	76
Tabla 3.8 Rangos de datos usados por Osman.....	78
Tabla 3.9 Rango de datos empleados Chacón.....	80
Tabla 4.1 Rango de parámetros de la prueba de Surbey para flujo subcrítico.....	82
Tabla 4.2 Comparación de las caídas de presión en pruebas de campo.....	96
Tabla 4.3 Coeficientes de descarga sugeridos por Ashford y Pierce.....	100
Tabla 5.1 Modelos por tipo de flujo.....	115
Tabla 5.2 Modelos empíricos y analíticos.....	115
Tabla 5.3a Rango de parámetros de diversos autores para flujo crítico.....	116
Tabla 5.3b Rango de parámetros de diversos autores para flujo subcrítico.....	118
Tabla 5.4 Rango de parámetros propuestos por Lannom <sup>22</sup> .....	120
Tabla 6.1 Ejemplo de datos obtenidos de presión en la cabeza para diferentes tamaños de estrangulador.....	160
Tabla 6.2 Valores obtenidos de las curvas de comportamiento de flujo combinadas.....	162

---

**LISTA DE FIGURAS**

Figura 1.1 Ubicación del estrangulador en superficie. ....	6
Figura 1.2 Ubicación del estrangulador en el fondo del pozo. ....	6
Figura 1.3 Estrangulador fijo instalado. ....	7
Figura 1.4 Portaestrangulador y estrangulador fijo. ....	7
Figura 1.5 Estrangulador variable manual. ....	8
Figura 1.6 Estrangulador variable hidráulico. ....	9
Figura 1.7 Esquema de estrangulador MOV. ....	10
Figura 1.8 Posición de los discos de cerámica para MOV. ....	10
Figura 1.9 Tipos de estranguladores. ....	11
Figura 1.10 Efecto del tamaño del estrangulador sobre el gasto de líquido. ....	14
Figura 1.11 Estabilidad de flujo con el mayor gasto posible. ....	15
Figura 1.12 Estabilidad de flujo con el menor gasto posible. ....	16
Figura 1.13 Comportamiento de un pozo mal estrangulado. ....	17
Figura 1.14 Comportamiento del estrangulador durante flujo crítico. ....	18
Figura 1.15 Cono de agua para sistemas gas-agua. ....	19
Figura 1.16 Cono de agua para sistemas aceite-gas. ....	19
Figura 1.17 Comportamiento del gasto crítico de gas en tuberías verticales con flujo multifásico. ....	21
Figura 1.18 Formación de hidratos de hidrocarburos por temperatura. ....	22
Figura 1.19 Formación de hidratos de hidrocarburos por presión. ....	23
Figura 1.20 Sistema de producción simplificado. ....	25
Figura 1.21 Unidad de prueba para flujo multifásico empleada por Omaña. ....	28
Figura 1.22 Esquema de la unidad de prueba para flujo multifásico empleada por Osman. ....	28
Figura 2.1 Coeficiente de descarga para un orificio en flujo subcrítico. ....	38
Figura 2.2 Patrones de flujo vertical. ....	40
Figura 2.3 Patrones de flujo horizontal. ....	41
Figura 2.4 Comportamiento de presión, velocidad y densidad con respecto a la velocidad de onda. ....	43

---

Figura 3.1 Gráficas del comportamiento del estrangulador según Gilbert. ....	52
Figura 3.2 Gráficas obtenidas por Gilbert. ....	53
Figura 3.3 Producción adimensional vs. Función correlación. ....	60
Figura 3.4 Nomogramas de la correlación de Osman.....	77
Figura 4.1 Modelo transparente del estrangulador MOV. ....	83
Figura 4.2 Caída de presión experimental y teórica vs. tamaño del estrangulador. .....	85
Figura 4.3 Valores de $\phi$ vs. $\beta$ . ....	87
Figura 4.4 Efecto de $R_s$ sobre el gasto del pozo. ....	89
Figura 4.5 Velocidad de mezclas de gas-aceite a través de estranguladores. ....	90
Figura 4.6 Variación de la presión corriente abajo observada por Ashford y Pierce. .....	97
Figura 4.7 Coeficiente de descarga para flujo no crítico. ....	98
Figura 4.8 Gastos presentados en los experimentos de Ashford y Pierce.....	99
Figura 4.9 Localización de los datos de Sachdeva. ....	102
Figura 4.10 Sección del estrangulador. ....	104
Figura 5.1 Perfil de presiones en el estrangulador.....	124
Figura 6.1 Múltiple de estrangulación típico para rangos de presión de trabajo de 2000 y 3000 lb/ pg <sup>2</sup> . ....	130
Figura 6.2 Diseño típico de la línea de matar para 5000, 10000 y 15000 lb/ pg <sup>2</sup> de presión de trabajo. ....	132
Figura 6.3 Distribución de presiones en el sistema de producción. ....	137
Figura 6.4 Curva de comportamiento del flujo vertical. ....	138
Figura 6.5 Curvas de comportamiento de flujo vertical para tuberías de 2 y 4 pg. .....	139
Figura 6.6 Determinación grafica de la capacidad de producción de un pozo al variar su presión estática. ....	139
Figura 6.7 Variación de la presión de fondo por efecto del empleo de un estrangulador a diferentes profundidades.....	142
Figura 6.8 Variación de la presión de fondo por efecto del empleo de un estrangulador a diferentes profundidades.....	142

---

---

Figura 6.9 Diámetro del estrangulador requerido para provocar una caída de presión de 40 lb/ pg <sup>2</sup> . .....	143
Figura 6.10 Disminución del gradiente de presión debido al flujo. ....	143
Figura 6.11 Caída de presión mínima dado un diámetro de tubería vertical y la relación gas-aceite. ....	144
Figura 6.12 Caídas de presión debido al gradiente estático. ....	145
Figura 6.13 Caídas de presión por variación de gasto. ....	145
Figura 6.14 Velocidad de las fases con respecto a la profundidad. ....	146
Figura 6.15 Variación de la densidad con respecto a la profundidad. ....	146
Figura 6.16 Comparación de entre estranguladores de fondo y de superficie. ..	147
Figura 6.17 Comparación entre las curvas características de la cabeza del pozo y el estrangulador. ....	149
Figura 6.18 Caídas de presión en la cabeza del pozo. ....	153
Figura 6.19 Caídas de presión de la figura 6.18 contra gasto. ....	153
Figura 6.20 Caídas de presión contra gastos para diferentes estranguladores. ....	155
Figura 6.21 Gastos posibles del sistema para los diferentes estranguladores analizados. ....	155
Figura 6.22 Preparación de las curvas de comportamiento de flujo para estrangulador y tubería de producción para la obtención de una sola curva. ....	156
Figura 6.23 Obtención de los puntos A, B y C para el diámetro de estrangulador de 24/64 pg. ....	157
Figura 6.24 Obtención de los puntos A', B' y C' para el diámetro de estrangulador de 24/64 pg. ....	157
Figura 6.25 Comportamiento de flujo combinado entre la tubería de producción y el estrangulador de 24/64 pg. ....	158
Figura 6.26 Comportamiento de flujo combinada entre la tubería de producción y diferentes diámetros de estrangulador. ....	159
Figura 6.27 Curva de comportamiento de flujo combinado para diámetro de estrangulador de 24/64 pg considerando flujo subcrítico. ....	159
Figura 6.28 Curvas de comportamiento de flujo combinadas. ....	161

---

---

Figura 6.29 Localización de los puntos registrados en la prueba. ....	162
Figura 6.30 Obtención de la curva de comportamiento de flujo del pozo. ....	163
A.1 Esquema de la unidad de prueba para flujo multifásico empleada por Sachdeva. ....	179
A.2 Sistema de registro de presión empleado por Sachdeva. ....	179
A.3a Capacidad crítica del orificio para RGO=0 y WOR=0. ....	180
A.3b Capacidad crítica del orificio para RGO=250 y WOR=0.111. ....	180
A.4 Velocidad de mezclas de gas-aceite a través de estranguladores. ....	181

---

*Como una muestra de que existen en mi corazón.*

*Dedicada*

*a todas las personas que intentan hacer una nación libre, justa y creadora,*

*a aquellos que aprenderán del prójimo para enseñar al extraño,*

*a aquellos que emprendieron su viaje antes que nosotros.*

---

## AGRADECIMIENTOS

A la Universidad Nacional Autónoma de México

A la Facultad de Ingeniería

Al Colegio de Ciencias y Humanidades, Plantel Oriente



---

### **A Dios**

Señor, te agradezco por permitirme llegar a este día, te agradezco por las noches y días vividos, por lo paisajes que pude ver, por las personas que pude conocer, te agradezco no solo tus objetos también su disposición.

### **A mi Mamá y Papá**

Que en sus brazos y posteriormente bajo su mirada me desarrollé, que con sabios consejos y ejemplo crecí, que con amor y confianza viví. Hoy solo puedo decirles GRACIAS.

**A mi Hermana Zelene** por su cariño implacable. **A mi Hermano Genaro** por lo minutos de silencio compartido, a los dos por momentos inolvidables. Hermanos cuando los observo me inspiro a alcanzarlos, son mi ejemplo para mis tiempos.

### **A mis Abuelas y Abuelos**

Pochita y Fino, Maria de la Luz y Emeterio que en la paz eterna aún así escriben en mi Alma.

### **A mis Tías y Tíos**

Leova que tanto me enseñaste, maestra de la vida. Tía Tere y Tío José por su interminable atención y afecto, Tía Beatriz y Tío Margarito por las sonrisas jamás perdidas, Julia y Amador que abren formas diferentes de apreciar mi entorno. Tías y Tíos que en la confianza de sentirlos tan cerca, entendí que la familia prevalece a pesar de la lejanía.

Tío Manuel Romero que siempre estas pendiente de estos proyectos, Tío Jesús Campos por el último aliento que hacia falta, aquí esta, Tío Raúl Rey que en palabras fueron pocas pero bien entendidas.

### **A mis Primas y Primos**

José Juan Rey por enseñarme a dar los primeros pasos en esta carrera, Gloria Rey que en todas las situaciones estas, Oscar Rey por las pequeñas platicas y la distancia, Lupita Martínez que permaneces aquí tan discreta, Margarita Martínez por las tareas de los domingos y más, Marco Martínez por los juegos y tu actitud.

A ustedes porque mi infancia se llenó de alegría y se refleja en lo que soy. Porque donde me encuentre estarán ahí, son parte de mi esencia.

### **A Erika Bernal**

Por los bellos encuentros, motivo para concluir lo iniciado, motivo para empezar otra vez y disfrutar tu compañía. Gracias por tu colaboración tan significativa.

---

### **A mis Amigos, extensión de mi familia**

Delliany Castro, Yazmín García, Denidey Kouanin Nava, Blanca Arroyo, Miguel Alejandro González, Miguel Ángel Maruri, Juan Javier Pineda, Iván Arango, Edgar Meza porque esto no se acabó en los salones, lo llevamos a casa, en las comidas y parece que también en la sangre. Increíble la estancia en la escuela sin ustedes. "Casco"... "Casco"...

Maribel Jaime, Oscar Rodríguez, Gerardo Romero por las noches de desvelo, por ser mucho más que un equipo de trabajo, ser amigos. Siempre serán bienvenidos.

Iván Guerrero, Carlos López, Eduardo López, Ignacio Díaz, Hugo Madrigal, Octavio Velázquez, Francisco Castellanos por los muchos momentos compartidos haciendo más días felices y fáciles.

Amiyali Guevara, Haydee Coronado, Gabriela Araiza, Ramón Gómez, Oscar Osorio, Ulises Neri por traspasar las generaciones, conocernos y realizar pláticas constructivas.

Midory López por tu confianza, Melesio Contreras, Daniel Méndez, Víctor Estrada por su apoyo constante y amistad, Fabiola Castillo por los consejos personales.

Vicky Cueto N. por la amistad encontrada y que con cautela descubrimos.

### **A mis Asesores**

Gracias al M. en I. José Ángel Gómez Cabrera por la dirección y apoyo en la conclusión del presente trabajo.

Gracias al Ing. Horacio Zúñiga Puente por la dirección de esta tesis y por todo el tiempo dedicado con tanto compromiso.

Gracias al M. en I. Néstor Martínez Romero por su amistad y apoyo en este y otros proyectos. Al M. en I. Francisco Sánchez Arredondo, Ing. Martín Terrazas Romero, Ing. Martín C. Velázquez Franco por las enseñanzas que no se limitaron a la tesis.

A todos ustedes gracias por su dedicación para la corrección de las imprecisiones cometidas.

A la Dra. Cecilia Durán V. por creer en proyectos como este y hacerlo posible al ceder su tiempo. Aún nos falta otra.

**A más de una persona**, que en oportunidad de un encuentro ocasional, aprendí a sonreír al extraño, añorando desde entonces dar otro paso en el camino de la vida para conocerte.

A todos ustedes por las equivocaciones que he tenido y aún permanecen conmigo.

---

## RESUMEN

El presente trabajo tiene como objetivo mostrar los modelos de flujo multifásico a través de estranguladores que son empleados comúnmente en la industria petrolera; a partir de su estudio se logrará discernir el mejor modelo a recurrir en diversas aplicaciones.

En el Capítulo I se muestran los elementos básicos que explican las condiciones de operación y propósitos del empleo de los estranguladores.

En el Capítulo II se estudian conceptos generales que ayudan al entendimiento de los fenómenos que ocurren en el flujo multifásico en estranguladores.

En el Capítulo III se presentan los modelos de flujo multifásico a través de estranguladores exclusivamente para flujo crítico, indicando las características significativas y los rangos bajo los cuales los modelos fueron probados.

En el Capítulo IV se revisan primeramente para flujo subcrítico y posteriormente para flujo crítico-subcrítico los modelos de flujo multifásico a través de estranguladores, identificando para cada modelo las variables importantes y rangos de prueba .

En el Capítulo V se analizan los modelos de flujo multifásico en estranguladores de forma cualitativa y se presentan formas de elegir el más apropiado, finalizando este capítulo con la puntualización de todos los fenómenos considerados en las investigaciones desarrolladas en el tema.

En el Capítulo VI se muestran aplicaciones de los estranguladores en la industria petrolera principalmente en las actividades de perforación y producción, realizando al final del capítulo una revisión de los estranguladores en los estudios de análisis nodal.

Al final de este trabajo se presentan las conclusiones y recomendaciones.

---

## **INTRODUCCIÓN**

Los estranguladores juegan un papel importante en la vida de un pozo petrolero y están presentes en diferentes etapas del desarrollo de un yacimiento de hidrocarburos, así se pueden encontrar en el proceso de perforación de un pozo y en algunas etapas de producción del yacimiento.

En la perforación se emplean para controlar el flujo del lodo de perforación, incrementando la presión en el fondo del pozo controlando así la presencia de una manifestación de aceite y/o gas en superficie.

Mientras se están produciendo hidrocarburos en un pozo los estranguladores ayudan a controlar el flujo de fluidos y la presión en la cabeza del pozo. La función principal de instalar un estrangulador en un pozo es evitar que las presiones corriente abajo del estrangulador se transmitan al yacimiento, causando con ello variaciones en la producción, para lograr esto es indispensables alcanzar condiciones de flujo crítico a través del estrangulador. Aunque en la mayoría de los casos los estranguladores funcionan como reguladores de flujo para controlar la producción del pozo, debido a la baja capacidad de manejo de los sistemas superficiales (separadores, tanques de almacenamiento, bombeo y compresión). En otros casos y más novedosos el empleo de estranguladores en pozos es una forma de resolver problemas que empiezan a ser comunes, como el incremento de la producción de agua o gas en campos maduros.

Los avances en el diseño y estudio de estranguladores han sido al tiempo que surge la necesidad de explotar hidrocarburos en ambientes hostiles como lo es costa afuera y en particular aguas profundas, lo anterior ha conducido al desarrollo de los estranguladores, no solo aquellos fijos sino también variables o superficiales y de fondo.

Es necesario el estudio del comportamiento de variables como presión y gasto en un pozo ante la instalación de un estrangulador, ya que las caídas de presión y variación de flujo a través de esta restricción pueden ser sustanciales, por ejemplo, en flujo crítico la presión corriente abajo del estrangulador puede ser tan baja como el 50% o hasta 5% de la presión corriente arriba.

En el estudio de flujo multifásico a través de estranguladores se presentan soluciones parciales y limitadas en su rango de aplicación, ya que fueron desarrolladas y validadas con un selecto grupo de datos. Además se han concentrado los esfuerzos en planteamientos que distinguen el flujo crítico del flujo subcrítico, así como la transición entre ellos, por lo que la mayoría de estas soluciones son correlaciones empíricas.

A la fecha ingenieros y técnicos se encuentran con el problema de seleccionar la correlación apropiada dentro de la gran cantidad de publicaciones, la cual sea la mejor para un grupo de datos de una circunstancia en particular. Para la elección del modelo se apoyan en parámetros tales como la presión, relación gas-líquido producido, gasto de aceite o gravedad API del aceite.

La aplicación incorrecta de los modelos de flujo multifásico a través de estranguladores o la falta de una correlación exacta para este problema, ocasionan una deficiente interpretación del comportamiento del pozo, además el análisis nodal resulta impreciso de acuerdo a la realidad, ocasionando incertidumbre en los estudios de sistemas de producción y por lo tanto en la optimización de campos.

Predicciones inexactas del gasto en los estranguladores pueden conducir a la conificación de agua o gas, entrada de arena, excesivas presiones de entrada al separador o el autocontrol del pozo entre otros problemas.

De aquí se desprende la necesidad de organizar la información para determinar la mejor correlación a usar, por lo que es necesario realizar una investigación del estado del arte de las consideraciones y alcances de los modelos más importantes de flujo multifásico a través de estranguladores.

---

## **I. ANTECEDENTES.**

Flujo multifásico de gas y líquido ocurre frecuentemente en la industria petrolera, química e industrias relacionadas. En la industria petrolera mezclas de gas y líquido son transportadas a través de tuberías verticales, horizontales e inclinadas desde el yacimiento a la cabeza del pozo y desde allí al separador de gas-líquido, para finalmente enviar los productos separados a su procesamiento o a los tanques de almacenamiento según sea el caso.

Durante el flujo de la mezcla producida del pozo puede encontrar restricciones en forma de válvulas, reducciones de diámetro de tubería y/o estranguladores u orificios colocados a propósito. Otras restricciones son localizadas en la cabeza del pozo o en el fondo del pozo con el objeto de medir el gasto o para controlar el gasto imponiendo una contrapresión sobre la formación.

La restricción del flujo de fluidos a través de una tubería, se puede tener por diversas causas, entre ellas las del tipo mecánico como lo son los dispositivos de control y medición de flujo, o del tipo natural como son taponamientos parciales de la tubería causados por la depositación de materia sólida.

Este trabajo se orienta al estudio de los estranguladores, por lo que es apropiado dar mayores detalles acerca de su constitución física, funcionamiento, condiciones de operación, su papel dentro del sistema integral de producción, así como las implicaciones que tiene la instalación de estranguladores en los pozos petroleros.

## UBICACIÓN DE LOS ESTRANGULADORES EN EL SISTEMA DE PRODUCCIÓN.

Los estranguladores están constituidos por un tramo corto de tubería (niple) cuyo diámetro interior es menor que el correspondiente al de la tubería o conexión donde se instala, es decir es una pieza mecánica que consta de un orificio que ocasiona una restricción al flujo.

Los estranguladores se pueden instalar en la boca del pozo donde forman parte del árbol de válvulas (Fig. 1.1) o en el aparejo de producción (Fig. 1.2) según se requiera. Se emplean para controlar la producción de fluidos del yacimiento y originalmente deben ser operados en condiciones de flujo crítico. Si existe flujo crítico a través del estrangulador, la presión corriente arriba de esta restricción es independiente de la presión que prevalezca en el sistema de recolección (línea de descarga y separadores). Se infiere que el control de la producción se logrará cuando las fluctuaciones de presión en el sistema de recolección no se reflejen en la formación productora, provocando fluctuaciones en la producción o gasto total.

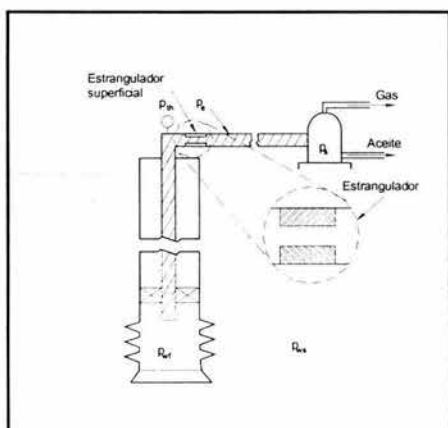


Figura 1.1 Ubicación del estrangulador en superficie.

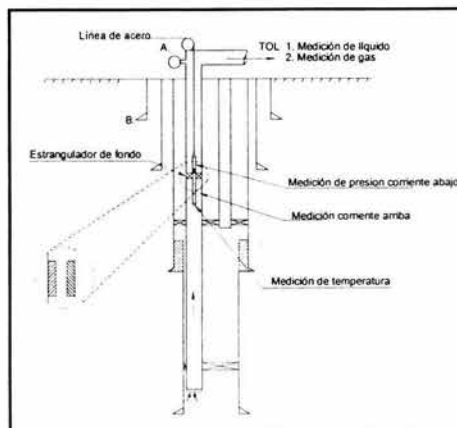


Figura 1.2 Ubicación del estrangulador en el fondo del pozo.



Lo anterior es una condición necesaria en los pozos que se pueda obtener flujo crítico. Sin embargo, en la mayoría de los pozos a tiempos futuros o posteriores al inicio de su producción debido al abatimiento de presión causado por la extracción de fluidos del yacimiento lleguen a operar en condiciones de flujo subcrítico.

## CLASIFICACIÓN Y DISEÑOS DE ESTRANGULADORES.

Los estranguladores empleados en la industria petrolera son de diversos tipos y se clasifican de la siguiente forma:

### Por el tipo de restricción.

- *Estrangulador Fijo (positivo)*: estrangulador con abertura fija y cuyo orificio debe cambiarse para cambiar el gasto de flujo a través de él, es decir están diseñados de tal forma que los orificios van alojados en un receptáculo fijo del que deben ser extraídos para cambiar su tamaño, las Figuras 1.3 y 1.4 muestran este tipo de estrangulador.

Este tipo de estrangulador cuando se utiliza en las operaciones de perforación, si se obstruye provoca contrapresiones excesivas con el consecuente riesgo de perder fluido de perforación, estas obstrucciones ocasionan además frecuentes suspensiones en las operaciones de control por lo que poco a poco han quedado en desuso para estas operaciones.

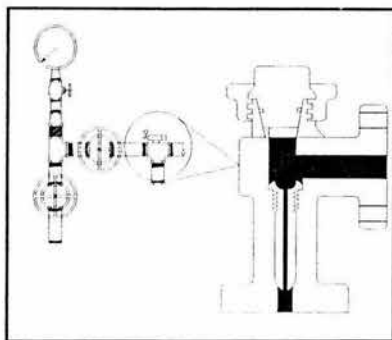


Figura 1.3 Estrangulador fijo instalado.

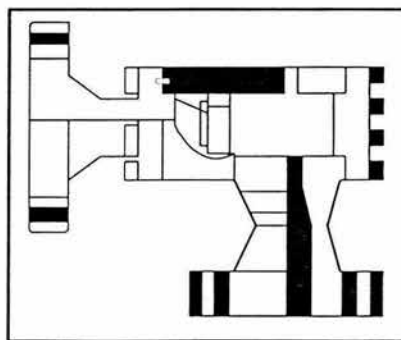


Figura 1.4 Portaestrangulador y estrangulador fijo.

- *Estrangulador Variable*: a través de este estrangulador se puede modificar el tamaño del orificio sin retirarlo del receptáculo que lo contiene, mediante un mecanismo en donde una aguja cónica se mueve con respecto a su asiento a fin de poder variar la cantidad de flujo (Fig. 1.5). Como una variante de este tipo de estrangulador se encuentra la llamada "válvula de orificio múltiple" (válvula diseñada por Willis Oil Tool) cuyo principio de operación consiste en el desplazamiento de los orificios del elemento principal ya que con ello se logra un nuevo diámetro de orificio equivalente. Así estos estranguladores permiten modificar las condiciones de operación del pozo sin suspender la producción normal, ello debido a su mecanismo de control. A su vez los estranguladores variables se pueden subdividir según el tipo de actuador, este puede ser manual, hidráulico o eléctrico.

- Manual: consta de un volante que se puede girar para hacer variar el tamaño del orificio (Fig. 1.5), este puede ser similar al movimiento de un tornillo.

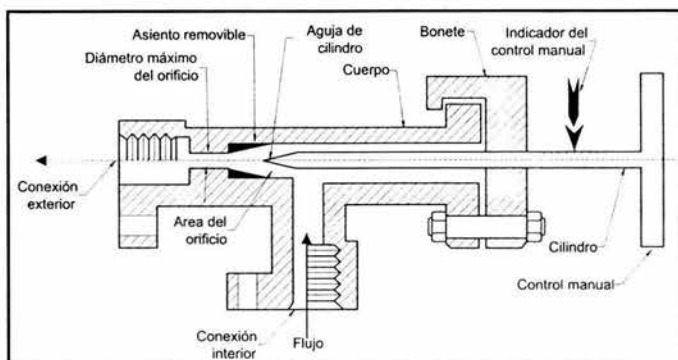


Figura 1.5 Estrangulador variable manual.

- Hidráulico o eléctrico: la energía que se necesita para mover este dispositivo la transmite un fluido como puede ser nitrógeno a presión (Fig.1.6). En los actuadores eléctricos se realiza con una corriente eléctrica.

Una de las características más importantes de este equipo es la consola remoto para la perforación de pozos, desde donde se opera el estrangulador y se monitorean las presiones de las tuberías de revestimiento y de perforación.

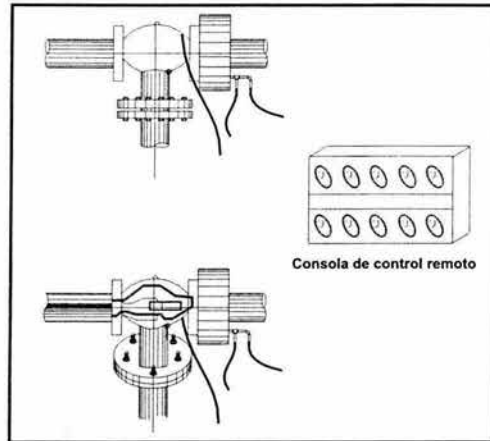


Figura 1.6 Estrangulador variable hidráulico.

Algunas ventajas adicionales son:

- La velocidad para abrir o cerrar el estrangulador y la diversidad de opciones de diámetro del orificio.
- Cuando se obstruye con pedaceras de hule, formación, basura, etc., estos estranguladores tienen la facilidad de abrirse hasta el diámetro máximo, permitiendo el paso de los materiales obstruyentes, para posteriormente cerrarse rápidamente sin suspender la operación de control.

Ampliando la información acerca del principio de funcionamiento de los estranguladores en la cabeza del pozo o válvulas de orificio múltiple, MOV (por sus siglas en inglés, Multiple Orifice Valve), ellos pueden ser ajustados para cualquier área de estrangulador, mientras la presión del yacimiento se está abatiendo, permitiendo de esta manera pozos en localizaciones remotas para ser controlados desde un sitio central.

El cuerpo del estrangulador MOV contiene dos discos de cerámica (Fig1.7), cada uno tiene un par de agujeros a través de los cuales los fluidos pasan. El tamaño de la abertura del estrangulador se puede variar por la rotación de uno de los discos, a través de la variación del ángulo de uno de los discos, se causa que los dos pares de agujeros tengan diferentes aperturas.

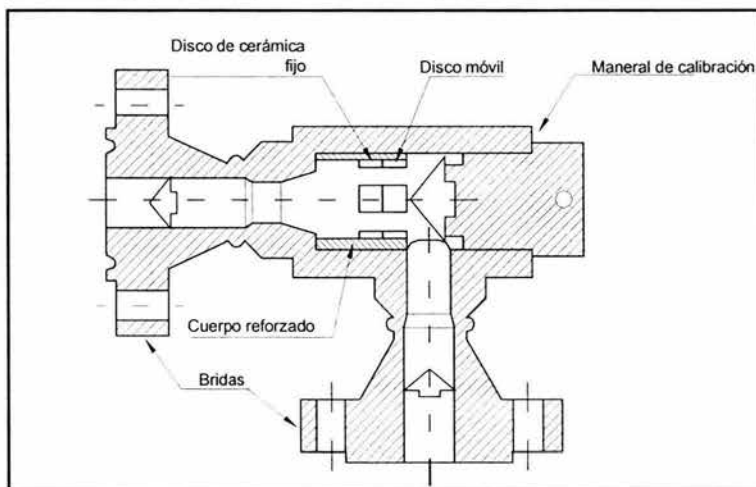


Figura 1.7 Esquema de estrangulador MOV.

La Figura 1.8A muestra una vista del disco en el estrangulador con la posición completamente abierta. En la Figura 1.8B el disco frontal ha sido rotado en contra de las manecillas del reloj causando que solo una fracción del agujero este libre al paso de fluidos, reduciendo así el área disponible de flujo. Finalmente se llega a la posición mostrada en la Figura 1.8C en la que se impide el flujo completamente.

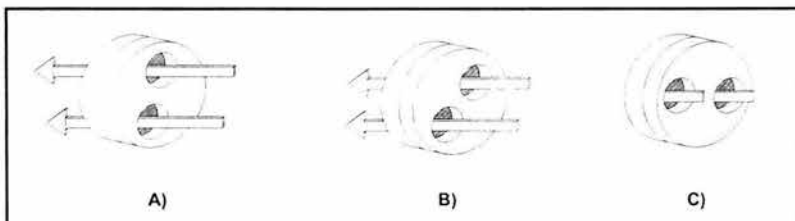


Figura 1.8 Posición de los discos de cerámica para MOV.

### Por su ubicación en el pozo.

- *Estrangulador Superficial*: estos estranguladores están ubicados en un portaestrangulador situado en el árbol de válvulas del pozo, por lo que son de fácil acceso para la limpieza, calibración o reposición.

- *Estrangulador Fondo*: dispositivo con agujero para restringir el flujo, que va colocado en la parte interior de la tubería de producción y el cual requiere al igual que el estrangulador superficial fijo un portaestrangulador (niples de asiento) que puede contar de diversas formas de anclaje, puede instalarse previo a la introducción de la tubería de producción, o bien se puede colocar entre coples con un equipo de línea de acero.

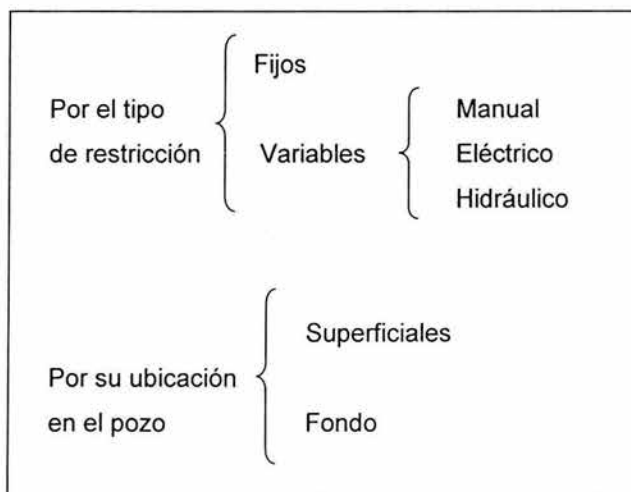


Figura 1.9 Tipos de estranguladores.

La Figura 1.9 muestra un cuadro sinóptico de la clasificación de los tipos de estranguladores. El estudio de los estranguladores puede ser realizado de acuerdo con su ubicación por lo que se explicará un poco más este rubro, a continuación se hace mención de algunas de las cualidades del estrangulador de fondo para ser comparado con el superficial.

---

Los estranguladores de fondo se aplican en pozos de gas o aceite con la finalidad de incrementar la velocidad de elevación de la columna de fluidos en el aparejo de producción. Esto se logra al liberarse y expandirse el gas disuelto contenido en el aceite, con lo cual se modifica la distribución de las fases en la columna de fluidos y se modifica (disminuye) el gradiente de presión de pozo fluyendo, obteniéndose así una mezcla más homogénea.

Debido a la instalación de un estrangulador de fondo se generan ondas de contrapresión que parten del punto de colocación del estrangulador hasta el yacimiento, tales ondas retardan el avance del flujo del agua, promoviendo un frente más homogéneo y disminuyendo la tendencia a formar conos de agua. Así mismo, el flujo antes del punto de estrangulamiento es menos turbulento, con lo cual la tendencia de la formación a producir arena disminuye.

Es posible simular el comportamiento de la producción empleando un estrangulador de fondo a cualquier otra profundidad y mezclas de aceite, aún cuando se ha considerado originalmente su empleo para pozos semiprofundos con producciones de alta relación gas-líquido (RGL) y no para pozos relativamente someros con aceites de bajo encogimiento por lo que en estudios se han obtenido buenos resultados en ambos casos.<sup>1</sup> Las ventajas se observan en un ejemplo, la instalación de un estrangulador de fondo de 14/64 pg, a 3,345.6 pies de profundidad, lo cual representaba una inversión de 2,000 USD y un tiempo de cierre de pozo de tan solo 12 horas. Después de haberse implantado el estrangulador de fondo, se cambio de 302 BPD de aceite con estrangulador superficial de 20/64 pg, a 629 BPD con estrangulador de fondo de 14/64 pg.<sup>1</sup>

El principal inconveniente que presenta el estrangulador de fondo es el cuidado que debe tenerse al introducir el dispositivo en la tubería de producción, ya que puede quedar entrampado, pues en algunos casos el diámetro de la tubería es reducido (entre otras limitantes como son: profundidad, temperatura y grado de desviación del pozo), obteniendo el riesgo de ocasionar una operación de pesca.

## CONDICIONES DE OPERACIÓN

El flujo multifásico ocurre en la mayoría de los pozos que producen aceite y gas, prácticamente todos los pozos fluyentes utilizan algún tipo de restricción como un estrangulador, el cual puede ser requerido por algunas de las siguientes razones:

- a) Controlar el gasto de producción del pozo, ya que permite producir al yacimiento en un gasto adecuado. Si se excede el gasto máximo de explotación se puede presentar problemas de conificación y/o taponamiento.
- b) Mantiene suficiente contrapresión en el pozo para prevenir la entrada de arena; mantiene la presión corriente arriba del estrangulador estable; evitando fluctuaciones de presión y evita la formación de daño por caídas de presión excesivas. Es decir, se aísla al yacimiento de los disturbios de presión de las instalaciones superficiales de producción, ya que al operar en condiciones de flujo crítico, el gasto másico se convierte independiente de la caída de presión a través del estrangulador.
- c) Protege al equipo superficial de altas presiones, así como de bacheo.
- d) Previene la conificación de gas.
- e) Previene la conificación de agua.
- f) Ayudan a mantener el flujo crítico, mientras sé este cambiando el diámetro del estrangulador conforme se abata la presión del yacimiento, por lo que administra la energía del yacimiento
- g) Por seguridad; en el caso de las actividades de control durante la perforación de los pozos.

## ESTABILIDAD DE FLUJO.

La Figura 1.10 da una idea de cómo el tamaño de la restricción influye sobre el gasto en el pozo fluyente. La gráfica muestra que para la misma RGL el gasto normalmente incrementa cuando el tamaño del estrangulador incrementa (parte superior de la Figura 1.10). Sin embargo, para la presión en la cabeza del pozo, primero incrementa con la disminución del tamaño del estrangulador y entonces disminuye después de haber alcanzado un máximo para un tamaño de restricción, en este caso de 10/64 pg (parte inferior de la Figura 1.10).

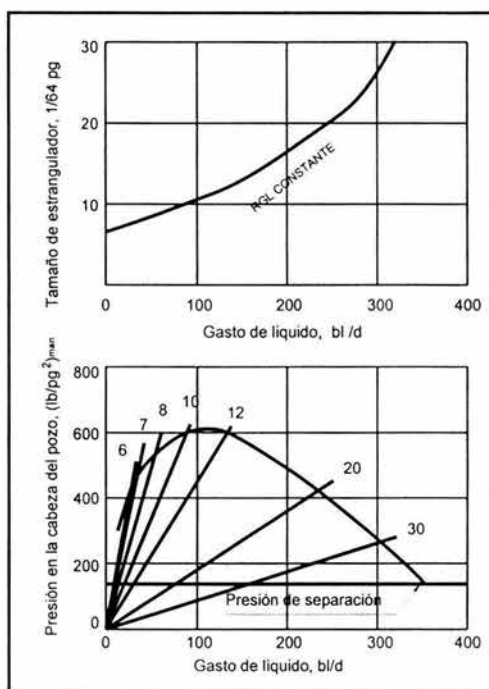


Figura 1.10 Efecto del tamaño del estrangulador sobre el gasto de líquido.

En efecto, cuando el tamaño del estrangulador está disminuyendo, la presión de fondo fluyendo en el pozo se incrementa por virtud de la reducción del flujo, pero para gastos bajos, ocurre menor presencia de gas, reduciendo la eficiencia de flujo tal que cualquier efecto de incremento de la presión de fondo fluyendo causa que la presión en la cabeza del pozo disminuya.



Considerando la Figura 1.11 y suponiendo que el pozo esta produciendo en la posición 1, ahora por alguna razón, el gasto de producción se incrementa ligeramente. Entonces la presión impuesta por la restricción incrementa a la posición "A" y la presión en la cabeza de la tubería de producción basada en la combinación del comportamiento de afluencia al pozo y comportamiento en la tubería vertical disminuye a la posición "B". Una contrapresión de cantidad AB es impuesta sobre el pozo y esta es transmitida a la formación, por lo que se reduce el gasto de producción.

Similarmente, si por alguna razón el gasto de producción se disminuye ligeramente, este podría establecer una contrapresión y el gasto de producción podría reestablecerse a su valor original, por lo que la posición 1 es una posición de equilibrio estable y el pozo podría fluir estable con el gasto de producción correspondiente.

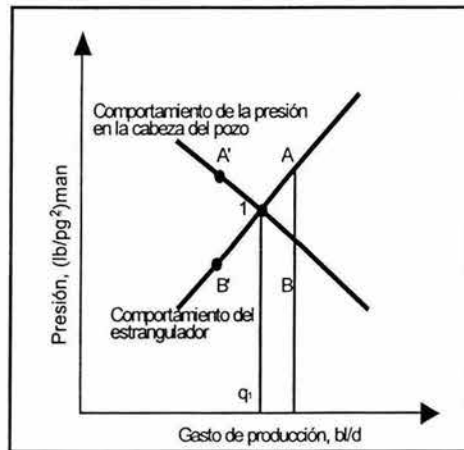


Figura 1.11 Estabilidad de flujo con el mayor gasto posible.

Por otro lado, suponiendo que la posición del pozo esta definida en el punto 2 de la Figura 1.12, en la cual se asume ahora, que por alguna razón el gasto de la producción disminuye ligeramente. La contrapresión impuesta por alguna restricción hace disminuir la presión a la posición "C", pero la presión en la cabeza de la tubería de producción basada en la combinación del comportamiento de

afluencia al pozo y comportamiento en la tubería vertical disminuye a "D". El efecto es un incremento en la contrapresión en el pozo, es decir incrementar la presión de fondo fluyendo, y disminuir el gasto de producción aún más. El efecto neto podría ser que el pozo se autocontrole.

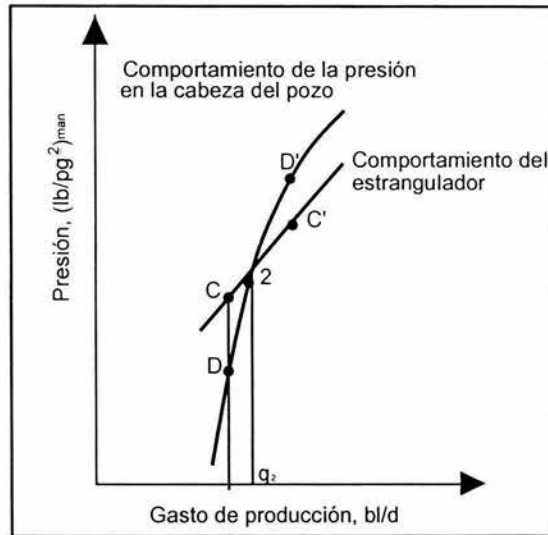


Figura 1.12 Estabilidad de flujo con el menor gasto posible.

Alternativamente, si un pequeño incremento en la producción del pozo toma lugar, la contrapresión sobre el pozo es disminuida, por lo que un mayor incremento en la producción toma lugar y este continua hasta que la producción de la posición 1 de la Figura 1.11 es alcanzada. Así la posición 2 de la Figura 1.12 es una posición de equilibrio inestable y el pozo no puede estar fluyendo establemente al correspondiente gasto de producción a través de una restricción particular en consideración.

El análisis anterior indica que teóricamente, la posición del gasto mas alto es estable a todos los tiempos, pero en la practica, el lado izquierdo de la curva de presión en la cabeza de la tubería de producción en la Figura 1.13 es inestable, al igual que una posición tal como se muestra en el punto 3 de esta misma figura, también es usualmente inestable.

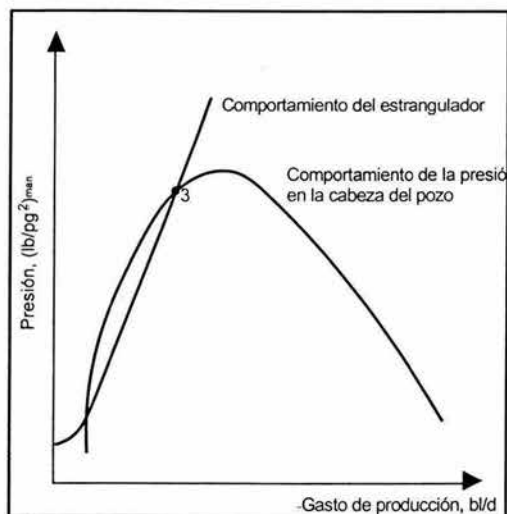


Figura 1.13 Comportamiento de un pozo mal estrangulado.

La razón es que el momento correspondiente que resulta de una pequeña reducción en el gasto a través de la tubería de producción es extremadamente pequeño y la resultante acumulación de aceite muerto en el espacio anular podría ser frecuentemente suficiente para autocontrolar al pozo. Por esto se puede decir que "no es posible mantener las condiciones de flujo permanente a gastos bajos que proporcionen la presión máxima en la cabeza de la tubería de producción".

### COMPORTAMIENTO DEL ESTRANGULADOR CON RESPECTO A LA PRESIÓN.

Durante el flujo crítico de fluidos a través de un orificio, la presión en la cabeza de la tubería de producción es una función lineal o mayormente lineal del gasto de líquido, esto se puede observar en la Figura 1.14.

El tamaño más grande de orificio, da el gasto mas alto para una presión en la cabeza de la tubería de producción dada. Este comportamiento se estudiará ampliamente más adelante en este trabajo.

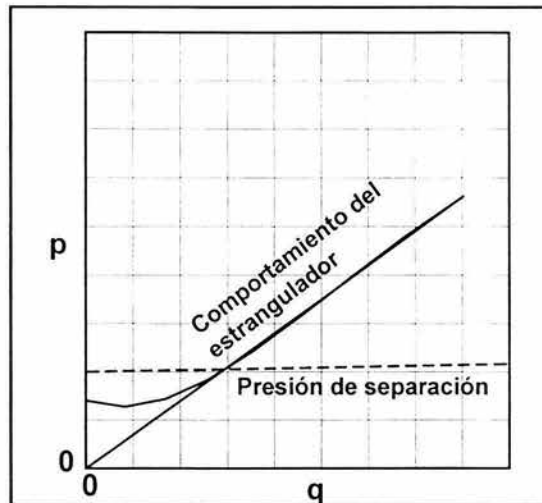


Figura 1.14 Comportamiento del estrangulador durante flujo crítico.

Si se grafica la presión en la cabeza de la tubería de producción ( $p_{tf}$ ) sobre el eje vertical y el gasto ( $q$ ) correspondiente al flujo crítico sobre el eje horizontal. El comportamiento de la grafica del estrangulador es como una línea recta que parte del origen. Esta es limitada por el caso en el que la presión en la cabeza se aproxima a la línea de presión corriente abajo entonces el gasto tiende a cero.

### PROBLEMAS QUE SE PRETENDEN RESOLVER COLOCANDO ESTRANGULADORES EN POZOS PETROLEROS.

Al reducir el diámetro del estrangulador superficial, con miras a disminuir la entrada de agua y arena, consecuentemente disminuye también el aporte de hidrocarburos, alargándose el tiempo de recuperación de la reserva, así como el tiempo de recuperación de la inversión económica que se realizó para obtener este tipo de energéticos.

De lo anterior se intuye que diversos problemas afectan a la productividad de los pozos, por lo que es conveniente realizar un análisis antes de modificar las condiciones sobre el estrangulador, ya que se podrían generar algunas de las siguientes situaciones:

**1) Producción de agua;** en los yacimientos de gas con entrada de agua, los pozos deben ser terminados con un intervalo amplio y puestos a producir a altos ritmos para minimizar la presión de abandono y maximizar la recuperación. En sistemas de baja permeabilidad, la recuperación de gas se encontró que se incrementaba notablemente conforme el ritmo de extracción aumenta, mientras que el agua producida disminuía. Se debe producir el gas tan rápido como sea posible, ya que si el agua entra en la zona saturada de gas resultaría en un entrapamiento de moléculas de gas del orden del 30 al 40% de su saturación original.<sup>1</sup> Lo anterior se debe a la movilidad de los fluidos presentes en este caso gas y agua. Por tener una idea, el gas se desplaza más rápido que el agua, y en sistemas aceite-agua el fenómeno de movilidades se presenta de forma similar.

La formación de conos de gas y agua para sus respectivos sistemas se muestran a continuación:

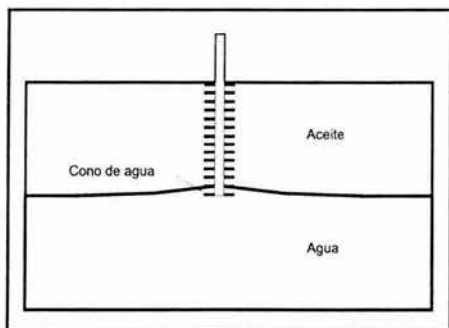


Figura 1.15 Cono de agua para sistemas gas-agua.

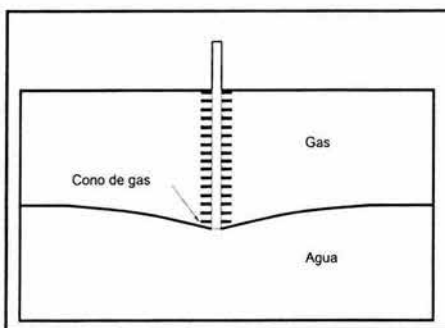


Figura 1.16 Cono de agua para sistemas aceite-gas.

A su vez la producción de agua origina problemas específicos de corrosión, así como de manejo, tratamiento y disposición final de este fluido.

---

**2) Producción de arena;** el material sólido puede constar tanto de finos de formación como de sólidos de mayor tamaño. La producción de finos no siempre puede evitarse, y en ocasiones resulta benéfica, ya que es preferible que los finos se desplacen libremente a través de la formación o de un empaque de grava instalado, en lugar de que estos se depositen y formen tapones.

Los principales problemas asociados con la producción de arena son la erosión de válvulas, medidores de flujo y tuberías, además de la depositación de sólidos en los separadores y tuberías horizontales que obstruyen el área de flujo.

Las condiciones por las que se llega a obtener la presencia de arena en la superficie son debidas a las siguientes variables.

a) *Grado de consolidación;* la cementación de la arena constituye un proceso geológico secundario, los sedimentos más antiguos tienden a estar más consolidados que los más recientes. Las formaciones jóvenes suelen poseer poco material de matriz que mantenga unidos a los granos de arena (cementante), por lo que éstas formaciones suelen clasificarse como “poco consolidadas” o “no consolidadas”.

b) *Reducción de la presión de poro;* la presión del yacimiento sustenta parte del peso de la roca suprayacente. A medida que se agota la presión del yacimiento, se pierde parte del soporte que poseía la roca suprayacente, haciendo posible la reducción de presión.

c) *Ritmo de producción;* la producción de fluidos del yacimiento genera un diferencial de presión y fuerzas de arrastre friccional que pueden combinarse para vencer la resistencia a la compresión de la formación, logrando mover sólidos finos.

d) *Viscosidad del fluido del yacimiento;* la fuerza de arrastre friccional que se ejerce sobre los granos de arena de la formación es creada por el flujo de fluidos del yacimiento. Dicha fuerza es directamente proporcional a la velocidad de flujo del fluido y a la viscosidad del fluido del yacimiento que se está produciendo.

e) *Aumento de la producción de agua*; la producción de arena podría incrementarse o iniciarse cuando comience a producirse o aumente el corte de agua, ya que se aumenta la velocidad de flujo, pues se da la combinación de la movilidad del agua y su velocidad.

**3) Colgamiento de líquidos**; en yacimientos de gas, es provocado principalmente por la condensación del gas o la entrada de agua intersticial en el interior del aparejo de producción y cuando la velocidad del gas no es suficiente para remover estos líquidos hasta la superficie, por lo que se empiezan a acumular en el interior del pozo. En yacimientos de aceite se debe mayormente a producciones con altas relaciones gas-líquido.

En la Figura 1.17 se observa el comportamiento del gasto crítico del gas con respecto a la presión de separación o del cabezal de recolección para diferentes diámetros de tuberías. El gasto crítico el cual se define como el gasto mínimo de gas requerido para mover las partículas de líquidos hasta la superficie.

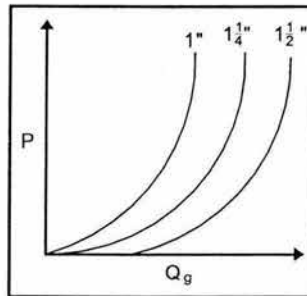


Figura 1.17 Comportamiento del gasto crítico de gas en tuberías verticales con flujo multifásico.

**4) Formación de hidratos de gas**; los hidratos de hidrocarburos son componentes cristalinos sólidos formados por una combinación hidrocarburos y agua bajo condiciones de presión y temperatura por arriba del punto de congelamiento del agua.

Para su estudio los hidratos se pueden analizar de acuerdo a su formación.

Debido a un decremento en la temperatura sin una disminución súbita de la presión, como sucede en las líneas superficiales. La temperatura de hidratos depende de la presión y composición de la mezcla, como se muestra en la Figura 1.18.

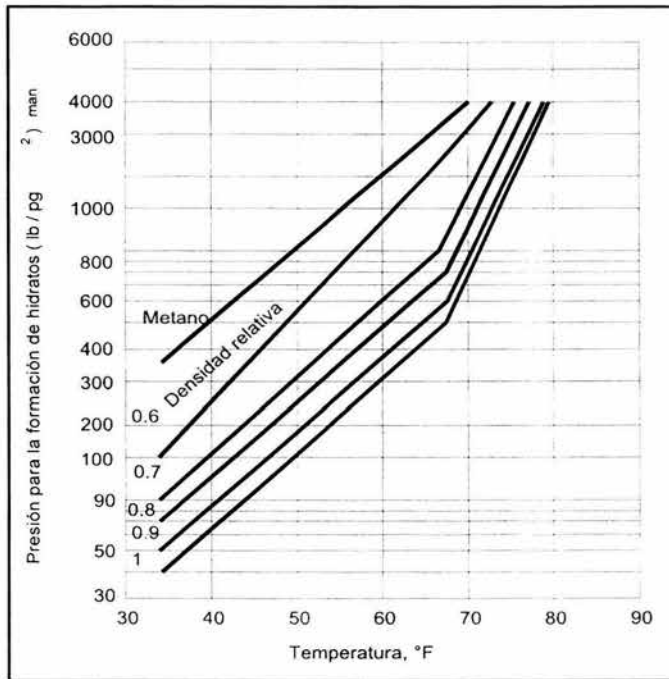


Figura 1.18 Formación de hidratos de hidrocarburos por temperatura.<sup>1</sup>

Debido a que una expansión súbita ocurre; como cuando el gas pasa de una zona de alta presión a una de baja presión, por ejemplo cuando la mezcla de gas pasa por un estrangulador o una válvula reguladora de presión, estas condiciones son representadas en la Figura 1.19.



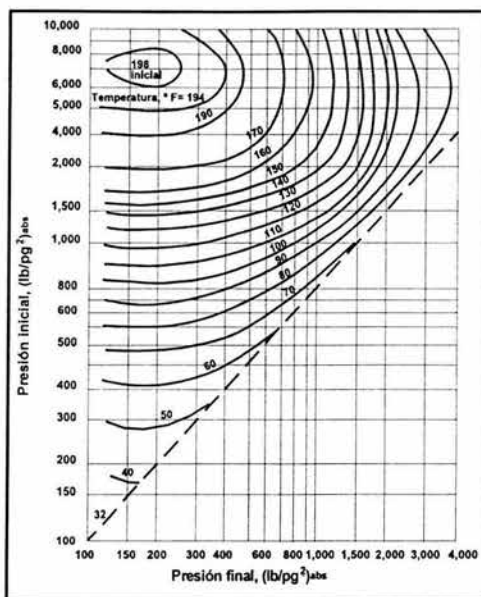


Figura 1.19 Formación de hidratos de hidrocarburos por presión.<sup>1</sup>

Así una aplicación diferente a los estranguladores, particularmente los ubicados en el fondo del pozo, consiste en eliminar la formación de hidratos en la línea de descarga, producto de la expansión súbita de los hidrocarburos especialmente del gas (lo cual ocurre frecuentemente en los estranguladores superficiales) y aunado con la disminución en la temperatura, logrando que el agua presente en fase de vapor se condense y congele, obstruyendo el área de flujo en la línea de descarga, en los casos mas severos el pozo puede dejar de aportar hidrocarburos, originando pérdidas económicas por producción diferida e incumplimiento de los programas de producción.

Un ejemplo de la formación de hidratos ocasionado por cambio de presión<sup>1</sup> puede citarse, cuando se presentan altas presiones de yacimiento ( $3029 \text{ lb/pg}^2_{\text{abs}}$ ) y relativa baja presión de operación del cabezal de recolección ( $711 \text{ lb/pg}^2_{\text{abs}}$ )<sup>2</sup> con una caída de presión súbita en el estrangulador.

---

Sustancias para inhibir la formación de hidratos son el metanol, etilenglicol (EG), y el dietilenglicol (DEG), estos productos son comúnmente inyectados a las corrientes de gas para prevenir el congelamiento. Estos inhibidores de hidratos pueden ser recuperados y reciclados, aunque estas sustancias se consideran tóxicas y por tanto peligrosas.

## **ANÁLISIS NODAL Y EL SISTEMA INTEGRAL DE PRODUCCIÓN.**

El análisis nodal se define como un sistema de aproximación a la optimización del pozo y se emplea para evaluar un sistema completo de producción, analizando todos los elementos del sistema en conjunto (análisis del comportamiento de la presión y gasto en el sistema como el mostrado en la Figura 1.20).

Los objetivos del análisis nodal son:

- 1.- Determinar el gasto al que producirá un pozo, considerando la geometría del pozo y las limitaciones de la terminación.
- 2.- Determinar las condiciones de flujo a las que un pozo se agotará.
- 3.- Determinar el momento apropiado para la instalación de un sistema artificial de producción y asistir en la selección óptima del sistema.
- 4.- Optimizar el sistema para producir el gasto adecuado económicamente.
- 5.- Revisar cada componente del sistema para determinar si esta restringiendo innecesariamente la producción.
- 6.- Permitir a los ingenieros el rápido reconocimiento de la forma para incrementar el gasto de producción.

Realizar un estudio integral del sistema de producción, somete a todos los elementos del sistema a que respondan al efecto de variación de algún parámetro, indicando cual es el comportamiento sobre la producción de hidrocarburos. Ello junto con un análisis económico, permite seleccionar la mejor alternativa.

La conservación de la energía en un sistema compuesto por el yacimiento, pozo e instalaciones superficiales de producción se tiene de la siguiente forma:

- |  |                          |
|--|--------------------------|
| □ Presión del yacimiento.                        | $P_r$                    |
| □ Caídas de presión en el yacimiento.            | $\Delta P_{yac}$         |
| □ Caídas de presión en el aparejo de producción. | $\Delta P_{TP}$          |
| □ Caídas de presión en el estrangulador.         | $\Delta P_{EST}=p_1-p_2$ |
| □ Caídas de presión en la línea de descarga.     | $\Delta P_{LD}$          |
| □ Presión de separación.                         | $P_{sep}$                |

Por lo que se cumple:

$$P_r = \Delta P_{yac} + \Delta P_{TP} + \Delta P_{EST} + \Delta P_{LD} + P_{sep}$$

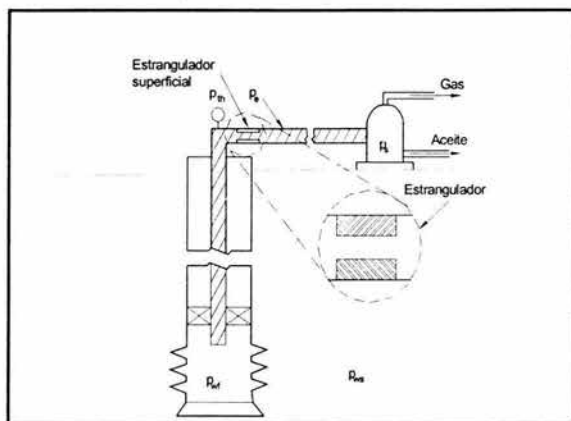


Figura 1.20 Sistema de producción simplificado.

El objetivo de la optimización "dinámica" de producción es encontrar la mejor forma operacional (condiciones de producción) a un tiempo dado, sujeta a todas las restricciones, para alcanzar ciertas metas operacionales. Estas metas pueden variar con el tiempo y de campo a campo, típicamente sería deseable maximizar los gastos de producción diaria y/o minimizar los costos de producción.

---

Particularmente en el modelado de sistemas de recolección se representan pozos, ligas y nodos como una red. Un pozo se refiere a un agujero y sus condiciones de yacimiento alrededor. Liga se refiere a cualquier dispositivo o instalación a través de la cual existen cambios de presión. Una liga puede ser una sarta de tubería de revestimiento, un estrangulador, o una línea de descarga o conducción. Un nodo representa una unión de flujo o el punto terminal de una liga. Si el objetivo es maximizar o minimizar el gasto de aceite, gas o agua del campo en las instalaciones, las variables de decisión podrían incluir el gasto de producción del pozo (controlado por estranguladores), gasto del bombeo neumático, entre otros, es por ello que las caídas de presión en un estrangulador deben ser modeladas correctamente.

El análisis nodal de flujo multifásico en un sistema de recolección es descrito por la ley de conservación de masa y la ley de Kirchoff. La primera ley requiere que cualquier nodo debe tener un flujo neto de cero, menos en los nodos límites. La segunda ley requiere que la presión para un nodo no deberá ser la misma que aquella de la cual dependió su cálculo.

En la practica, se eligen los agujeros como nodos de solución. Esta elección tiene ciertas ventajas computacionales. Por ejemplo, cuando se calcula la caída de presión en un estrangulador superficial, siempre calculamos esta presión corriente arriba basados en la presión corriente abajo y el gasto a través del estrangulador. Esto garantiza una única presión corriente arriba la cual no es materia o cuestión de la ocurrencia de flujo crítico o subcrítico a través del estrangulador.

## **FLUJO MULTIFÁSICO.**

En la explotación de los hidrocarburos, el flujo en una sola fase se puede presentar en la tubería de producción de pozos de aceite bajosaturado solo hasta cierta profundidad, a la cual el aceite alcanza su presión de saturación, a partir de este momento con cada abatimiento de presión se liberará más gas, por lo que ambas fases estarán viajando en la tubería.

---

Así el flujo multifásico se define como el movimiento conjunto de líquido y gas, teniendo presente que las diferentes fases pueden moverse en diversos patrones de flujo. Es de considerarse que en las tuberías ocurre el movimiento de aceite, gas y agua, por lo que es necesario incluir la interacción entre los componentes si se desea representar los fenómenos de flujo multifásico.

En el estudio del gradiente de presión para flujo multifásico en tuberías horizontales, verticales e inclinadas se han presentado correlaciones y teorías por diversos autores. En el caso de flujo multifásico a través de estranguladores buenas correlaciones son escasas. Esto es especialmente cierto para flujo en la región subcrítica.

### **MEDICIÓN DE FLUJO MULTIFÁSICO.**

Diversas formas de medir hidrocarburos se han presentado a la fecha, pero cabe mencionar que en los diversos trabajos de flujo multifásico a través de estranguladores, la forma convencional de medición fue la siguiente. Primeramente se midió el volumen de líquido en el tanque y para el gas la medición se realizó con placa de orificio. Durante las pruebas de laboratorio se realizaron las mediciones de las fases por separado y posteriormente se mezclaron para hacerlas fluir por el estrangulador. Algunas instalaciones similares a la mostrada en la Figura 1.21 fueron empleadas por diferentes investigadores, la forma esquemática de las instalaciones se observa en la Figura 1.22.

En cualquier caso se recomienda tener especial cuidado al colocar un dispositivo de registro de presión corriente arriba tan cerca como sea posible de la vena contracta o restricción, pues los efectos de turbulencia causados por estos dispositivos no permiten realizar lecturas precisas pues no se alcanza condiciones estables justo a la salida o en la garganta del estrangulador.

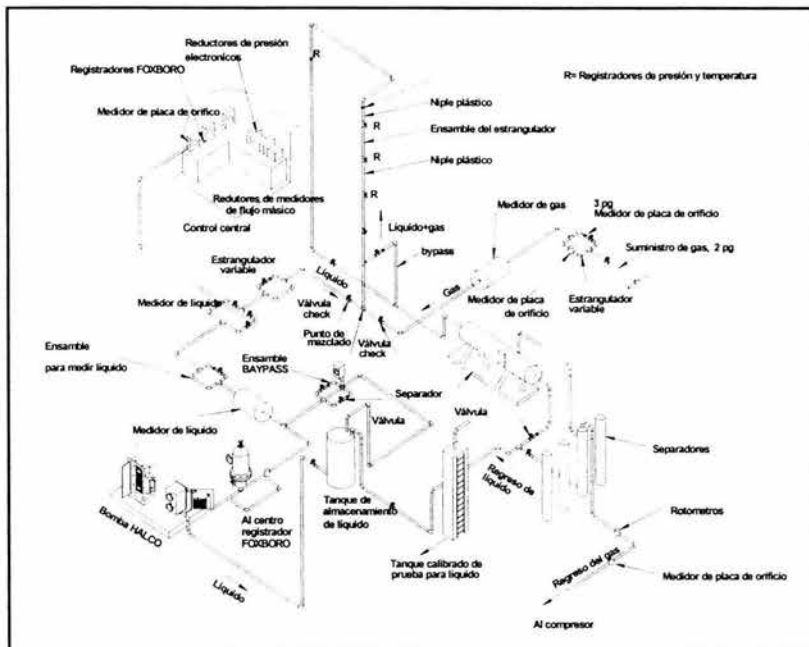


Figura 1.21 Unidad de prueba para flujo multifásico empleada por Omaña.

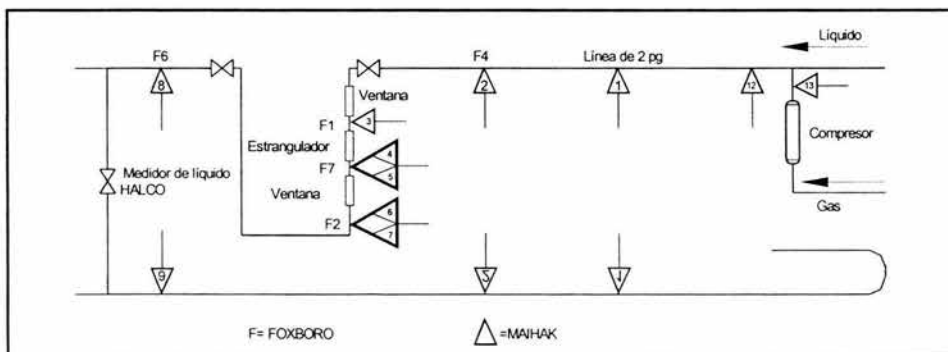


Figura 1.22 Esquema de la unidad de prueba para flujo multifásico empleada por Osman.

Se ha planteado la posibilidad usar estranguladores para realizar mediciones de flujo multifásico aunque aún no se han desarrollado de manera formal estos planteamientos, sin embargo, existen en la industria medidores de flujo multifásico con diferentes principios de funcionamiento por lo que aquí se mencionan algunos.

Algunos de los medidores de flujo multifásico empleados en la industria petrolera son:

- *Medidor Wellcomp:*
- *Medidor Kongsberg.*
- *Medidor Fluenta.*
- *Medidor Jiskoot.*
- *Medidor Framo.*

Otros medidores multifásicos son *Agar, Fisher-Rosemount*. Para mayores detalles de estos y otros medidores se recomienda consultar otras referencias.

En el Apéndice A (Figuras A.1 y A.2) se muestran los esquemas de las instalaciones empleadas en las investigaciones de Sachdeva para sus estudios de flujo multifásico en estranguladores.

---

## **II. CONCEPTOS FUNDAMENTALES.**

Para el estudio de flujo multifásico a través de estranguladores primeramente es necesario relacionarse con algunos conceptos básicos que puedan ayudar a entender el desarrollo de modelos que intentan reproducir el comportamiento de dichos dispositivos. Por lo que en este capítulo se dan las bases para poder seguir el análisis de este fenómeno.

Aunque algunos de los temas que se abordan en esta sección no son ampliamente usados por diversos investigadores, resultan ser fundamentales en cualquier desarrollo analítico referente a estranguladores, siendo la tendencia a introducir más variables con la intención de construir modelos mas sofisticados y con ello se pueda lograr una mejor representación y por lo tanto mayor exactitud en la predicción del comportamiento de los estranguladores bajo diferentes condiciones.

### **FLUJO CRÍTICO Y SUBCRÍTICO.**

El flujo multifásico a través de restricciones, puede ser evaluado bajo condiciones de flujo crítico o subcrítico. Como una práctica de campo estándar o común, el comportamiento de flujo en la cabeza del pozo es evaluado bajo condiciones de flujo crítico mientras que el comportamiento de flujo a través de estranguladores y válvulas de seguridad es registrado en flujo subcrítico.<sup>3</sup>

Por ello es necesario definir y distinguir entre ambos tipos de flujo, además estos temas nos ayudarán posteriormente, para agrupar las diferentes correlaciones.

El flujo crítico o sónico de un fluido es definido como el flujo del fluido a la velocidad equivalente a la velocidad (sin fricción) de propagación de una onda de presión (sonido) en el medio (fluido).



---

El flujo crítico ocurre cuando la velocidad relativa de un fluido en cualquier punto ( $V_f$  – pie/seg) es equivalente a la velocidad de onda elástica ( $V_p$  – pie/seg) en ese punto. Que es  $V_f / V_p = \text{Numero Mach} = 1 \times 10^5$

El flujo crítico para los gases ocurre aproximadamente cuando la relación de presiones corriente abajo ( $p_2$ ) y corriente arriba ( $p_1$ ) es 0.528. Mach 1 o flujo sónico para gases es diferente que para los líquidos (1100 pie/seg para el aire). Entonces para una mezcla de aceite y gas se debe resolver la pregunta ¿Cuál es el flujo crítico para una mezcla?

Algunos investigadores han observado que la velocidad sónica para una mezcla de gas líquido es menor que para una sola fase. Olson, (Essentials of Engineering Fluid Mechanics, Intl. Textbook, 1961) estableció que para mezclas gas-líquido la velocidad acústica es menor que para cualquiera de las fases por si solas.

Durante la presencia de flujo crítico, el gasto a través del estrangulador alcanza un valor máximo con respecto a las condiciones prevalecientes corriente arriba. La velocidad del fluido bifásico fluyendo a través de la restricción alcanza la presión sónica o presión de velocidad de propagación de la onda para los fluidos en dos fases. Esto implica que el flujo es "estrangulado" porque los disturbios corriente abajo no pueden propagarse corriente arriba. Por lo tanto disminuciones no tan significantes en la presión corriente abajo no hacen incrementar el gasto. Es decir, flujo crítico o sónico es el flujo en el cual perturbaciones de presión y temperatura corriente abajo no son transmitidas corriente arriba tal que puedan afectar el gasto, no así en flujo subcrítico. Si la presión corriente abajo es gradualmente incrementada, esta presión no podría cambiar cualquiera de estos dos parámetros, gasto o presión corriente arriba, esto hasta alcanzar el límite de flujo crítico-subcrítico. A partir de este momento si la presión corriente abajo se incrementa ligeramente cerca de las condiciones límite, el gasto y la presión

---

corriente arriba serán afectados, entonces la velocidad de los fluidos pasando a través del estrangulador caen debajo de la velocidad sónica. Aquí, el gasto depende de la diferencial de presión, o bien los cambios en la presión corriente abajo afectan la presión corriente arriba, este comportamiento es caracterizado como flujo subcrítico.

En el lenguaje común se ha adoptado decir flujo crítico a lo que estrictamente es flujo supercrítico, cabe aclarar que el flujo crítico es la condición de flujo que se alcanza cuando la velocidad del fluido es "igual" a la velocidad de propagación de una onda en la mezcla del fluido en cuestión. En la práctica difícilmente se puede mantener estable el valor de la velocidad y se llega a sobrepasar por lo que en realidad es un flujo supercrítico el cual no tiene mayor diferencia en términos significativos. En lo posterior se mencionara flujo crítico para hacer referencia al flujo supercrítico, dejando en claro que el flujo crítico es el límite entre flujo supercrítico y flujo subcrítico.

### COEFICIENTE DE DESCARGA.

El coeficiente de descarga ( $C_D$ ) es la constante requerida para corregir el gasto teórico al gasto real que se presenta en los estranguladores.

Figuras, tablas y ecuaciones de  $C_D$  han sido presentadas por distintos autores, con las cuales el gasto multifásico calculado puede ser corregido para obtener el gasto real para ambos tipos de flujo: crítico y subcrítico. Esto muestra que  $C_D$  para flujo crítico multifásico no es el mismo que para flujo subcrítico multifásico.

El coeficiente de descarga  $C_D$  se multiplica por el gasto teórico para obtener el gasto real;

$$q_{TP\text{real}} = q_{TP\text{teórico}} \times C_D \quad \text{II.1}$$

Prácticamente, el valor de  $C_D$  depende del tamaño del estrangulador, diseño, tipo de flujo y régimen de flujo. En la derivación de las ecuaciones analíticas de flujo a través de un orificio,  $C_D$  es introducido para absorber las pérdidas de energía irreversibles. Es común usar el coeficiente de descarga como una modificación final en la ecuación de gasto, esto esperando que  $C_D$  podría asumir los errores o las suposiciones hechas mientras se desarrolló el modelo.

Las expresiones de flujo y los métodos de predicción de flujo crítico para una fase no son aplicables a flujo multifásico. Se espera entonces que  $C_D$  pueda variar entre flujo multifásico crítico y subcrítico. Así que estimar los valores de  $C_D$  aplicables a flujo multifásico crítico y subcrítico, podría ser finalmente importante, por lo que trabajos particulares sobre  $C_D$  han sido publicados.

Un valor mayor a la unidad para  $C_D$  implica que la correlación generalmente bajo-predice, mientras un valor de  $C_D$  menor que la unidad significa que está sobre-prediciendo. Un valor de  $C_D$  de la unidad significa una predicción perfecta.

Ashforf y Pierce<sup>4</sup> calcularon coeficientes de descarga para estranguladores de tamaños 14/16, 16/64 y 20/64avos de pulgada para válvulas de seguridad Otis tipo-J, ellos presentaron una gráfica de  $C_D$  contra el tamaño de orificio usado. El valor de  $C_D$  fue extrapolado para otros tamaños y esperaban que sus valores de  $C_D$  pudieran ser usados para otros tipos de válvulas de seguridad con diferentes configuraciones geométricas internas. Ashford y Pierce advierten que deben coleccionar más datos de flujo subcrítico para dar mayor certidumbre.

Beggs y Brill suponen un modelo de flujo homogéneo para predecir las caídas de presión a través de dos válvulas de seguridad (Specific Velocity Controlled Subsurface Safety Valves, SSSV), las válvulas de 2 pg. Otis J y Camco A-3. Ellos proponen una correlación de coeficiente de descarga empírico para cada valor como:

$$C_D = C_0 + C_1 \left( \frac{d}{D} \right) + C_2 \left( \frac{d}{D} \right)^2 + C_3 V_o \quad \text{II.2}$$

Donde  $V_o$  es el volumen de aceite en barriles y  $C_i$ 's son constantes empíricas las que son resumidas en la siguiente tabla.

Constante	Para líquido	Para dos fases	Para líquido	Para dos fases
	Válv. Camco	Válv. Camco	Válv. Otis	Válv. Otis
$C_0$	0.2815	0.5147	1.8247	1.1819
$C_1$	9.4691	9.4691	3.8749	-1.8761
$C_2$	-25.5689	-25.5689	-10.4536	0.9922
$C_3$	0	0	0	-0.0119

Tabla 2.1 Constantes empíricas para las correlaciones de coeficientes de descarga.<sup>3</sup>

Beggs reportó una ecuación para el coeficiente de descarga, la cual da razonables resultados para cualquier tipo de válvula de seguridad subsuperficial:

$$C_D = C_1 + C_2 N_V + C_3 \left( \frac{d}{D} \right) + C_4 \left( \frac{d}{D} \right)^2 \quad \text{II.3}$$

donde;

$$C_1 = -0.23$$

$$C_2 = 8.4 \times 10^{-4}$$

$$C_3 = 6.672$$

$$C_4 = -11.661$$

Para hacer la ecuación anterior más aplicable,  $N_V$  puede ser definida en términos de propiedades de presión-volumen-temperatura (pVT) queda entonces:

$$N_V = \frac{q_g}{q_l} = \frac{1 - F_{mp}}{F_{mp}} \quad \text{II.4}$$

Si la fase continua es el aceite:

$$N_V = \frac{1 - F_w}{F_w} \quad \text{II.5}$$

Si la fase continua es el gas:

$$F_{mp} = \frac{q_o}{q_{TP}} = \frac{B_o}{(B_o + WOR) + \frac{0.00504 z_i T_i (R - R_s)}{P_1 (B_o + WOR)}} \quad \text{II.6}$$

$$F_w = \frac{q_g}{q_{TP}} = \frac{1}{\frac{5.615 T_o P_1 (B_o + WOR) + 1}{P_o z_1 T_1 (R - R_s)}} \quad \text{II.7}$$

Del modelo generalizado de flujo en un orificio,  $C_D$  para flujo subcrítico esta dado por:

$$C_D = \frac{q_{TP}}{f_b \beta_g R_{mp} F(X)} \quad \text{II.8}$$

Mientras para flujo crítico:

$$C_D = \frac{q_{TP}}{f_b \beta_g R_{mp} F(X_c)} \quad \text{II.8}$$

También se puede expresar  $C_D$  en términos del Numero de Reynolds como:

$$N_{Re} = \frac{dv\rho}{\mu} = \left( \frac{4}{\pi d} \right) \left( \frac{q\rho}{\mu} \right)_{TP} \quad \text{II.9}$$

donde:

$$\rho_{TP} = \frac{1}{R_{mp}} \quad \text{II.10}$$

y la viscosidad para dos fases,  $\mu_{TP}$  puede ser estimada de la siguiente ecuación:

$$\mu_{TP} = \frac{\rho_g \mu_g B_g (R - R_s) + \xi \frac{(\mu_o B_o \rho_o + \mu_w \rho_w B_w WOR)}{(B_o \rho_o + \rho_w B_w WOR)}}{\rho_g B_g (R - R_s) \xi} \quad \text{II.11}$$

donde

$$\xi = \rho_{oi} + \rho_{gd} R_s + \rho_w WOR \quad \text{II.12}$$

sustituyendo entonces se llega a una expresión para **flujo subcrítico**.

$$C_D = \frac{1.6N_{Re}\mu_{TP}}{d\beta F(X)} \quad \text{II.13}$$

y para **flujo crítico**.

$$C_D = \frac{1.6N_{Re}\mu_{TP}}{d\beta F(X_c)} \quad \text{II.14}$$

se recomienda para altas presiones ( $p \geq 1000 \text{ lb/pg}^2_{\text{abs}}$ ).

El parámetro más importante para distinguir entre flujo crítico y subcrítico es  $F(X)$ . Si  $X_c$  es calculado,  $F(X_c)$  puede ser definido.

Los modelos presentados hacen las siguientes suposiciones:

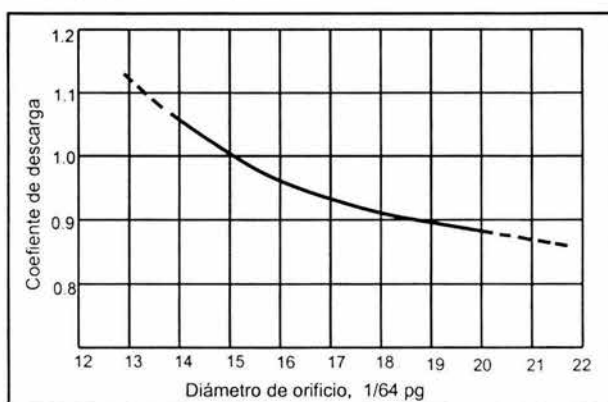
- a) Modelo de flujo homogéneo
- b) El concepto de Numero de Reynolds para flujo en una fase podría ser aplicable para flujo multifásico.
- c)  $N_{Rec}$  crítico para flujo laminar o turbulento es determinado con base en la fase continua. Para la fase continua gas, usar  $N_{Rec}$  para gas y determinar la transición de flujo laminar a turbulento, mientras para condiciones donde la fase continua es el líquido, usar el  $N_{Rec}$  para la fase líquida.
- d) Para situaciones de campo, flujo turbulento a través de restricciones  $N_{Rec}$  puede ser supuesto.
- e) El efecto de la configuración del orificio no afecta el flujo multifásico. Esta aproximación es complicada pero las ecuaciones II.13 y II.14 podrían ser usadas.

En resumen, con los datos para flujo crítico se predicen valores de  $C_D$  contra tamaño de estrangulador para algunas correlaciones con la tabla siguiente:

Naturaleza de la correlación	Correlación	Coefficiente de descarga promedio $C_D$ , ecuaciones
Empírica	Gilbert	$C_D = 1.68600 d^{-0.15597}$
	Baxendell	$C_D = 1.60950 d^{-0.19551}$
	Ros	$C_D = 2.23845 d^{-0.27444}$
	Achong	$C_D = 0.90851 d^{-0.06921}$
Analítica	Ashford	$C_D = 2.83490 d^{-0.36556}$
	Modelo Ajenka 1	$C_D = 1.08223 d^{-0.03976}$
	Modelo Ajenka 2	$C_D = 1.31434 d^{-0.10898}$

**Tabla 2.2 Ecuaciones para predecir el coeficiente de descarga promedio para el tamaño de estrangulador.<sup>3</sup>**

Para el flujo subcrítico se puede elegir usar las ecuaciones II.3 - II.7 o usar II.8 - II.13. Con la modificación sugerida, la ecuación II.3 puede ser fácilmente usada. Para una rápida aplicación, la Figura 2.1 (Ashford y Pierce<sup>4</sup>) puede ser usada. Usando datos de Ashford y Pierce, valores de  $C_D$  fueron calculados por Ajenka<sup>3</sup> y son mostrados en la Tabla 2.3.



**Figura 2.1 Coeficiente de descarga para un orificio en flujo subcrítico.**

Número de Prueba	Tamaño de estrangulador	Gasto de real (bl/d)	R (Mpie <sup>3</sup> /bl)	R <sub>s</sub> (Mpie <sup>3</sup> /bl)	P <sub>1</sub> (lb/pg <sup>2</sup> ) <sub>abs</sub>	P <sub>2</sub> (lb/pg <sup>2</sup> ) <sub>abs</sub>	q <sub>calc</sub> (bl/d)	C <sub>D</sub>
1	16	559	0.478	0.120	1226	1015	615	0.9089
2	16	484	0.444	0.120	1215	1135	402	1.2039
3	16	334	0.429	0.120	1188	1175	-	-
4	14	261	0.496	0.120	1171	1125	224	1.1652
5	14	427	0.496	0.120	1205	1015	432	0.989
6	14	409	0.496	0.120	1202	1102	358	1.1425
7	14	382	0.417	0.120	1197	1120	308	1.2503
8	14	596	0.344	0.120	1230	1048	489	1.2489
9	20	232	0.501	0.120	1161	1145	270	0.8593
10	20	345	0.416	0.120	1190	1165	363	0.9504
11	20	551	0.404	0.120	1225	1180	493	1.1176

Ashford y Pierce No indican claramente los valores de  $\gamma_o$ ,  $T_1$ ,  $\gamma_g$ , WOR y  $B_o$  para todas las pruebas. Sin embargo, para el propósito de las correlaciones, los siguientes valores fueron usados por Ajiencia  $\gamma_o=0.9$ ,  $T_1=610R$ ,  $\gamma_g=0.60$ , WOR=0.0 y  $B_o=1.010$

**Tabla 2.3 Valores obtenidos de coeficiente de descarga para flujo subcrítico (Ashford y Pierce, 1975).<sup>3</sup>**

En conclusión figuras, tablas y ecuaciones de  $C_D$  existen para corregir los gastos multifásicos calculados a valores reales de flujo multifásico. Además no son los mismos coeficientes de descarga para flujo crítico y subcrítico, y finalmente se supone incertidumbre si usando conceptos de flujo en una fase se pueden introducir errores en la estimación de  $C_D$ .

Los estudios realizados por Ajiencia<sup>3</sup> muestran que las correlaciones analíticas son sensibles a muchos parámetros, además interpreta que  $C_D$  es una aproximación dinámica, ya que es una función de las condiciones fluyendo de temperatura, presión, propiedades de flujo multifásico y condición de flujo (crítico o subcrítico).



## PATRÓN DE FLUJO.

Cuando se presenta el flujo multifásico a través de tuberías se puede observar que las diferentes fases de la mezcla se distribuyen de alguna forma en particular, esta distribución relativa de una fase con respecto a la otra se le llama patrón de flujo.

Para el caso donde los fluidos que viajan en la tubería vertical (como lo puede ser una tubería de producción) se desarrolla alguno de los siguientes patrones de flujo, ellos son esquematizados de izquierda a derecha en la Figura 2.2 en el siguiente orden.

- Burbuja.
- Bache.
- Anular – Bache.
- Anular – Niebla.

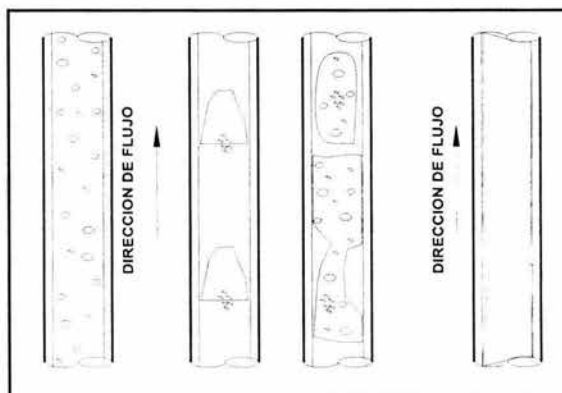


Figura 2.2 Patrones de flujo vertical.

Estos patrones de flujo podrían ser los que se presentan a la entrada del estrangulador, aunque debido a la presencia de codos los cuales realizan un cambio en la dirección de flujo, la distribución de los fluidos se puede homogenizar.

Los patrones de flujo que se desarrollan en tuberías horizontales fueron estudiados por Beggs<sup>6</sup> resultando en los esquemas de la Figura 2.3.

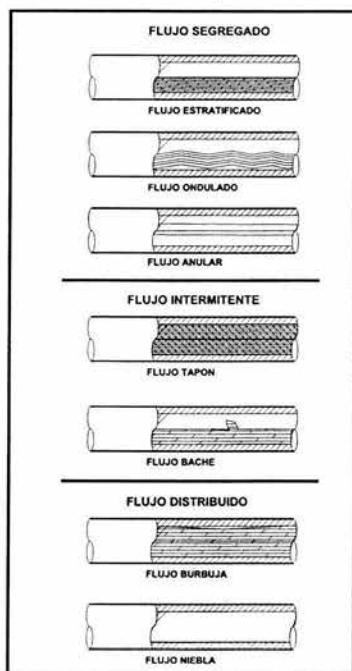


Figura 2.3 Patrones de flujo horizontal.

Alguno de estos patrones de flujo se presenta a cierta distancia corriente abajo del estrangulador una vez que el flujo está completamente desarrollado.

Efectos del patrón de flujo sobre el comportamiento del gasto y presión en el flujo multifásico a través de estranguladores no han sido identificados y solo Omaña hace mención de ellos en su trabajo.

En general se ha observado en la práctica que la colocación de un estrangulador genera problemas de emulsión, que a su vez hace difícil e ineficiente la separación de las fases.

**LONGITUD EQUIVALENTE.**

Una manera común de manejar los problemas de caídas de presión en tuberías, válvulas, codos y restricciones es la de convertir dicha caída de presión en una longitud equivalente en diámetros de tubería, o longitud equivalente en pies de tubería. Para flujo multifásico se recomienda que la longitud equivalente determinada para flujo en una fase sea multiplicada por un factor para flujo multifásico. La teoría de longitud equivalente es cuestionable para el flujo de dos fases, aun cuando ha sido probada para flujo de una sola fase, los resultados no se apegan con el fenómeno observado en la realidad para el caso de flujo bifásico.

Crane presenta una explicación muy simple del concepto de longitud equivalente.

$$h = \frac{v^2}{2g} \quad \text{II.15}$$

$h$  = disminución de carga estática (pie) debido a la velocidad,  $v$ (pie/seg) y es definida como la "velocidad de la cabeza"

Si se incorpora una válvula o una reducción en la línea entonces se tiene:

$$\left[ h_L = K \frac{v^2}{2g} \right] \quad \text{II.16}$$

donde  $K$  es el coeficiente de resistencia el cual está definido como el número de pérdidas de velocidad de cabeza debido a la válvula o reducción.

Se puede expresar la misma pérdida de carga en una tubería recta por la ecuación de Darcy:

$$h_L = \left( f \frac{L}{D} \right) \frac{v^2}{2g} \quad \text{II.17}$$

## COMPORTAMIENTO DE LA DENSIDAD, PRESIÓN Y VELOCIDAD EN ESTRANGULADORES.

La Figura 2.4 ayuda en el análisis y comprensión del comportamiento de algunas variables que intervienen en el fenómeno de estrangulamiento.

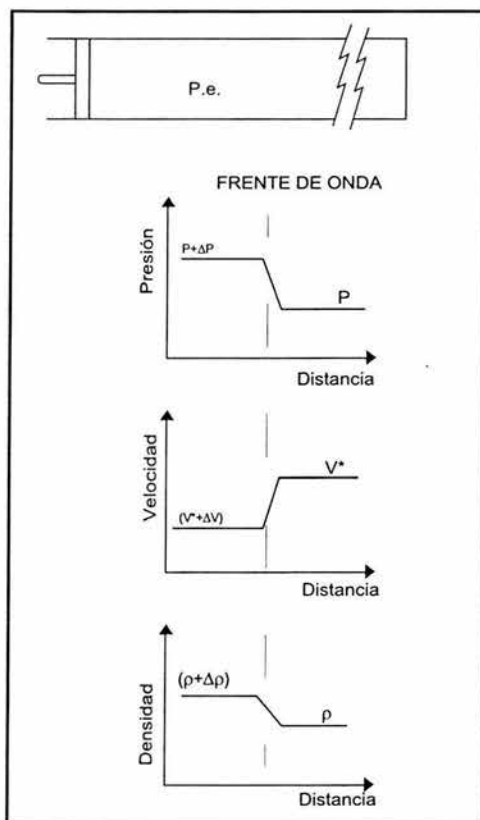


Figura 2.4 Comportamiento de presión, velocidad y densidad con respecto a la velocidad de onda.

Sea una tubería con un pistón en su extremo izquierdo que contiene un fluido compresible de densidad ( $\rho$ ) a una presión ( $p$ ). Si se alteran las condiciones al mover el pistón hacia la derecha con una velocidad ( $\Delta v$ ), aparece un frente de onda que se moverá a la velocidad sónica. Supóngase también unos ejes móviles

---

que se desplacen a la misma velocidad y sentido, entonces en un plano posterior al frente de onda, el cual no ha sido alcanzado por este, el fluido estará a las condiciones originales ( $p, \rho$ ) y a una velocidad aparente igual a la sónica ( $v^*$ ). Para un plano anterior se tendrá como presión ( $p+\Delta p$ ), densidad ( $\rho+\Delta\rho$ ) y velocidad ( $v^*-\Delta v$ ).

Como la velocidad de onda de presión y la del fluido son de sentidos contrarios, al tener flujo sónico después del estrangulador las variaciones de presión corriente abajo no afectan al comportamiento del pozo.

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

Es necesario desarrollar una expresión que defina la velocidad de propagación de la onda, esta velocidad recibe el nombre de velocidad sónica, la cual ya fue definida con anterioridad en este capítulo. Así mismo se puede imaginar que existen dos fenómenos de flujo diferentes; la velocidad del flujo en sí y la velocidad de la propagación de la onda a través del fluido.

Queda entonces mostrada la importancia de la compresibilidad de los fluidos, ya que 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 se considera 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 las ondas 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.

## CONCEPTOS TERMODINÁMICOS

Las correlaciones para flujo multifásico se basan en considerar una relación de presión crítica y condiciones de flujo crítico o sónico a través del estrangulador donde el gas se expande politrópicamente. Si durante una expansión de un gas, se agrega o remueve calor del sistema a dicha expansión se le llama politrópica. Los cambios politrópicos de presión y volumen quedan definidos por la ecuación

$$p_1 v_1^n = p_2 v_2^n \quad \text{o} \quad p v^n = \text{constante} \quad \text{II.18}$$

donde  $n = C_p/C_v$ .

La relación de presión para flujo crítico de gas seco es una función de la capacidad calorífica del gas. Sin embargo, para el caso de flujo multifásico al aumentar la proporción de líquido (disminuir la relación gas-líquido) se reduce la relación de presión crítica.

Para mayor exactitud en la representación del fenómeno de flujo multifásico a través de estranguladores, la compresibilidad del gas a la salida podría ser calculada suponiendo un proceso politrópico.

Para una expansión adiabática de un gas ideal,  $n$  se convierte igual a la relación,  $k$ , de calor específico a presión constante,  $C_p$ , a calor específico a volumen constante,  $C_v$ . Para flujo de gas sónico a través de una restricción,  $k$  es frecuentemente usada como un valor aproximado para  $n$ .

Fortunati estableció su relación de presión crítica para el caso de flujo multifásico, la cual disminuye conforme decrece la proporción de volumen de gas. esto se logra observar en sus relaciones propuestas.<sup>5</sup>

En el desarrollo de las correlaciones se realizan algunas consideraciones que se explican de forma simplificada a continuación.

- Se considera un fluido compresible, o sea que existe una variación de la densidad con respecto a la presión.
- En el caso de una tubería se considera flujo adiabático y en una sola dirección, es decir no existe transferencia de calor hacia los alrededores y el flujo másico se analiza en una dirección que es la dirección en la que se desarrolla el flujo (velocidad).
- En tramos cortos de tubería, como por ejemplo un estrangulador, se desprecia el efecto de fricción y se considera un proceso adiabático, prácticamente reversible, o lo que es lo mismo, un proceso isoentropico.
- La existencia de flujo crítico en la garganta del estrangulador, es decir que en la garganta del estrangulador se presenta velocidad sónica de la mezcla de fluidos.

---

### **III. MODELOS DE FLUJO MULTIFÁSICO CRÍTICO A TRAVÉS DE ESTRANGULADORES.**

Las investigaciones publicadas para flujo multifásico a través de estranguladores serán discutidas en estos dos capítulos, por lo que previo a la revisión de los trabajos técnicos es conveniente entender como pueden ser agrupadas en diferentes categorías estas investigaciones. En particular de las que se ocupara este texto se refiere a aquellas en las que se involucra el tipo de flujo que se desarrolla en el estrangulador; crítico o subcrítico, o por la forma en que las soluciones fueron obtenidas; empíricas o analíticas.

Se tienen trabajos que intentan simular el fenómeno, ocupándose primeramente en conocer el límite entre flujo crítico y flujo subcrítico, esta tarea es de mayor importancia en el estudio del comportamiento de los estranguladores, pues en ella se basa la presencia de soluciones distintas para cada tipo de flujo. Como ya se menciona en el capítulo anterior, el gasto en flujo crítico no depende de la presión corriente abajo del estrangulador además de presentar un comportamiento lineal con respecto a la presión antes del estrangulador así como al diámetro, esto hace que las soluciones para flujo crítico sean más sencillas hasta cierto punto y por lo tanto más abundantes en comparación a aquellas para flujo subcrítico.

Por otro lado existen trabajos en los que después de “conocer” el límite de flujo crítico-subcrítico, continúan en la búsqueda de la solución simultánea para ambos tipos de flujo.

Las soluciones para flujo subcrítico requieren para su aplicación gran cantidad de información referente a los fluidos en tránsito y por otra parte involucran procesos iterativos, que traen consigo problemas de convergencia.



También es necesario hacer hincapié que los trabajos o modelos de estranguladores se han desarrollado en dos vertientes primordialmente: soluciones empíricas y soluciones analíticas, de ellas se explica a continuación.

### *CORRELACIONES EMPÍRICAS*

Con el sentido que forma la experiencia se logra proponer la inclusión de variables que intervienen en el fenómeno, la relación que guardan entre estos parámetros se distingue de forma empírica, a través de la experimentación, observación, análisis y la posterior conclusión.

Las correlaciones empíricas se podrán obtener con el uso de datos de campo o laboratorio. Estas correlaciones son en la mayoría de los casos aplicables para una localización geográfica específica o situaciones bien definidas.

El flujo multifásico es un fenómeno muy complejo, lo que produce que estas correlaciones sean limitadas en sus rangos de propiedades de fluidos así como de la calidad y alcance de la base de datos para la que fue desarrollada. Por lo que la correlación la cual se comporta bien dentro del rango de datos usados para desarrollarla puede fallar fuera de este rango, así es que la mayoría de los trabajos publicados son de correlaciones empíricas,

Para estas correlaciones el coeficiente de descarga podría ser la unidad, pues las correlaciones fueron propuestas para un banco de datos específico por lo que no se espera necesario ajustar los resultados. Buscando alcances más amplios estas correlaciones tienen la idea de ser generales y por ello el coeficiente de descarga es diferente a la unidad

### *CORRELACIONES ANALÍTICAS*

Las correlaciones analíticas o modelos analíticos, se logran aplicando análisis matemáticos basados en principios físicos, es decir, se pretende obtener un modelo físico con el desarrollo de ecuaciones fundamentales.

La principal ventaja de este tipo de modelos es su amplia aplicación en todos los parámetros, aunque una desventaja se tiene en la mayor cantidad de datos requeridos para realizar predicciones en comparación con las correlaciones empíricas.

Es necesario aplicar el coeficiente de descarga a estos modelos, ya que aun no se ha estudiado por completo la fenomenología que ocurre en el flujo multifásico a través de estranguladores, pero no por ello los avances en su comprensión dan nuevos factores que influyen en el análisis. La presencia del coeficiente de descarga se requiere para ajustar los valores calculados teóricos a los valores reales, así este coeficiente comprende de manera simplista todos los efectos no considerados.

Diversos trabajos se han presentado para resolver el problema de flujo multifásico a través de estranguladores, desde que Wallis<sup>7</sup> desarrolló una correlación para predecir la velocidad sónica en un sistema homogéneo de dos fases y posteriormente Tangren<sup>8</sup> que es el primero en estudiar significativamente el flujo multifásico a través de restricciones, Tangren asumió la expansión politrópica del gas el cual se dispersa uniformemente en la mezcla teniendo como fase continua el líquido, aunque Tangren estudió únicamente flujo crítico.

A continuación se revisarán los trabajos sobresalientes en la investigación de estranguladores iniciando con los modelos para flujo crítico y dejando para el siguiente capítulo los modelos para flujo subcrítico.

**MODELOS PARA FLUJO CRÍTICO.****GILBERT, ROS, BAXENDELL, ACHONG Y PILEHVARI.**

Este grupo incluye las correlaciones de Gilbert, Ros, Baxendell, Achong y Pilehvari, las cuales pueden ser expresadas de manera general por la siguiente ecuación:

$$P_1 = \frac{Aq_1 RGL^B}{d^C} \quad \text{III.1}$$

donde A, B y C son coeficientes empíricos.

Observe que en flujo crítico el gasto "q" es independiente de la presión corriente abajo "p<sub>2</sub>", por lo que no figura este término en la ecuación, además las propiedades de los fluidos no se consideran.

Los coeficientes empíricos para cada correlación mencionada se muestran en la Tabla 3.1.

<b>Correlación</b>	<b>A</b>	<b>B</b>	<b>C</b>
Gilbert	10.00	0.546	1.890
Baxendell	9.56	0.546	1.930
Ros	17.40	0.5	2.00
Achong	3.82	0.65	1.880
Pilehvari	46.67	0.313	2.11

**Tabla 3.1 Coeficientes empíricos para las correlaciones de Gilbert, Baxendell, Ros, Achong y Pilehvari.**

Para ampliar la información acerca de cómo se desarrollaron estas ecuaciones se hace una breve descripción a continuación.

**GILBERT<sup>9</sup>.**

La primera correlación publicada en la literatura técnica para flujo simultáneo gas y líquido a través de estranguladores fue desarrollada por Gilbert<sup>9</sup> a partir de datos de producción tomados del campo Ten Section en California.

W. E. Gilbert describe en su trabajo en forma detallada el papel que desempeña el estrangulador en un pozo y analiza cual es el efecto sobre la producción el cambio brusco en el diámetro del estrangulador.

Tomando como base la relación entre las presiones antes y después de una restricción para la determinación de flujo sónico de una fase este autor recomendó una relación de presiones de 0.588.

Gilbert hace notar que su correlación es muy sensible a los cambios en el diámetro del orificio. Así para los estranguladores de 1/128 pg, las variaciones en los gastos calculados son del orden del 5 al 20%. También menciona que para relaciones gas-aceite bajas (10 pie<sup>3</sup>/bl) se requiere efectuar las mediciones correctamente de lo contrario los resultados divergen significativamente.

Gilbert analizó el problema de 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 (b). Para el problema de flujo a través de estranguladores derivó una expresión.

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 con su ecuación será muy pequeño para las condiciones dadas.

Como una solución aproximada a su ecuación, el autor desarrolló el nomograma mostrado en la Figura 3.1, esta figura está dividida en dos gráficas, la primera que muestra el comportamiento de un estrangulador de 10/64 pg 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.

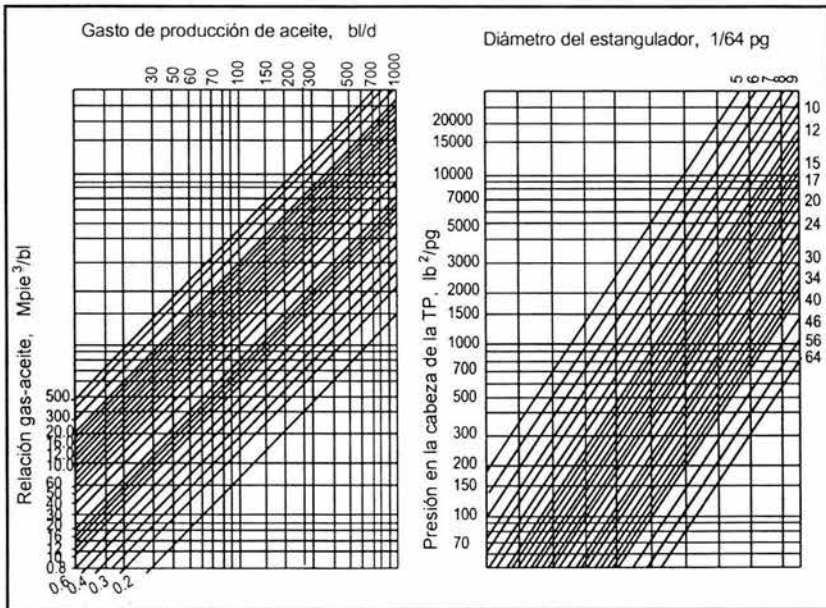


Figura 3.1 Gráficas del comportamiento del estrangulador según Gilbert.

De los resultados, Gilbert graficó la variación de la producción debida al cambio de las otras variables, las cuales resultaron en las siguientes tres gráficas. La Figura 3.2a muestra el comportamiento de la relación gas-líquido para un estrangulador de 10/64 pg de diámetro con datos en los ejes "x" e "y" la presión en la tubería de producción (TP) y la producción de aceite respectivamente. En la Figura 3.2b se muestra la variación de la producción contra el tamaño de estrangulador y la variable es la relación gas-líquido. En la Figura 3.2c se muestra el comportamiento de la producción contra la variación de la presión en la TP, teniendo como variable la relación gas-líquido y el tamaño del estrangulador.

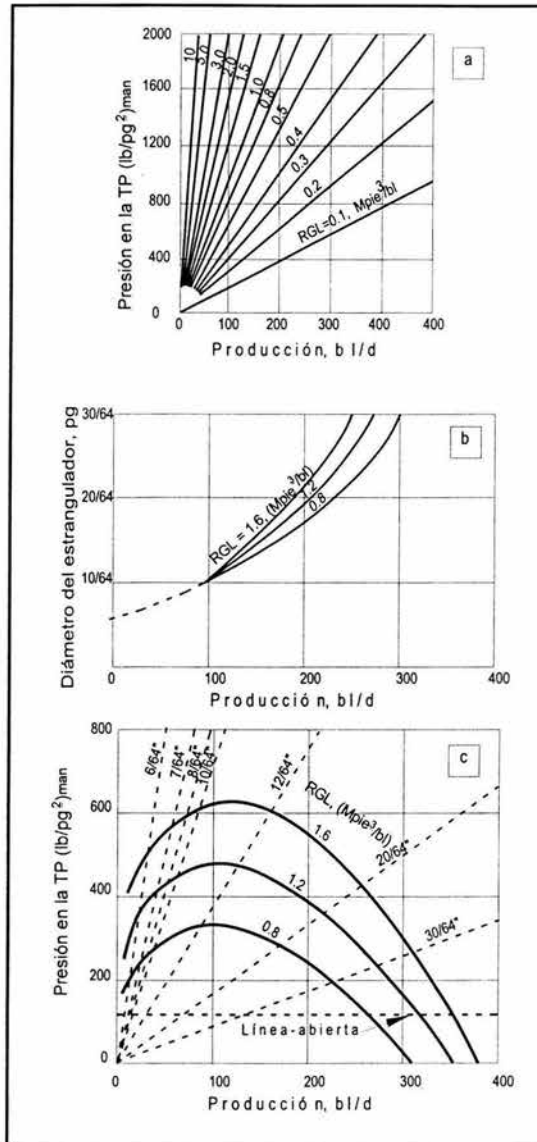


Figura 3.2 Gráficas obtenidas por Gilbert.

A pesar de que esta correlación es muy simple y que fue prácticamente la primera que se desarrolló, ha probado ser una de las ecuaciones que proporcionan mejores resultados al aplicarse a datos de campo.

---

**ROS<sup>10</sup>.**

Ros extendió el trabajo de Tangren asumiendo que la fase líquida está homogéneamente dispersa como gotas en una fase continua de gas. Él mostró que las caídas de presión aceleracional dominan completamente el comportamiento del estrangulador. En el desarrollo de su ecuación teórica consideró:

- Balance de materia.
- Gasto de masa.
- Expansión politrópica del gas.
- La relación gas libre-líquido.
- Efectos de separación de fases despreciables.

Beggs y Brill<sup>11</sup> analizaron la ecuación de Ros y la presentaron de la siguiente manera:

$$p = \frac{17.40R^{0.5}q}{d^{2.0}} \quad \text{III.2}$$

Ros que sentó las bases teóricas del mecanismo de flujo crítico multifásico a través de estranguladores, orientó su trabajo al flujo de mezclas con altas relaciones gas-aceite, en las que el gas fue la fase continua. En su desarrollo obtiene una expresión similar a la de Gilbert, pero con coeficientes diferentes calculando resultados razonables. En su caso recomienda, para alcanzar flujo crítico una relación de 0.544 o menor entre las presiones después y antes del estrangulador.

**ACHONG<sup>11</sup>, BAXENDELL<sup>12</sup> Y PILEHVARI<sup>11</sup>.**

Achong derivó una correlación similar a la de Gilbert, estableció una expresión que validó comparando sus resultados con datos obtenidos de campos del Lago Maracaibo en Venezuela, su correlación también fue presentada en forma de nomograma.

Similares correlaciones fueron desarrolladas por Baxendell y Pilehvari. Baxendell actualizó la ecuación de Gilbert, modificando los coeficientes empíricos, mientras los trabajos de Pilehvari fueron realizados con datos para flujo crítico y subcrítico con mezclas de aire-agua usando estranguladores convencionales, él obtuvo datos en la transición entre ambos tipos de flujo para un amplio rango de colgamientos de líquido.

### POETTMANN Y BECK<sup>11</sup>.

Basados en el trabajo de Ros de flujo simultáneo de aceite y gas a través de restricciones, Poettmann y Beck concluyeron que la presentación que hizo Ros no era muy accesible para el personal que labora en los campos petroleros, por lo que rescribieron dicha ecuación en unidades de campo, propusieron una solución gráfica y generaron una familia de curvas. Las gráficas correlacionan la relación gas-líquido, presión de tubería de producción, tamaño de estrangulador y gasto.

Las tres gráficas fueron creadas de acuerdo a la densidad del aceite con la siguiente división:

1.- Carta 20° API para aceite entre 15 y 24° API. ( $\gamma_o=0.9659-0.91$ )

2.- Carta 30° API para aceite entre 25 y 34° API. ( $\gamma_o=0.9042-0.855$ )

3.- Carta 40° API para aceite de 35° API y aceites más ligeros. ( $\gamma_o=0.8498$ )

Ninguna de estas cartas toma en cuenta el flujo de agua, por lo que la presencia de agua invalida los resultados.

Las graficas pueden ser representadas por la ecuación que proponen Poettmann y Beck.

$$q = \frac{88992Ac}{5.61\rho_l^o + 0.0765\gamma_{\kappa} RGO} \sqrt{\frac{9273.6p_1}{V_1(1+1.5m_1)}} \left[ \frac{0.4513\sqrt{0.4513(R_1^1 + 0.766)}}{R_1^1 + 0.5663} \right] \quad \text{III.3}$$



donde

$$R_1^1 = \frac{0.00504 T_1 z_1 ((RGO)^o - (R_s)_1)}{P_1 B_o}$$

$$m_1 = \frac{1}{1 + R_1^1 \frac{\rho_g^1}{\rho_l^1}}$$

$$V_l = \frac{m_1}{\rho_l}$$

### OMAÑA<sup>13</sup>.

Omaña estudió el flujo multifásico de gas y líquido en sistemas de agua-gas a través de estranguladores de diámetro pequeño en una posición vertical con un estrangulador del tipo variable.

Para poder observar los patrones de flujo y movimiento de los fluidos se colocaron niples transparentes antes y después del ensamble del estrangulador pudiendo fotografiar los patrones de flujo resultantes; niebla, burbuja y bache. La totalidad de rango de flujos fue tomada en cuenta en la correlación final por lo que no se hicieron intentos por establecer una correlación para cada patrón de flujo.

Los alcances del trabajo experimental se basaron en cuatro parámetros estudiados por el autor.

- 1.- Variación de las presiones corriente arriba y abajo (400 a 1000 (lb/pg<sup>2</sup>)<sub>man</sub> corriente arriba y 300 a 900 (lb/pg<sup>2</sup>)<sub>man</sub> corriente abajo)
- 2.- Diámetro del estrangulador (4/64, 6/64, 8/64, 10/64 y 14/64 pg)
- 3.- Gasto de gas (0 a 7 MMpie<sup>3</sup>/d)
- 4.- Gasto de líquido (0 a 800 bl/d)

Estadísticamente con el número de pruebas desarrolladas en este estudio (47 pruebas) no fueron suficientes para producir una correlación de tipo general, sin embargo, la correlación es capaz de evaluar flujo de agua-gas a través de estranguladores de tamaño pequeño.

Para los experimentos, todos los líquidos y gases probados fueron "corridos" para determinar la cantidad máxima de fluido que podría viajar a través del estrangulador a una presión dada. Al mismo tiempo, las presiones corriente arriba y corriente abajo del estrangulador además de la temperatura fueron registradas.

Con un gasto de líquido producido constante, el gas fue introducido en el sistema a un gasto calculado para dar una cierta relación gas-líquido. El proceso fue repetido con diferentes gastos siempre manteniendo la relación gas-líquido.

Como ya se mencionó los fluidos usados fueron gas y agua, donde las propiedades físicas del agua fueron: densidad relativa 1.01, tensión superficial 66.0 dinas/cm, y una viscosidad 1.01 cp a 80 °F. La composición y propiedades del gas natural son dadas en la Tabla 3.2.

Componente	Por ciento mol
Helio	0.0
Nitrógeno	0.05
Dióxido de carbono	0.46
Ácido sulfhídrico	0.02
Metano	92.98
Etano	4.14
Propano	1.30
i-butano	0.41
n-butano	0.31
Pentano	0.24
Hexano	0.60
Heptano +	0.01
Densidad relativa	0.6111
Viscosidad @ 80°F	0.012 cp

Tabla 3.2 Composición y propiedades del gas.<sup>13</sup>

Después de que las pruebas fueron concluidas, los estranguladores fueron calibrados por tamaño con los resultados mostrados en la Tabla 3.3.

Tamaño de estrangulador nominal ( pg)	Desviación del tamaño nominal ( pg)
4/64	- 0.0025
6/64	- 0.0012
8/64	+ 0.0008
10/64	+ 0.0007
12/64	- 0.0076
14/64	- 0.0065

Tabla 3.3 Tamaño de estrangulador calibrado después de la prueba.<sup>13</sup>

Algunos estranguladores fueron encontrados ligeramente bajodimensionados comparados con el tamaño nominal y estas correcciones fueron tomadas en cuenta para la correlación final.

*Efecto de colgamiento:* el efecto de colgamiento fue considerado pero no pudo ser ajustado usando las correlaciones disponibles en la literatura para flujo multifásico vertical y horizontal en tuberías, entonces el efecto de colgamiento no fue incorporado en la correlación propuesta por diversas razones, pero principalmente de debió a que usando diversos métodos de flujo multifásico resultaron contradictorios entre sí (Ros y Eaton) y en otros casos excedían el rango los parámetros para su cálculo (Hagedorn y Brown).

La correlación de Omaña fue obtenida aplicando análisis de regresión múltiple de parámetros adimensionales de datos experimentales de flujo crítico cuidadosamente controlados.

Para obtener la *correlación final*, algunos grupos adimensionales fueron eliminados durante el desarrollo y el grupo  $Q_d=1/(1+RGL)$  fue adicionado. Por lo que  $N_{qL}$  fue correlacionada con  $N_d$ ,  $N_p$ ,  $N_{p1}$  y  $Q_d$ , obteniendo la siguiente expresión:

$$N_{qL} = 0.263 N_p^{-3.49} N_{p1}^{3.19} Q_d^{0.657} N_d^{1.8} \quad \text{III.4}$$

En el procedimiento se requiere del cálculo de cuatro cantidades adimensionales (grupos gobernantes),  $N_{p1}$ ,  $N_p$ ,  $Q_d$ , y  $N_d$ . Estos grupos son usados para calcular el número adimensional de flujo dependiente,  $N_{qL}$ , el cual es subsecuentemente usado para estimar el gasto.

$$N_d = d \left( \frac{\rho_L g}{\sigma} \right)^{0.5} = 120.872 d \left( \frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.5} \quad \text{III.5}$$

$$N_{vL} = v_{sL} \left( \frac{\rho_L}{g\sigma} \right)^{0.25} = 1.938 v_{sL} \left( \frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.25} \quad \text{III.6}$$

$$N_{vg} = v_{sg} \left( \frac{\rho_L}{g\sigma} \right)^{0.25} = 1.938 v_{sg} \left( \frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.25} \quad \text{III.7}$$

$$R = \frac{N_{vg}}{N_{vL}} \quad \text{III.8}$$

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

$$N_L = \mu_L \left( \frac{g}{\rho_L \sigma^3} \right)^{0.25} = 0.15726 \mu_L \left( \frac{1}{\rho_L \sigma^3} \right)^{0.25} \quad \text{III.9}$$

$$N_p = \frac{\rho_g}{\rho_L} \quad \text{III.10}$$

$$N_{p1} = p_1 \left( \frac{1}{\rho_L g \sigma} \right)^{0.5} = 1.74 \times 10^{-2} \frac{1}{[\rho_L \sigma]^{0.5}} \quad \text{III.11}$$

$$N_{qL} = q_L \left( \frac{\rho_L^5 g^3}{\sigma^5} \right)^{0.25} = 1.84 q_L \left( \frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{1.25} \quad \text{III.12}$$

Omaña tomó arbitrariamente el flujo crítico cuando la relación de presiones corriente arriba y abajo es menor que 0.546 y cuando la velocidad superficial de gas excede la velocidad superficial del líquido.

La correlación derivada es para datos en la región de flujo crítico como indica la relación  $p_2/p_1$ . Sin embargo, se observa que, cuando la relación volumétrica gas-líquido ( $R$ ) fue igual o menor que uno, desviaciones mayores de 10% fueron observadas en los datos calculados a pesar del valor de  $p_2/p_1$ . Los datos para  $R \leq 1.0$  y  $p_2/p_1 < 0.546$  fueron agrupados con los datos de flujo subcrítico, pero para  $p_2/p_1 > 0.546$  ninguna correlación fue obtenida con cualquiera de los parámetros en la ecuación III.4 o usando  $p_2/p_1$  como variable dependiente.

El efecto de la viscosidad no es incluido en la correlación porque el número de la viscosidad no se correlaciona con otros grupos independientes y porque el número de Reynolds promedio [ $N_{Re} = 3 \times 10^5$ ] de datos experimentales se encuentra en la región turbulenta.

Omaña presentó los resultados de producción como un número adimensional,  $N_{qL}$  vs. la función correlación, esto se muestra en la Figura 3.3.

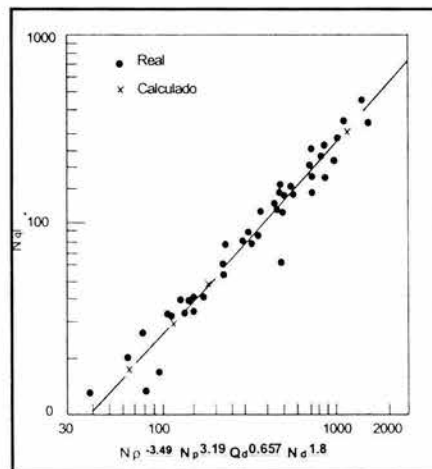


Figura 3.3 Producción adimensional vs. Función correlación.

Los errores fueron inicialmente calculados utilizando todos los datos, pero posteriormente los datos identificados como flujo subcrítico y los valores correspondientes a  $R < 1.0$  fueron excluidos, con lo que se logró un error promedio de  $-1.11\%$  con una desviación estándar de  $\pm 15.3$ .

Finalmente se hace notar que esta correlación fue desarrollada para condiciones de flujo crítico donde  $p_2/p_1$  debe ser menor a  $0.546$  y la relación volumétrica gas-líquido  $R$  debe ser mayor que  $1.0$ .

Esta correlación puede ser usada en el dimensionamiento de estranguladores superficiales, aunque, los datos fueron tomados de un ensamble vertical por lo que también se puede diseñar estranguladores de fondo

#### **ASHFORD<sup>14</sup>.**

El desarrollo de Ashford siguió la presentación original de Ros y derivó en un coeficiente de descarga de orificio promedio, en la correlación se plantea un modelo para dos fases en flujo crítico, en donde se asume las condiciones y los límites entre flujo crítico y subcrítico que definió Tangren. Entre las consideraciones más significativas se encuentra la expansión politrópica del gas

Ashford parte básicamente de que la derivación de cualquier relación de orificio es dependiente sobre dos principales criterios. Primero, una expresión debe ser escrita relacionando el volumen específico de fluido fluyendo y la velocidad del gasto másico. Segundo, una ecuación independiente debe ser escrita incorporando el comportamiento de la fase gaseosa de la mezcla con respecto a la presión. Las estipulaciones anteriores son encontradas en las siguientes relaciones.

El balance de energía alrededor de un fluido fluyendo a través de un orificio puede ser escrita como:

$$144 \int_{p_1}^{p_2} u_f dp + \int_{v_1}^{v_2} \frac{v}{g_c} dv = 0 \quad \text{III.13}$$

La ecuación de expansión politrópica relaciona el volumen específico de gas ( $v_f - v_i$ ), a la presión de confinamiento "p", a la constante de expansión politrópica "b", y a la relación de calor específico a presión constante con respecto al calor específico a volumen constante "n", es decir:

$$p(V_f - V_i)^n = b \quad \text{III.14}$$

Una expresión para la velocidad de orificio,  $v_2$ , es desarrollada a partir de las ecuaciones III.13 y III.14, y la relación resultante para el gasto másico a través del estrangulador es:

$$q_m = C_D A_c \frac{v_2}{V_{f2}} \quad \text{III.15}$$

donde  $C_D$  es el coeficiente de descarga del orificio y el subíndice 2 denota condiciones corriente abajo de la garganta.

Para flujo crítico, la relación de presión crítica  $\varepsilon_c$ , es definida como la relación de la presión corriente arriba a la presión corriente abajo del estrangulador tal que ocurre cuando:

$$\varepsilon = \varepsilon_c; \quad \frac{dq_m}{d\varepsilon} = 0; \quad \text{III.16}$$

$$\varepsilon_c = p_2/p_1 = \text{relación de presión crítica}$$

La siguiente condición para la solución de las ecuaciones III.13 y III.15 para flujo es

$$\varepsilon_c \left[ (n+1) + R(p,T) \varepsilon_c^{-\frac{1}{n}} \frac{(n^2+n)}{2(n-1)} \right] = \frac{R(p,T)n}{n-1} \quad \text{III.17}$$

Esta ecuación es aplicable a aquellos casos de una fase gaseosa con

$$\varepsilon_c = \left( \frac{2}{n+1} \right)^{\frac{n}{n-1}} \quad \text{III.18}$$

Con el propósito de simplificar y facilitar la solución del balance de energía Ros reportó que valores de  $n$  y  $\varepsilon$ , los cuales pueden ser tomados aproximadamente como 1.04 y 0.544 respectivamente.

Los errores inherentes creados al incorporar los valores sugeridos por Ros pueden ser absorbidos en las correlaciones del coeficiente de descarga. La expresión apropiada para la relación de gas libre-líquido  $R(p,T)$ , en la ecuación III.17 es dada por

$$R(p,T) = \frac{p_{sc} T_1 z_1}{p_1 T_{sc}} (R - R_s) \frac{1}{5.615} \quad \text{III.19}$$

y la ecuación que relaciona el gasto total de fluido al gasto másico es

$$\frac{q_m}{q_{TF}} = \frac{\rho_o + \frac{R\rho_g}{5.615} + WOR\rho_w}{B_o + \frac{(R-R_s)T_1 z_1 p_{sc}}{5.615 T_{sc} p_1} + WOR} \quad \text{III.20}$$

Para obtener una expresión para el gasto de aceite como una función del gasto total (aceite, gas y agua), cada gasto es expresado en términos del gasto del aceite:

$$q_{TF} = q_o \left[ B_o + (R - R_s) \frac{T_1 z_1}{p_1} \frac{1}{198.6} + WOR \right] \frac{5.615}{86400} \quad \text{III.21}$$

y la ecuación para flujo multifásico, con las unidades de campo incorporadas, se convierte en

$$q_o = 1.53 \frac{C_D D_c^2 p_2}{(B_o + WOR)^{1/2}} \times \frac{\left\{ [T_1 z_1 (R - R_s) + 151 p_1] \gamma_o + 0.000217 \gamma_g R_s + WOR \gamma_w \right\}^{3/2}}{\left[ T_1 z_1 (R - R_s) + 111 p_1 \right] \gamma_o + 0.000217 \gamma_g R + WOR \gamma_w} \quad \dots \text{III.22}$$



Las no idealidades asociadas con la ecuación III.22 y el uso de la relación de presión crítica, son absorbidas entonces por  $C_D$ . El coeficiente de descarga puede ser calculado para cualquier combinación de fluidos. Los valores resultantes pueden ser correlacionados con el tamaño del estrangulador para subsecuentes cálculos involucrando el mismo fluido o fluidos con las propiedades deseadas. Los resultados de Ashford muestran que  $C_D$  es cercano a 1 con lo que el autor justifica la teoría usada en el desarrollo de la relación.

El coeficiente de descarga se puede definir para un campo productor de aceite en particular, por lo que la ecuación puede ser usada en una forma convencional para evaluar 1) gastos a partir de cambios en el tamaño del estrangulador; 2) presión en la cabeza debido a cambios en el tamaño del estrangulador; 3) dimensionamiento del estrangulador necesario para alcanzar una presión en la cabeza dada para un gasto de líquido conocido.

Una estimación de la capacidad crítica del orificio se presenta en el apéndice A (Figura A.3) El gasto de aceite en el orificio,  $q_o$ , es presentado contra la presión corriente arriba,  $p_1$ . Los datos de las RGO's producidas y propiedades de fluido se anotan para cada figura. Las figuras son para un 16/64 pg de tamaño de estrangulador y un coeficiente de descarga de orificio igual a la unidad. Para calcular el gasto de aceite a la descarga del orificio para otros diámetros y coeficientes de descarga, el gasto de aceite obtenido por la figura debe ser multiplicado por

$$C_D \left( \frac{d}{16} \right)^2$$

donde  $C_D$  y  $d$  son los coeficientes de descarga actual y el diámetro del orificio respectivamente. Si  $C_D$  es desconocido un valor de  $C_D = 1$  podría dar razonables estimaciones.

Posteriormente Gould T. L. comentó sobre el trabajo de Ashford denotando que debe ser más riguroso el cálculo de la relación de presión crítica que ha sido definido para flujo multifásico a través de una estrangulador donde el gas se expande politrópicamente, además, cuando la relación gas-líquido disminuye también disminuye la relación de presión crítica, así lo menciona Fortunati.<sup>5</sup> La siguiente discusión ayuda a clarificar el punto.

La relación de presión crítica a través de un estrangulador podría disminuir con la disminución de la fracción del volumen de gas. Wallis<sup>7</sup> muestra que la velocidad sónica de una mezcla homogénea podría pasar a través de un mínimo a una fracción de gas de 0.5, como puede concluirse de la siguiente ecuación:

$$VS = \beta \rho_g + (1 - \beta) \rho_l \left( \frac{\beta}{\rho_g VS_g^2} + \frac{1 - \beta}{\rho_l VS_l^2} \right)$$

VS = velocidad sónica

$\beta$  = fracción volumétrica del gas

$\rho$  = densidad

Además de medir gastos y presiones, algunos trabajos involucran el límite entre flujo crítico y subcrítico como una función de la relación de gas-líquido y propiedades de fluido. Por lo que este límite debe ser determinado antes de que las correlaciones de flujo subcrítico sean desarrolladas.

La ecuación III.15 implica que la relación de presión crítica se aproxima a cero conforme la relación gas-líquido se aproxima a cero. Este resultado es por supuesto ilógico, pero es directamente resultado de las suposiciones usadas para desarrollar la ecuación y únicamente enfatiza la necesidad para determinar de forma experimental los límites de la relación de presión crítica.

## SURBEY Y COLS<sup>15</sup>.

Surbey y su equipo desarrollaron una correlación para predecir el comportamiento de válvulas de orificio múltiple (MOV), los datos experimentales fueron colectados para sistemas aire-agua a alta presión con el uso de un estrangulador modelo M2 Willis MOV de 2  $\mu\text{g}$  de diámetro. La relación propuesta está basada en la velocidad sónica de la mezcla y en el trabajo se buscó la transición entre flujo subcrítico a flujo crítico.

Para la predicción de la transición entre flujo crítico y subcrítico para MOV, dos dificultades experimentales fueron evidentes. Primero, la medición de  $p_2$  fue difícil debido a las peculiaridades en el diseño del estrangulador, así que la presión corriente abajo fue medida únicamente para flujo completamente desarrollado. La segunda dificultad se debió a la forma de la abertura, ya que no puede ser definida como un agujero circular creando la dificultad de definir un diámetro equivalente.

El experimento se inició con una presión muy baja corriente abajo (tal que se obtuvieran datos de flujo crítico) para dar lugar entonces a pequeños incrementos de la presión corriente abajo, observando el punto en el cual los cambios de presión corriente arriba pudieran ser identificados, con lo que se definió entonces un punto de transición de flujo. Desafortunadamente, un intento para disminuir el gasto al incrementar la presión de separación (presión corriente abajo), resultó en una disminución en la presión de compresión y su correspondiente disminución en la presión de descarga. Debido a este efecto de dependencia sobre el comportamiento del compresor, la transición no podía ser identificada. Además la relación gas-líquido no podía permanecer constante por los cambios de presión corriente abajo, así la transición es también función de la relación gas-líquido, por lo que la identificación directa de la transición fue extremadamente difícil, lo que resultó en una identificación indirecta del flujo crítico.

En referencia al diámetro que es necesario para calcular el tamaño del orificio se propuso un diámetro equivalente

$$d_e = \sqrt{\frac{4A_c}{\pi}} \quad \text{III.23}$$

esta definición es requerida porque el área de flujo del estrangulador es irregular.

La relación de las variables que intervienen en el fenómeno se da entonces por:

$$p_1 = \frac{A(RGL)^B q_L^{D'}}{A_c^C} \quad \text{III.24}$$

donde:

$$A = 0.2797; B = 0.3955; C = 0.4664; D' = 0.5917$$

sin embargo, esta correlación en el proceso se convierte restrictiva y no es aplicable a estranguladores convencionales.

Se observó que la presión de transición puede ser calculada usando la ecuación siguiente, siempre que la velocidad en el estrangulador sea igual a la velocidad sónica del gas.

$$p_{tr} = 0.25p_1 + 0.75p_2 \quad \text{III.25}$$

La velocidad sónica a esta presión es la misma que la velocidad crítica, entonces este valor de presión fue usado para calcular las propiedades físicas en el estrangulador para flujo de una y dos fases.

En el flujo de líquido a través de un estrangulador, la velocidad de flujo incrementa debido a la reducción en el área de sección transversal, es decir, el incremento en la energía cinética es compensado por un decremento en la energía de presión, así el gasto incrementa y la presión disminuye aun más.

Cuando la presión alcanza la presión de vapor del líquido, este empieza a vaporizarse. A una temperatura dada la presión no puede disminuir más hasta que todo el líquido se evapore y las pérdidas de presión por fricción son insuficientes para evaporar todo el líquido. El líquido podría enfriarse, pero la reducción en calor sensible también podría ser insuficiente. Por lo tanto, termodinámicamente no es posible reducir la presión aun más. Como un resultado, la velocidad máxima del líquido a través del estrangulador es la velocidad que podría producir una presión en la restricción del estrangulador igual a la presión de vapor del líquido. Considérese entonces que la velocidad es una función de la presión corriente arriba, la geometría del estrangulador y las propiedades físicas del fluido.

Para calcular la velocidad crítica, se necesita conocer la presión mínima en la garganta. Este valor podría variar dependiendo de la geometría del estrangulador. Para diseños simples de estrangulador, esta presión puede ser determinada calculando las pérdidas de presión por contracción e incrementos relativos en la energía cinética usando el área de sección transversal de la restricción y la tubería. Para estranguladores MOV el cálculo de la caída de presión es más complejo, para este tipo de estranguladores un modelo matemático simple fue desarrollado y los resultados fueron sustentados por un cuidadoso estudio de modelos físicos.

Así dos diferentes mecanismos gobiernan el flujo crítico de gas y líquido, esto es necesario de acoplar para calcular el flujo crítico de dos fases.

$$V_{TP}^* = \left[ (\rho_L \Omega_L + \rho_g \Omega_g) \left( \frac{\Omega_L}{\rho_L v_L^*} + \frac{\Omega_g}{\rho_g v_g^*} \right) \right]^{-1/2} \quad \text{III.26}$$

La ecuación III.26 desarrollada por Wallis<sup>7</sup> para calcular la velocidad crítica. Se decidió reemplazar la velocidad sónica del líquido con la velocidad de estrangulamiento del líquido en la ecuación de Wallis, y recalcular la velocidad crítica para flujo de dos fases. La exactitud de esta nueva correlación fue evaluada por comparar la velocidad crítica con datos experimentales colectados por Pilehvari.

Para un líquido multicomponente, una curva de presión de vapor simple no puede ser fácilmente definida. Si el equilibrio vapor-líquido existe al final de la corriente arriba del estrangulador, las composiciones de líquido y gas pueden ser calculadas conociendo la presión, temperatura y la composición total. Un programa de cálculo flash convencional puede ser usado para calcular estas composiciones individuales.

Por lo tanto una aproximación generalizada fue propuesta para predecir la velocidad crítica para flujo de dos fases modificando la ecuación de Wallis. La modificación involucra la sustitución de la velocidad sónica del líquido con la verdadera velocidad de estrangulamiento. Conociendo la geometría de cualquier estrangulador de cabeza convencional y la relación caída de presión-gasto en la región subcrítica, la transición entre flujo crítico y subcrítico puede ser calculada. De esta manera la correlación es aplicable para cualquier estrangulador convencional así como MOV.

### ABDUL-MAJEED<sup>16</sup>.

Diversos arreglos de las variables independientes que intervienen en el flujo multifásico a través de estranguladores, fueron probados por Abdul-Majeed con análisis de regresión para encontrar una correlación que mejorará los datos medidos para  $d \geq 30/64$  pg, como resultado se obtuvo una correlación empírica. Abdul-Majeed basado en resultados estadísticos concluyó que su correlación claramente se comporta de acuerdo a las correlaciones existentes a la fecha de su publicación en esta categoría de datos.

Los objetivos de su estudio fueron:

1.- Indicar la exactitud de las correlaciones de flujo crítico. Las correlaciones analizadas fueron Gilbert, Ros, Baxendell, Achong, Poettmann y Beck, Omaña, Ashford y Hazim-Ghassan, esta última que se expresa de la siguiente manera.

$$q = 0.033567 P_1^{0.8756} D^{1.795} RGL^{-0.2693} API^{-0.43957} \quad \text{III.27}$$

2.- Modificar las correlaciones existentes si es necesario o desarrollar una nueva correlación que mejore los datos de producción medidos.

Las correlaciones analizadas por Abdul-Majeed requieren valores de propiedades físicas de los fluidos, por lo que las siguientes correlaciones pVT fueron empleadas en su investigación para estimar las propiedades:

Factor de volumen del aceite	:	Vazquez
Compresibilidad del Gas	:	Hall-Yarborough
Relación de solubilidad	:	Lasater
Tensión Superficial gas- aceite	:	Baker-Swerdloff

Estas propiedades fueron evaluadas en los rangos de la Tabla 3.4.

Variable	Mínimo	Máximo	Unidades
Gasto de líquido producido	10.5	4728	bl/d
Tamaño de estrangulador	4	40	1/64 pg
Presión corriente arriba	100	4374	(lb/pg <sup>2</sup> ) <sub>abs</sub>
Relación gas-líquido producido	102	18594	pie <sup>3</sup> /bl
Grados API del aceite	17	56.3	API
Temperatura corriente arriba	60	120	°F
Densidad relativa del gas	0.6111	1.0	-

**Tabla 3.4 Descripción de los datos usados por Abdul-Majeed.<sup>16</sup>**

En este estudio se usó el porcentaje de error promedio absoluto (AAPE), el porcentaje de error promedio (APE) y la desviación estándar (SD) como parámetros estadísticos que definen la exactitud de los valores calculados por las correlaciones. A partir de estos datos el investigador concluyó que la mayoría de las correlaciones producen insatisfactorios resultados (altos valores de AAPE y SD). Sin embargo, algunas correlaciones se comportan mejor al ser comparadas con otras dentro de un determinado rango de datos.

De esta manera no se encontraron correlaciones que fueran exactas para datos con  $d \geq 30/64$  pg, por lo que el análisis de regresión múltiple fue aplicado a las variables más importantes, resultando en:

$$q = C_1 C_2 API^{0.31} RGL^{-0.52} \quad \text{III.28}$$

donde

$$C_1 = 19 + 1.53d + 0.83d^2$$

$$C_2 = -1.8059 + 0.033755p_1 - 8.657 \times 10^{-6} p_1^2 \quad \text{III.29}$$

Abdul-Majeed estudió algunos efectos como el de viscosidad y colgamiento de líquido, ellos se explican a continuación.

*Efecto de la viscosidad:* La correlación de Beggs-Robinson fue usada para estimar la viscosidad del aceite y el número de viscosidad del líquido ( $N_L$ ) fue adicionado en los grupos adimensionales previos. Los resultados finales muestran que cuando  $N_L$  es incorporada, los grupos adimensionales no correlacionan satisfactoriamente, esto indica que el gasto de producción esta íntimamente relacionado a la viscosidad del aceite.

*Efecto de colgamiento de líquido:* El colgamiento no fue considerado en la correlación de Omaña, así que se espera que los resultados varíen de la misma forma, pues desarrollaron su correlación con la misma metodología de Omaña. La cuidadosa revisión de los cálculos reveló que la mayoría de los resultados incorrectos son originados de emplear rangos inadecuados de las variables de flujo los cuales exceden los rangos de las variables usadas para desarrollar las correlaciones de colgamiento. Esto sugiere el uso de una correlación de colgamiento la cual sea especialmente desarrollada para datos de flujo crítico de dos fases y esto podría ser trabajo de investigaciones futuras.



Con los resultados del análisis realizado, las correlaciones más precisas de acuerdo al tamaño de estrangulador son:

### Tamaño de

### estrangulador (1/64)

### Correlación

$$d < 6 \quad N_{qL} = 272 N_p^{-0.2357} N_p^{0.6357} Q_d^{0.61605} N_d^{1.6704} \quad \text{III.30}$$

$$6 \leq d < 10 \quad N_{qL} = 197.6 N_p^{-0.3797} N_p^{0.5916} Q_d^{0.51645} N_d^{1.7042} \quad \text{III.31}$$

$$10 \leq d < 30 \quad N_{qL} = 321.837 N_p^{-0.07955} N_p^{0.37395} Q_d^{0.5928} N_d^{2.0072} \quad \text{III.32}$$

$$d \geq 30 \quad q = C_1 C_2 API^{0.31} RGL^{-0.52} \quad \text{III.33}$$

Estas ecuaciones son modificaciones realizadas a la ecuación de Omaña<sup>13</sup> y son particularmente aplicables a ciertos rangos de tamaño de estrangulador por lo que es recomendable revisar la teoría expuesta por Omaña<sup>13</sup>.

### OSMAN<sup>17</sup>.

Correlaciones para sistemas de gas y condensado no habían estado disponibles previo a esta publicación. Esta correlación puede ayudar al ingeniero de producción a dimensionar estranguladores en pozos de gas y condensado para predecir el comportamiento de pozos fluyendo bajo diferentes condiciones.

Osman presenta cuatro formas de la correlación. Una forma correlaciona la presión corriente arriba del estrangulador con tres parámetros; el gasto de líquido, relación gas líquido y tamaño de estrangulador. La segunda forma usa la producción de gas en lugar del gasto de líquido. Las otras dos formas usan la caída de presión a través del estrangulador en lugar de la presión corriente arriba. Se sugiere que la correlación sea empleada con datos de caídas de presión en lugar de la presión corriente arriba del estrangulador, ya que bajo estas condiciones se comporta mejor la correlación.

Para el desarrollo de la correlación se usaron 87 datos de diferentes pozos de gas y condensado ubicados en campos petroleros del Medio Oriente. Omaña menciona que su correlación cubre un amplio rango de tamaños de estrangulador, gastos y propiedades de fluido.

La forma general de flujo crítico multifásico a través de estranguladores se escribe de la siguiente forma.

$$p = cqR^a d^{-b} \quad \text{III.34}$$

el tamaño de los estranguladores "d" esta dado en 64' avos de pulgada.

En la ecuación III.34, c es una constante y a y b son exponentes determinados de datos de campo, ahora considerando que la ecuación puede tomar las cuatro formas.

$$p_1 = cq_L RGL^a d^{-b} \quad \text{III.35a}$$

$$p_1 = cq_g RLG^a d^{-b} \quad \text{III.35b}$$

$$\Delta p = cq_L RGL^a d^{-b} \quad \text{III.35c}$$

$$\Delta p = cq_g RLG^a d^{-b} \quad \text{III.35d}$$

Posteriormente las cuatro ecuaciones fueron evaluadas usando los datos de campo y el método de mínimos cuadrados fue aplicado a las ecuaciones anteriores para encontrar los valores de la constante c, y exponentes a y b.

La Tabla 3.5 es una muestra de los datos de campo almacenados para el desarrollo de la ecuación de Osman.

Prueba	Presión en la cabeza del pozo ( $p_i$ ), (lb/pg <sup>2</sup> ) <sub>abs</sub>	Gasto de aceite ( $q_o$ ) bl/d	Gasto de agua ( $q_w$ ) bl/d	Gasto de gas ( $q_g$ ) MMpie <sup>3</sup> /d	Tamaño de estrangulador (d), 1/64 pg
1	5100	1911.2	143	17.090	38
2	4700	2690.4	0	26.710	48
3	4600	2832.1	53	29.670	48
4	4175	3406.1	194	37.780	56
5	4000	3144.3	117	33.735	56
6	4200	2902.3	84	32.080	52
7	3950	3068.3	123	33.910	56
8	3950	3068.3	123	33.910	56
9	4000	2877.5	33	35.000	54
10	4200	2786.0	52	32.635	50
11	4400	2230.1	18	26.970	46
12	4200	2597.0	32	30.570	52
13	3950	2872.0	56	34.730	56

Tabla 3.5 Datos de producción usados por Osman.<sup>17</sup>

La Tabla 3.6 muestra la composición del gas y condensado. La producción de agua es adicionada a la producción de aceite para obtener el gasto de producción de líquido del pozo.

Composición	Líquido del separador ( $x_i$ ) Por ciento mol	Gas del separador ( $y_i$ ) Por ciento mol
Nitrógeno	0.00049	0.00524
Metano	0.18939	0.83330
Dióxido de carbono	0.01938	0.03140
Etano	0.06068	0.03140
Propano	0.05207	0.02947
i-butano	0.01767	0.00539
n-butano	0.03802	0.00916
i-pentano	0.02463	0.00313
n-pentano	0.02273	0.00239
Hexano	0.02721	0.00099
Heptano +	0.54775	0.00282
	1.00000	1.00000

Tabla 3.6 Ejemplo de composición del gas y condensado usado por Osman.<sup>17</sup>

Otra forma de describir el comportamiento de los estranguladores es por medio de las ecuaciones.

$$p_1 = \frac{829.7q_L RGL^{0.4344}}{d^{1.8478}} \quad \text{III.36a}$$

$$p_1 = \frac{767.2q_g RLG^{0.5598}}{d^{1.8298}} \quad \text{III.36b}$$

y en términos de diferencial de presión.

$$\Delta p = \frac{310.01q_L RGL^{0.5919}}{d^{1.8626}} \quad \text{III.36c}$$

$$\Delta p = \frac{302q_g RLG^{0.4038}}{d^{1.8587}} \quad \text{III.36d}$$

Para eliminar la confusión acerca de cual de las cuatro ecuaciones anteriores debería de ser elegida, Osman realizó una evaluación de ellas con el uso de cinco diferentes parámetros de error.

Raíz cuadrada del error medio

$$X_1 = \left( \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n Y_i^2 \right)^{0.5}$$

Error absoluto medio

$$X_2 = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |Y_i|$$

Error medio simple

$$X_3 = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n Y_i$$

Porcentaje de error medio absoluto

$$X_4 = \frac{100}{n} \sum_{i=1}^n \left| \left( \frac{Y_i}{P_{act}} \right) \right|$$

Porcentaje de error medio

$$X_5 = \frac{100}{n} \sum_{i=1}^n \left( \frac{Y_i}{P_{act}} \right)$$

los resultados de la evaluación se muestran en la Tabla 3.7.

Ecuación	III.36a	III.36b	III.36c	III.36d
$X_1$	1072.11	1072.11	571.46	570.51
$X_2$	450.29	455.41	294.43	294.84
$X_3$	-75.40	-75.38	-15.77	-16.60
$X_4$	10.64	10.87	13.04	13.07
$X_5$	-1.74	-1.73	-1.81	-1.85

Tabla 3.7 Parámetros de error empleados por Osman.<sup>17</sup>

Se observa que la ecuación III.36c es la que mejor predice los datos de campo, mientras que la ecuación III.36d es la segunda mejor. La ecuación III.36c es recomendada para predecir la caída de presión a través del estrangulador. Con las ecuaciones III.36a y III.36b se pueden obtener similares resultados en el cálculo de la presión en la cabeza del pozo.

Las cuatro formas de la ecuación III.36 pueden ser resueltas con la ayuda de nomogramas, los cuales se muestran en la Figura 3.4.

El procedimiento para usar los nomogramas es el siguiente:

- 1.- Conecte el tamaño de estrangulador al gasto (gasto de líquido o gas) y extienda la línea hasta intersectar con la línea de referencia.
- 2.- Desde la intersección con la línea de referencia J, conecte al valor de relación líquido-gas (RLG) o relación gas-líquido (RGL). Sobre el eje de presión lea la presión corriente arriba o la caída de presión a través del estrangulador.

Conociendo tres de los cuatro parámetros (gasto, tamaño de estrangulador, relación líquido-gas (RLG) o relación gas-líquido (RGL), y la presión en la cabeza o la caída de presión) el cuarto parámetro puede ser obtenido de los nomogramas.

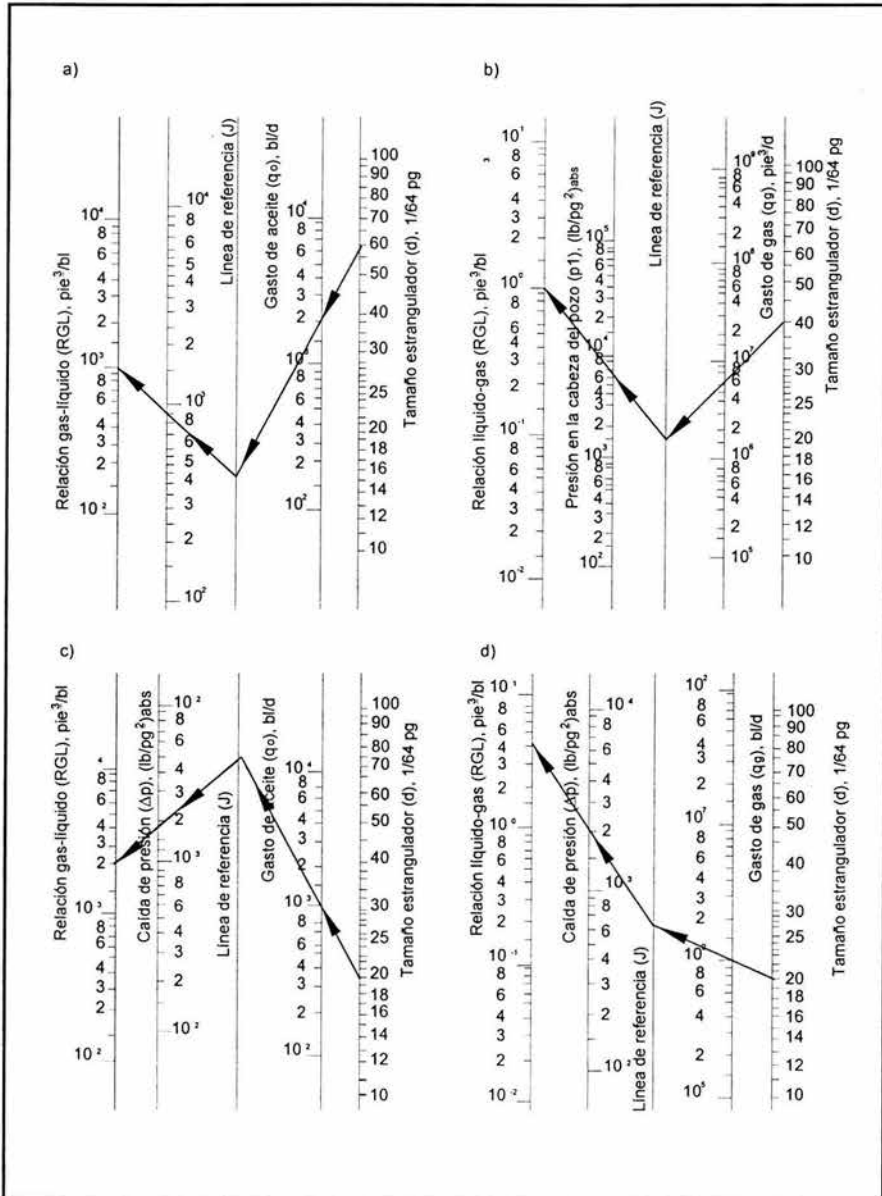


Figura 3.4 Nomogramas de la correlación de Osman.<sup>17</sup>

Las ecuaciones III.36a-III.37d y la Figura 3.4 deberán ser utilizadas únicamente dentro del rango de datos de la Tabla 3.8.

Variable	Mínimo	Máximo	Unidades
Tamaño de estrangulador	28	72	1/64 pg
Presión corriente arriba	2950	5200	(lb/pg <sup>2</sup> ) <sub>abs</sub>
Gasto de condensado	592.6	3823.3	bl/d
Gasto de agua	0	1002.6	bl/d
Gasto de gas	3.91	101.33	MMpie <sup>3</sup> /d
Temperatura en la cabeza del pozo	40	98.9	°C

Tabla 3.8 Rangos de datos usados por Osman.<sup>17</sup>

## CHACÓN<sup>11</sup>.

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

$$q_o = \frac{0.124473 p_{wh}^{0.93353613} d^{1.8474201}}{RGO^{0.43795894} API^{0.058843895}} \quad \text{III.37}$$

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

### 1) Variables involucradas:

Cantidad	Símbolo	Dimensión
Gasto	$q_o$	$L^3 T^{-1}$
Presión	$p_{wh}$	$FL^{-2}$
RGA	$R$	$L^3 L^{-3}$
Diámetro	$d$	$L$
Densidad	$\rho$	$FL^{-4} T^{-2}$

Se observa que la ecuación III.37 no considera la producción de agua, únicamente la producción de aceite y gas.

2) Análisis dimensional:

Número de cantidades = 5, número de dimensiones = 3

Número de productos adimensionales = 5-3 = 2

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

$$\Pi_2 = (p_{wh})^a (R)^b (d)^c (\rho_o)^e$$

Ecuaciones adimensionales

$$[\Pi_1] = [L^3 T^{-1}]^a [FL^{-2}]^b [L^3 T^{-3}]^c [L]^e$$

$$[\Pi_2] = [FL^{-2}]^a [L^3 L^{-3}]^b [L]^c [FL^{-4} T^2]^e$$

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 la cual esta igualada a una constante”, esto es:

$$\Phi_1(\Pi_1, \Pi_2) = \text{constante}$$

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

finalmente

$$q_o = \frac{\Phi_2(p_{wh} R d \rho_o)}{p_{wh} R d}$$

A partir de esta expresión, Chacón realizó una serie de ensayos sobre las combinaciones entre las variables en estudio, por lo que eligió el siguiente modelo.

$$q_o = C (p_{wh})^c (R)^e (d)^f (API)^g$$

Habiendo encontrado los valores numéricos que se presentan a continuación:

C=0.124476, c=0.93353613, e=-0.43795894, f=1.8474201, g=-0.05884389



Los datos probados por Chacon variaron dentro de los rangos siguientes:

Variable	Mínimo	Máximo	Unidades
Gasto de aceite, $q_o$	396	9896	bl/d
Presión en la cabeza del pozo, $p_{wh}$	264	3144	$(lb/pg^2)_{abs}$
Relación gas líquido, R	691	2801	$pie^3/bl$
Diámetro del estrangulador, d	12	56	1/64 pg
Grados API del aceite, API	18.7	45.4	API

Tabla 3.9 Rango de datos empleados Chacón.<sup>11</sup>

---

---

## **IV. MODELOS DE FLUJO MULTIFÁSICO SUBCRÍTICO A TRAVÉS DE ESTRANGULADORES.**

En el capítulo anterior se revisaron los modelos de flujo crítico, en el presente capítulo se estudian el modelo de flujo subcrítico y aquellos que hacen aportaciones a la solución conjunta para ambos tipos de flujo crítico-subcrítico.

### ***MODELO PARA FLUJO SUBCRÍTICO.***

#### **SURBEY Y COLS<sup>18</sup>.**

Existen diversos métodos que describen el flujo a través de estranguladores convencionales, los cuales no son aplicables a los diseños de válvulas de orificio múltiple (multiple orifice valve, MOV) debido a las diferencias encontradas en la geometría de los estranguladores, así es que datos del comportamiento de flujo multifásico a través de estranguladores MOV no habían estado disponibles antes de esta publicación, además pocos trabajos están disponibles sobre la región de flujo subcrítico y la mayoría de estos trabajos son específicos para la geometría del equipo probado.

Consecuentemente fueron diseñados en la universidad de Tulsa, proyectos de flujo de fluidos para determinar el comportamiento de flujo de dos fases a través de estranguladores MOV bajo condiciones de flujo subcrítico. Las pruebas fueron realizadas usando un estrangulador de cabeza MOV modelo M2 Willis con diámetro de 2 pg.

El sistema de conexiones empleado en las instalaciones permitió alcanzar una presión máxima de trabajo de  $1000 \text{ (lb/pg}^2\text{)}_{\text{man}}$  usando aire y agua como fluidos de prueba. Los rangos de los parámetros de la prueba se muestran en la Tabla 4.1.

Variable	Mínimo	Máximo	Unidades
Angulo del estrangulador	27	90	°
Gasto de líquido	450	3550	bl/d
Gasto de gas	0.40	2.50	MMpie <sup>3</sup> /d
Relación gas-líquido	140	5200	pie <sup>3</sup> /bl
Presión corriente arriba	85	950	(lb/pg <sup>2</sup> ) <sub>man</sub>
Temperatura	48	132	°F

Tabla 4.1 Rango de parámetros de la prueba de Surbey para flujo subcrítico.<sup>18</sup>

Los experimentos fueron realizados de la siguiente manera. Después de medir cada fase por separado, el aire y agua se combinaron en una conexión "T": Se procuró tener una tubería horizontal de longitud suficiente antes del estrangulador para asegurar que el flujo de las dos fases se desarrollara completamente antes de que las mediciones fueran realizadas. Posteriormente al paso de los fluidos a través del estrangulador, el aire y el agua fueron separados en un separador horizontal, para que finalmente cada fluido fuera regresado a su contenedor.

La presión fue medida corriente arriba del estrangulador además de tomar registro de la caída de presión a través del estrangulador, para ello fue necesario la instalación de transductores de presión. La temperatura de los fluidos fue medida en un punto a 10 pies corriente abajo del estrangulador. Así que en cada prueba, los parámetros medidos fueron: gastos de líquido y gas, presión corriente arriba del estrangulador, caída de presión a través del estrangulador y la temperatura fluyendo.

El equipo de Surbey realizó algunas observaciones para el análisis de los estranguladores MOV.

- Cuando el estrangulador esta parcialmente abierto, el flujo es dividido hacia los lados al tiempo que los fluidos pasan a través de la restricción, causando que las corrientes se impregnen sobre la pared de la tubería.

En la Figura 4.1 se observa que el ángulo de impacto incrementa conforme el área del estrangulador disminuye.

- Cuando el estrangulador está completamente abierto, el flujo pasa de forma recta a través de los discos del estrangulador.
- Igualmente con el estrangulador completamente abierto, las corrientes existentes en el estrangulador mantienen una forma uniforme hasta que el fluido se impacta sobre la pared de la tubería. El disco corriente abajo, por lo tanto, no afecta sobre el flujo del líquido así que no forma otra restricción.

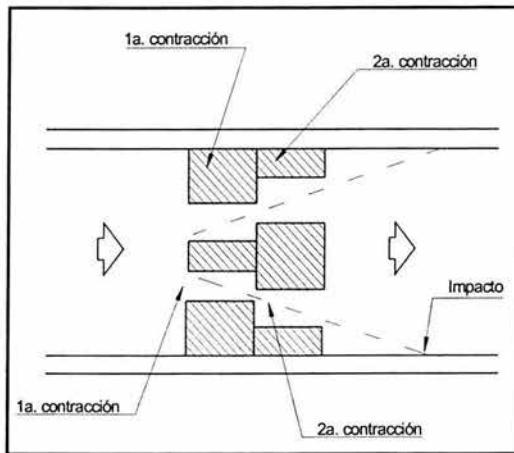


Figura 4.1 Modelo transparente del estrangulador MOV.

Considerando estas observaciones, las caídas de presión a través del estrangulador pueden ser descritas en términos de cuatro componentes.

1) *Pérdidas de energía por contracción 1*: una pérdida por contracción ocurre cuando los fluidos provenientes de la tubería ubicada corriente arriba del estrangulador entran en el agujero del primer disco. Esta pérdida puede ser calculada por:

$$\Delta p = 2 \left( \frac{1}{2} \zeta \rho_1 v_h^2 \right) \quad \text{IV.1}$$

el coeficiente  $\zeta$  puede ser calculado de la relación de área del agujero del disco con respecto al área de la tubería como se indica abajo

$$\zeta = \left( \frac{2}{m} - \frac{A_h}{A_p} - 1 \right)^2 \quad \text{IV.2}$$

donde m es la raíz de

$$\frac{1 - m(A_h / A_p)}{1 - (A_h / A_p)} = \left( \frac{m}{1.2} \right)^2 \quad \text{IV.3}$$

2) *Pérdidas de energía por contracción 2*: El flujo experimenta una segunda contracción en una restricción pequeña formada por la abertura de los dos discos. La caída de presión se calcula de igual forma que en la contracción 1 basados en la velocidad de la restricción y el valor de  $\zeta$  se calcula basado en la relación de área del estrangulador con respecto al área del agujero del disco.

3) *Pérdidas por impacto*: cantidades significantes de energía son disipadas cuando la corriente a alta velocidad se impacta sobre las paredes de la tubería. Esta pérdida por impacto se calcula con:

$$\Delta p = \frac{1}{2} \rho_1 v_c^2 \text{sen } \varpi \quad \text{IV.4}$$

donde el ángulo de impacto  $\varpi$  esta dado por

$$\varpi = \text{ang tan} \left( \frac{r + h(1 - \cos \theta)}{t} \right) \quad \text{IV.5}$$

4) *Pérdidas por expansión*: estas pérdidas ocurren corriente abajo del estrangulador cuando el fluido se expande para llenar la tubería. Estas pérdidas se calculan con:

$$\Delta p = 2 \left( \frac{1}{2} \zeta \rho_1 v_h^2 \right) \quad \text{IV.6}$$

donde el coeficiente  $\zeta$  esta dado por:

$$\zeta = \left( 1 - \frac{A_h}{A_p} \right)^2 \quad \text{IV.7}$$

El modelo de dos fases presentado por Surbey puede ser usado para calcular la caída de presión y gasto estrangulado, además se puede calcular la presión mínima en el estrangulador, lo que serviría para determinar si existe vaporización del líquido, lo que provocaría fenómenos de cavitación. La presión mínima puede ser calculada de las pérdidas de presión por contracción y aceleración en la restricción.

Los resultados obtenidos por Surbey se grafican de la siguiente manera para un tipo de estrangulador dado.

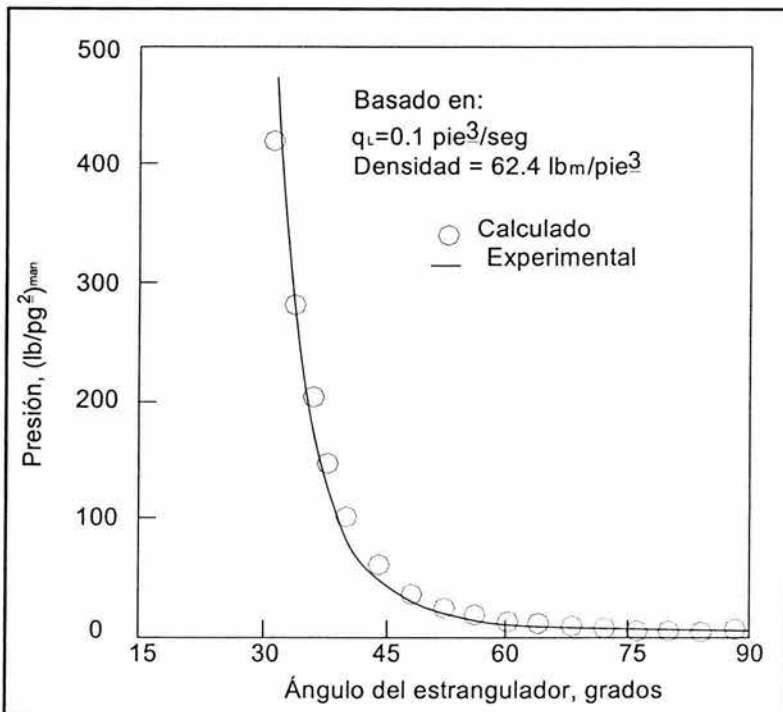


Figura 4.2 Caída de presión experimental y teórica vs. tamaño del estrangulador.

**MODELOS PARA FLUJO CRÍTICO-SUBCRÍTICO.****FORTUNATI<sup>5</sup>.**

Fortunati desarrollo una ecuación que puede determinar el gasto que pasa a través de un estrangulador, con la restricción que no exista la separación de las fases en el proceso.

Fortunati, seguido de Guzhov y Medvediev, desarrollaron ecuaciones para ambos flujos crítico y subcrítico, también presentaron una ecuación para determinar el limite entre estos regímenes. Su modelo es valido si la presión corriente abajo del estrangulador excede 1.5 atmósferas (152 kpa). El modelo relaciona la presión corriente arriba y la presión corriente abajo con una velocidad de la mezcla. Las propiedades de fluidos son calculadas a las condiciones corriente abajo del estrangulador.

La velocidad de flujo de dos fases para ambos tipos de flujo crítico y subcrítico, es dependiente de la concentración del gas "β" con respecto a la mezcla, y de la relación de presión corriente abajo-presión corriente arriba del estrangulador la cual puede ser menor a 0.225

El flujo de dos fases es caracterizado por dos funciones φ y β las cuales son definidas como sigue:

$$\varphi = \frac{F_g}{F_t} \quad \text{y} \quad \beta = \frac{q_g}{q_l + q_g} \quad \text{IV.8}$$

donde

$F_g$  = área de sección transversal del estrangulador ocupada por la fase gaseosa,  $m^2$

$F_t$  = área de sección transversal total del estrangulador,  $m^2$

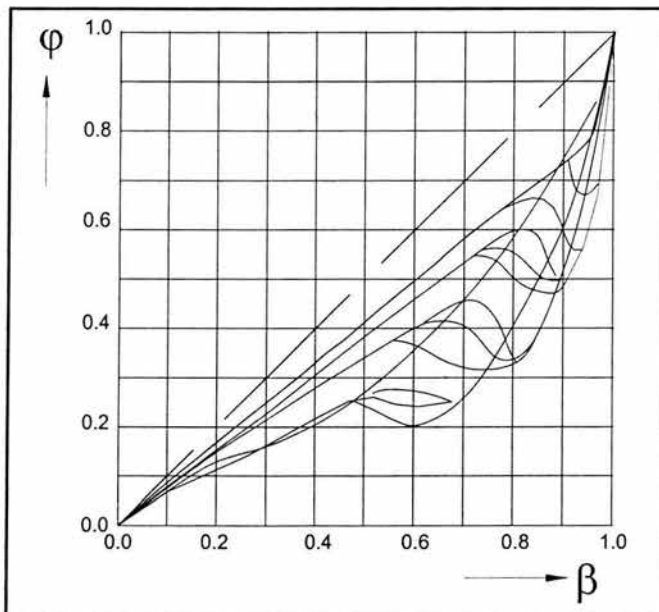
$q_g$  = gasto de gas a  $p_2$  y  $T$ ;  $q_g^o \times B_g$ ,  $m^3/\text{seg}$

$q_g^o$  = gasto de gas a condiciones estándar  $p_o$  y  $T_o$ ,  $m^3/\text{seg}$

$q_l$  = gasto de líquido;  $q_l^o B_o$  a  $p_2$  y  $T$ ;  $m^3/\text{seg}$

$q_l^o$  = gasto de líquido a condiciones estándar  $P_o$  y  $T_o$ ,  $m^3/\text{seg}$

Generalmente cuando el gas disuelto fluye con líquido (por ejemplo aceite) a través de una tubería, este tiende a separarse fuera del líquido y debido a esta condición  $\varphi$  y  $\beta$  tienen valores diferentes como lo muestra la Figura 4.3, los valores de  $\varphi$  y  $\beta$  son experimentales en este caso para flujo tapón.



Estos valores corresponden a flujo tapón y su extensión esta dada por la siguiente condición:

$$\text{Número de Froude: } Fr \geq \left(0.2 + \frac{2I}{g}\right) \frac{e^{-2.5\beta}}{1-\beta}$$

$$I = \frac{\Delta H}{\Delta x} = \text{Inclinación geométrica de la tubería.}$$

$g$ =coeficiente de resistencia hidráulico.

Los diferentes puntos experimentales en la figura corresponden a los siguientes números de Froude,

cada curva representa un conjunto de datos o punto experimental :

Punto experimental 1  $F_r=0.1$

Punto experimental 2  $F_r=0.4$

Punto experimental 3  $F_r=0.8$

Punto experimental 4  $F_r=2.0$

Punto experimental 5  $F_r=4.0$

Punto experimental 6  $F_r=8.0$

Punto experimental 1  $F_r=50.0$

**Figura 4.3 Valores de  $\varphi$  vs.  $\beta$ .**



La función que interviene en las ecuaciones describiendo el flujo de dos fases es  $\varphi$ , pero la función que puede ser fácilmente calculada es  $\beta$ . La relación entre  $\varphi$  y  $\beta$  son únicamente experimentales, entonces cuando  $\beta$  es conocida, se puede encontrar  $\varphi$  a través de cartas.

Para ver como  $\varphi$  participa en los cálculos la siguiente ecuación es reportada sin su solución ya que va mas allá del alcance de este trabajo.

$$-\frac{\delta p}{\delta x} = g \cos(\alpha) [\rho_l(1-\rho) + \rho_g \varphi] + \frac{4\tau_{ct}}{D} + \rho_l(1-\rho) \left( V_l \frac{\delta V_l}{\delta x} + \frac{\delta V_l}{\delta t} \right) + \varphi \rho_g \left( V_g \frac{\delta V_g}{\delta x} + \frac{\delta V_g}{\delta t} \right) + (V_g - V_l) \left( \frac{\delta}{\delta x} \rho_g V_g \varphi + \frac{\delta}{\delta t} \rho_g \varphi \right) \quad \text{IV.9}$$

En el caso de dos líquidos no miscibles fluyendo a través de una tubería de conducción,  $\varphi$  y  $\beta$  tienen ligeramente valores diferentes. Cuando se representa el flujo de dos fases a través de un estrangulador las investigaciones encuentran que las dos fases tienen en ese punto la misma velocidad, por ejemplo  $\varphi = \beta$ , esta condición simplifica significativamente los cálculos.

La condición anteriormente enunciada  $\varphi = \beta$  cuando una mezcla de aceite y gas esta fluyendo a través de un estrangulador es valida para:

- Velocidad mayor que 10m/seg
- Número de Froude  $Fr = \frac{V^2}{gd} > 600$

La ecuación IV.10 que se muestra adelante, es valida en el campo de flujo crítico y dá la posibilidad de conocer el gasto de aceite pasando a través del estrangulador con una área de sección transversal  $F_1$  cuando la presión en el estrangulador corriente abajo es  $p_2$ . La presión  $p_2$  es un valor fijo para el aceite que se encuentra en los tanques de la batería de almacenamiento. Si existen

líneas de recolección e instalaciones de producción debe tomarse en cuenta la caída de presión y considerarse la presión crítica del estrangulador corriente abajo.

$$p_2 = \frac{q_o^\circ}{F_t} \sqrt{(R_{si} - R_s)(\rho_o^\circ + \rho_g^\circ R_{si}) \frac{P_o z T}{T_o}} \quad \text{IV.10}$$

Para ver mejor el efecto que tiene  $p_2$  sobre el gasto de aceite cuando hay flujo crítico la ecuación IV.10 puede ser reescrita.

$$q_o^\circ = \frac{p_2 F_t}{\sqrt{(R_{si} - R_s)(\rho_o^\circ + \rho_g^\circ R_{si}) \frac{P_o z T}{T_o}}} \quad \text{IV.11}$$

Si se conserva el área de sección transversal del estrangulador, un incremento en  $p_2$  significará un incremento en el gasto de aceite pasando a través del estrangulador por dos razones que se verifican en la ecuación IV.11; por la misma  $p_2$  y debido a que  $R_s$  también se incrementa. En la Figura 4.4 se puede visualizar el efecto de  $R_s$  por la línea punteada con cuadros.

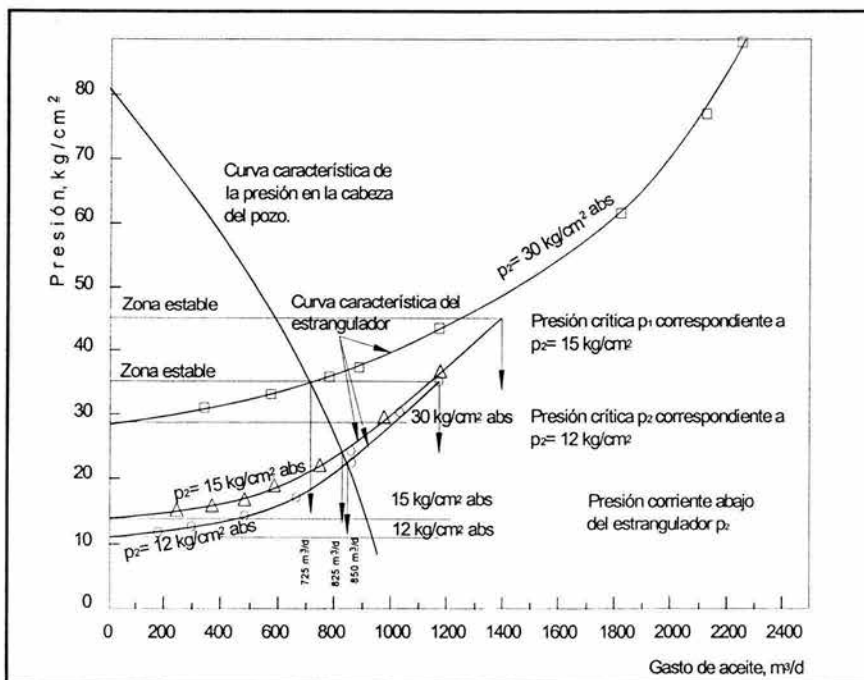


Figura 4.4 Efecto de  $R_s$  sobre el gasto del pozo.

Este comportamiento del estrangulador es verdadero solo cuando el flujo es crítico, por ejemplo si imaginamos que el estrangulador esta instalado en un yacimiento de capacidad infinita, en el cual la presión  $p_1$  o presión del estrangulador corriente arriba tiene un valor tan alto como para que permanezca siempre en flujo crítico.

Para flujo subcrítico la ecuación IV.11 ya no es valida, así que Fortunati reporta una formula general que incluye tanto los campos de flujo crítico y subcrítico.

En la Figura 4.5 se puede calcular la velocidad de la mezcla a través del estrangulador para relaciones de presión  $p_2/p_1$  desde el valor crítico hasta 1 y para diferentes valores del parámetro  $\beta$ , en ella se muestra también la influencia de la concentración de gas  $\beta$  sobre el valor de la relación  $p_2/p_1$ , la cual es alrededor de 0.5 únicamente para  $\beta=1$ . La Figura 4.5 es ampliada en el Apéndice A.

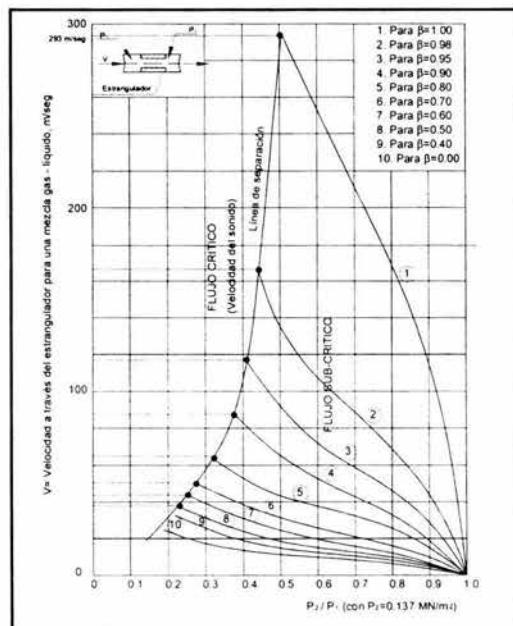


Figura 4.5 Velocidad de mezclas de gas-aceite a través de estranguladores.

Debe puntualizarse que las curvas experimentales de la Figura 4.5 fueron preparadas únicamente para una  $p_2=1396 \text{ kg/cm}^2$ , pero los autores Guzov y Medvediev encontraron que para presiones prácticas  $p_2^1$  diferentes de  $0.137 \text{ MN/m}^2$ , la correspondiente velocidad de mezcla puede ser encontrada al usar la siguiente relación.

$$v^1 = v \left( \sqrt{\frac{p_2^1}{p_2}} \right)^k \quad \text{IV.12}$$

$v^1$  = velocidad de la mezcla o fase correspondiente a la presión actual  $p_2^1 \text{ m/seg}$

$v$  = velocidad de la mezcla o fase correspondiente a  $p_2=1396 \text{ kg/cm}^2$ , la cual se lee sobre la Figura 4.5  $\text{m/seg}$ .

$p_2 = 1396 \text{ kg/cm}^2$ , presión corriente abajo del estrangulador usada para graficar las curvas experimentales de la Figura 4.5.

$p_2^1$  = presión corriente abajo del estrangulador actual,  $\text{MN/m}^2$

con 
$$k = (1 - \beta^3)^{0.38} \quad \text{IV.13}$$

Las simplificaciones realizadas se compensan por los errores efectuados en la medición. Una de las simplificaciones introducidas se encuentra al considerar simplemente el gasto de líquido como un todo y esto afecta con la presencia de agua. Como una segunda implicación, se considera que no existe cambio en la temperatura del fluido a través del estrangulador, mientras que esto no es estrictamente cierto.

Escribiendo la fórmula del gasto del líquido de acuerdo con los principios de la hidráulica clásica:

Gasto de líquido = área de la sección transversal X velocidad

$$q_o^o = \frac{F_t(1-\beta)}{B_o} C_a v^1 = \frac{F_t(1-\beta)}{B_o} C_a v \left( \sqrt{\frac{p_2^1}{p_2}} \right)^k \quad \text{IV.14}$$

donde

$F_t$  = área total de la sección transversal del estrangulador ,  $m^2$

$C_a$  = coeficiente de descarga acumulativa , adimensional

$(1-\beta)$  = concentración del líquido con respecto a la mezcla , decimal

$F_t(1-\beta)$  = Porción del área de la sección transversal que esta libre del flujo de líquido ,  $m^2$

$q_o^o$  = gasto de aceite ,  $m^3/seg$

así que:

$$Q_o^o = 86400 \times q_o^o \quad \text{IV.15}$$

$Q_o^o$  = gasto de aceite a condiciones estándar. ,  $m^3/d$

El coeficiente de descarga acumulativa  $C_a$ , se calculó, obteniendo valores en el rango de 1.020-1.035 para series de estranguladores de  $\frac{1}{4}$  a 1 pg, en todos los casos los datos se registraron en flujo subcrítico. El coeficiente de descarga  $C_a$  proviene de consideraciones estadísticas, comparando los gastos diarios totales al aceite medido en el tanque de almacenamiento tomado como el exacto.

Fornunati recomienda que para cualquier cálculo concerniente a fluidos de hidrocarburos, será mejor tener a disposición el análisis pVT correspondiente. Si el análisis no esta disponible, es posible encontrar en la literatura los datos con una buena aproximación.

#### **ASHFORD Y PIERCE<sup>4</sup>.**

El modelo matemático propuesto por Ashford y Pierce relaciona el comportamiento dinámico en regímenes de flujo crítico y subcrítico. Las caídas de presión en orificios y capacidades son relacionadas a las propiedades de fluidos pertinentes y dimensiones de estrangulador. Correlaciones graficas son también presentadas para predecir la capacidad crítica de un orificio para diversas condiciones dinámicas.

La información obtenida fue entonces usada para computar un “coeficiente de descarga de orificio”. El coeficiente de descarga es presentado para 14/64, 16/64 y 20/64 pg de diámetro de orificio.

Los datos colectados reflejan el comportamiento de una válvula de seguridad Otis Engineering Corp. J-tipo 22J037. Sin embargo el modelo puede ser usado para estimar caídas de presión multifásica a través de restricciones en válvulas de seguridad de otras configuraciones internas.

Los autores de esta correlación hicieron una revisión de la literatura de flujo en orificios y del análisis de los procedimientos estándar de diseño de válvulas de seguridad. Su investigación produjo los siguientes factores concernientes a flujo subcrítico multifásico a través de orificios:

- 1.- La mayoría de los modelos de flujo no reflejan adecuadamente la naturaleza compresible del flujo multifásico en orificios para pozos de aceite. Consecuentemente, los modelos en uso, no describen adecuadamente el comportamiento dinámico del flujo en orificios.
- 2.- Las relaciones existentes de flujo en orificios se convierten menos exactas bajo condiciones dinámicas ya que se aproximan al valor crítico de presión, el cual es la presión correspondiente a una presión corriente arriba dada, en la que no hay más incrementos en el gasto a través del orificio a pesar de las caídas de presión en el orificio.

El modelo propuesto por Ashford y Pierce es una extensión de la teoría inicialmente propuesta por Ros y tiene algunas ventajas sobre otros procedimientos existentes entre ellas se encuentran:

- 1.- El modelo considera la expansión adiabática del gas, el cual fluye simultáneamente con aceite y agua a través del orificio, por lo que se usa una relación de expansión politrópica.

- 2.- El modelo considera gas libre y gas en solución fluyendo simultáneamente con el aceite.
- 3.- El modelo incorpora una expresión mejorada para el líquido fluyendo por libra de fluido.
- 4.- La relación calcula las propiedades críticas del orificio bajo las condiciones dadas.
- 5.- El modelo relaciona las caídas de presión a través del orificio a los gastos de aceite, gas y agua así como propiedades de fluido.

Ashford y Pierce mencionan que un modelo de flujo a través de un orificio debe relacionar las caídas de presión dinámicas con las propiedades del fluido y con los parámetros del orificio. Una aproximación común en la representación del fenómeno implica una aplicación directa de la ecuación de balance de energía.

$$144 \int_{p_1}^{p_2} u_f dp = - \int_{v_1}^{v_2} \frac{v}{g_c} dv \quad \text{IV.16}$$

ella relaciona la pérdida en la energía presión-volumen a un incremento en la energía cinética a través del orificio.

Esta aproximación es teórica y no hace consideraciones de pérdidas de energía por fricción o por transferencia de calor en la vecindad de la restricción, lo que ofrece un excelente punto sobre el cual tener una base para desarrollos futuros en el área de flujo en orificios.

Continuado con la teoría de la ecuación IV.16 y escribiendo otra expresión que involucra la velocidad de fluido en el orificio,  $v_2$  y el volumen de fluido específico,  $u_{f2}$ , se produce una expresión para el gasto másico en el orificio:

$$w = C_D A \frac{v_2}{u_{f2}} \quad \text{IV.17}$$

La forma final de la ecuación generalizada para flujo multifásico en un orificio puede ser escrita como

$$q_o = C_D 3.51 d^2 \alpha_{10} \psi_{10} \quad \text{IV.18}$$

donde

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

y

$$\psi_{10} = \frac{\left[ \left( \frac{n}{n-1} \right) T_1 z_1 (R - R_s) \left( 1 - \epsilon^{\frac{n-1}{n}} \right) + 198.6 p_1 (1 - \epsilon) \right]}{\left[ 198.6 + \frac{T_1 z_1}{P_1} (R - R_s) \epsilon^{-1/n} \right]} \times \frac{[\gamma_o + 0.000217 \gamma_g R_s + WOR \gamma_w]^{1/2}}{(\gamma_o + 0.000217 \gamma_g R + WOR \gamma_w)}$$

donde  $C_D$  es el coeficiente de descarga. Este parámetro es proporcional al tamaño de orificio así como a las propiedades del fluido y es incluido en la correlación para tomar en cuenta los efectos reales no considerados en la derivación de las expresiones de  $v_2$  y  $u_{f2}$ .

Las pruebas fueron realizadas para estudiar el comportamiento de las válvulas de seguridad superficiales y fue conducida por el Gulf Research and Development Co., Gulf oil Co.- U.S., y Otis Engineering Corp. La prueba fue diseñada específicamente para 1) comparar la caída de presión en el orificio calculada a partir de valores conocidos de gastos de aceite y gas contra sus correspondientes medidos en el pozo; 2) comparar los gastos calculados a través de la restricción a partir de una caída de presión conocida contra gastos y caídas de presión medidas en el pozo, y 3) usar los datos en la ecuación IV.17 para evaluar una serie de coeficientes de descarga de orificio para varios tamaños de restricción, estas actividades quedan resumidas en la Tabla 4.2.



#	Diam. Estrang (1/64) pg	Gasto de aceite $q_e$ medido (bl/d)	RGO Producido ( $Mpie^3/bl$ )	RGO Solución ( $Mpie^3/bl$ )	Presión fluyendo medida		Caída de presión a través del estrangulador		% de error en la caída de presión	Gasto de aceite calculado $q_e$ calc. (bl/d)	Coef. de descarga
					Corriente arriba ( $lb/pg^2$ ) <sub>abs</sub>	Corriente abajo ( $lb/pg^2$ ) <sub>abs</sub>	Medida ( $lb/pg^2$ )	Calculada ( $lb/pg^2$ )			
1	16	559	0.478	0.120	1226	1015	211	190	-10.0	615	0.9089
2	16	484	0.444		1215	1135	80	123	+53.8	402	1.2039
3	16	334	0.429		1188	1175	13	54	-	-	-
1	14	261	0.496		1171	1125	46	64	+39.1	224	1.1652
2	14	427	0.496		1205	1015	190	196	+3.2	432	0.989
3	14	409	0.391		1202	1102	100	138	+38.0	358	1.1425
4	14	382	0.417		1197	1120	77	124	+61.0	308	1.2403
5	14	596	0.344		1230	1048	182	283	+55.5	489	1.2189
1	20	232	0.501		1161	1145	16	12	-25.0	270	0.8593
2	20	345	0.416		1190	1165	25	23	-8.0	363	0.9504
3	20	551	0.404		1225	1180	45	58	+28.9	493	1.1176

Tabla 4.2 Comparación de las caídas de presión en pruebas de campo.<sup>4</sup>

Cabe mencionar que la presión de estabilización corriente abajo del estrangulador no se alcanzó siempre debido al corto tiempo permitido para cada gasto (30 a 60 minutos). La presión corriente arriba fue registrada tan cerca como fue posible a la localización del orificio en la válvula de seguridad en el pozo, sin embargo, para medir la presión corriente abajo dadas las limitaciones mecánicas esto fue físicamente imposible, así que se ubicaron los registros durante la prueba tan cerca como lo permitió el equipo (La distancia de la unidad sensora a la restricción fue de 7.5 pg). Un ejemplo de la presión corriente abajo es mostrada en la Figura 4.6 para las condiciones de la prueba, considerando que estas fueron las mejores mediciones posibles y se localizaron tan próximas a la vena contracta.

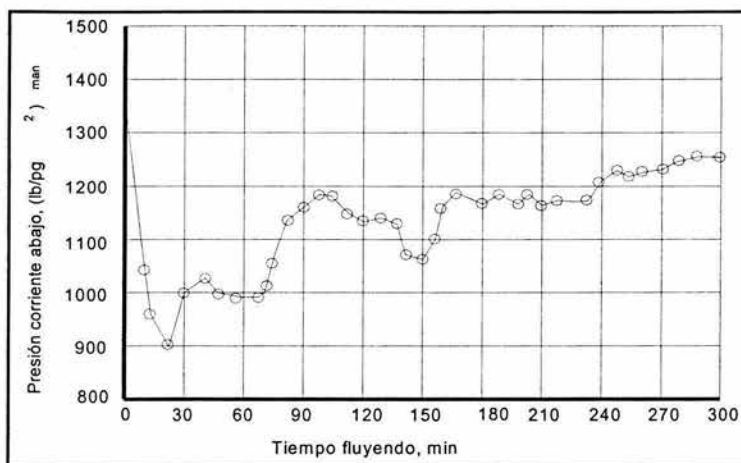


Figura 4.6 Variación de la presión corriente abajo observada por Ashford y Pierce.

El procedimiento para la obtención de presiones no fue preciso, pero fue necesario bajo las circunstancias mencionadas, aunque la ubicación donde fueron registradas estas presiones fluyendo son parcialmente recuperadas para sus valores corriente abajo.

La temperatura fluyendo medida es la temperatura del fluido justo debajo del orificio. Esta temperatura fue usada como una constante a través de los subsecuentes cálculos, para el gas la relación de calor específico a presión constante a calor específico a volumen constante fue de 1.275

Cuando los datos medidos de caídas de presión fueron usados para calcular gastos de aceite a través de válvulas de tormenta, las diferencias entre los gastos calculados y los medidos fueron mucho menores. Cuando se excluyó el último gasto para la prueba de 16/64 pg, el porcentaje de desviación promedio absoluto de la medición de gasto fue 12.89% esto muestra que la relación orificio-fluido verdaderamente es sensible al gasto, esto es, la operación mecánica de la válvula ocurre en una región de comportamiento donde pequeños cambios en los gastos de fluido incurren en grandes cambios en la caída de presión en el orificio.

Mientras la caída de presión a través de la válvula no indique actuar el mecanismo de cierre, el término “gasto sensible” aplica principalmente porque de la sensibilidad extrema de la caída de presión depende el gasto total de fluido.

De los datos calculados se obtuvo el valor del coeficiente de descarga, la Tabla 4.2 muestra también coeficientes de descarga de orificio de acuerdo al gasto calculado y gráficamente se observa en la Figura 4.7.

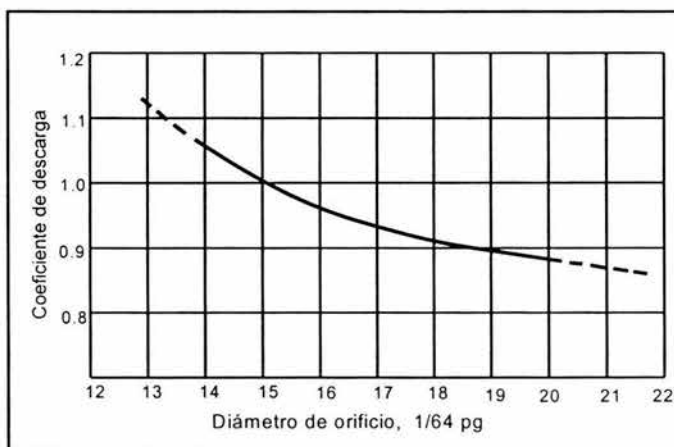


Figura 4.7 Coeficiente de descarga para flujo no crítico.

En la gráfica del coeficiente de descarga contra el tamaño del orificio, no hay datos disponibles para poder soportar la extrapolación de la correlación abajo 14/64 pg o arriba de 20/64 pg. Por otro lado ninguna correlación fue propuesta para describir el coeficiente de descarga como una función de las propiedades de los fluidos.

Las predicciones de las caídas de presión y los gastos de aceite usando la relación de Ashford y Pierce no son precisos fuera de cierto rango de datos y entonces se considera que la caracterización del comportamiento de las válvulas de seguridad en el fondo del agujero no es una práctica estándar en la industria, por lo tanto, existe la necesidad de coleccionar más datos que reflejen el flujo subcrítico en el orificio.

La ecuación IV.18 ha sido representada gráficamente para una muestra de parámetros de entrada. Una familia de curvas como la mostrada en la Figura 4.8 se construyó para predecir el comportamiento del orificio en la instalación de prueba, se consideró un tamaño de restricción de 8/64 pg, relación gas-aceite en solución igual a 200 pie<sup>3</sup>/bl y la relación gas-aceite producida igual a 600 pie<sup>3</sup>/bl, densidad relativa del aceite igual a 0.85, densidad relativa del gas 0.6, temperatura de 150 °F y relación de calores específicos de 1.275, en la Figura 4.8 muestra la capacidad de flujo de aceite por el orificio en barriles por día contra la relación de presión corriente abajo a presión corriente arriba,  $\epsilon$ .

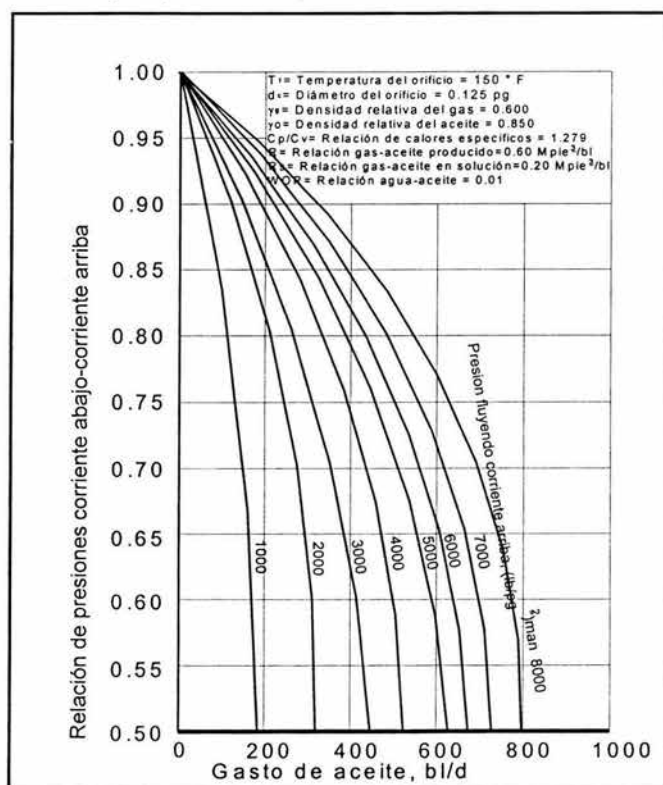


Figura 4.8 Gastos presentados en los experimentos de Ashford y Pierce.

La relación de presión crítica,  $\epsilon_c$  es calculada para cada curva. Con este valor de  $\epsilon$  y una presión corriente arriba dada, el orificio es capaz de permitir

mayores incrementos en el gasto de aceite, a pesar de la caída de presión impuesta a través de este. Lo anterior se enuncia matemáticamente con la condición siguiente:

$$\frac{dq_o}{d\epsilon} = 0, \quad \epsilon = \epsilon_c \quad \text{IV.19}$$

La condición estipulada por la ecuación IV.19 y la dictada por la Figura 4.8 puede ser satisfecha por la relación

$$1 = \frac{R(p,T)/n \left[ R(p,T) \frac{n}{n-1} \left( 1 - \epsilon_c^{\frac{n-1}{n}} \right) + (1 - \epsilon_c) \right]}{0.5 \left[ + R(p,T) \epsilon_c^{-1/n} \right] \epsilon_c^{\frac{n+1}{n}}} \quad \text{IV.20}$$

Por lo que, para flujo multifásico en un orificio la relación de presión crítica es una función de la relación gas-líquido,  $R(p, T)$  y la relación de calores específicos, "n". El valor correcto de  $\epsilon_c$ , es el que satisface la ecuación IV.20 para cualquier  $R(p,T)$ , para cualquier valor de presión y temperatura en el orificio. La utilidad de la Figura 4.8 es que el valor de  $\epsilon_c$ , puede ser gráficamente obtenido.

La Figura 4.8 predice únicamente gastos teóricos y el valor apropiado del coeficiente de descarga deberá ser aplicado al gasto teórico para obtener una aproximación al gasto medido.

Un valor de coeficiente de descarga adicional se recomienda únicamente con bases intuitivas puramente obtenidos de extensiones de la Figura 4.7 pero los resultados no serán soportados por los datos reales. Aun así se encontró que el coeficiente de descarga promedio se puede dividir en tres grupos:

Tamaño orificio ( pg)	Coefficiente de descarga $C_D$
14/64	1.1510
16/64	1.0564
20/64	0.9760

Tabla 4.3 Coeficientes de descarga sugeridos por Ashford y Pierce.<sup>4</sup>

Ashford y Pierce remarcan que cierta incertidumbre es introducida en su modelo debido a la dificultad de medir precisamente la presión corriente abajo, así que sugieren que el registrador debe ser colocado tan cerca como sea posible a la localización real de la restricción para asegurar mediciones exactas de las presiones en la vena contracta. Por otro lado la aplicación de la ecuación del estrangulador a los datos de campo no reproduce exactamente la información de campo, pero los resultados calculados pueden mejorar usando un coeficiente de descarga.

### **SACHDEVA Y COLS<sup>19</sup>.**

Sachdeva extendió el trabajo de Ashford y Pierce desarrollando una correlación para predecir la relación de presión crítica. En su trabajo reportó flujo crítico y subcrítico de aire y agua así como flujo subcrítico de aire y keroseno

Los datos de la mezcla de dos fases fueron registrados para regiones de flujo crítico y subcrítico, así como su límite. Los experimentos se llevaron a cabo con cinco tamaños de estrangulador: 16/64, 20/64, 24/64, 28/64 y 32/64 de pulgada. Keroseno y agua fueron usados para cubrir el máximo rango de densidades de líquido encontradas en la practica, además se sustituyo el gas con aire.

La condición límite entre flujo crítico y subcrítico es estimada cuando un pequeño incremento en la presión corriente abajo produce un cambio en la presión promedio corriente arriba y una ligera disminución en el gasto.

Cada corrida realizada por Sachdeva produjo datos en la región crítica, subcrítica y en el límite. La Figura 4.9 muestra la localización de los datos sobre el mapa de patrones de flujo en el modelo de Manhane.

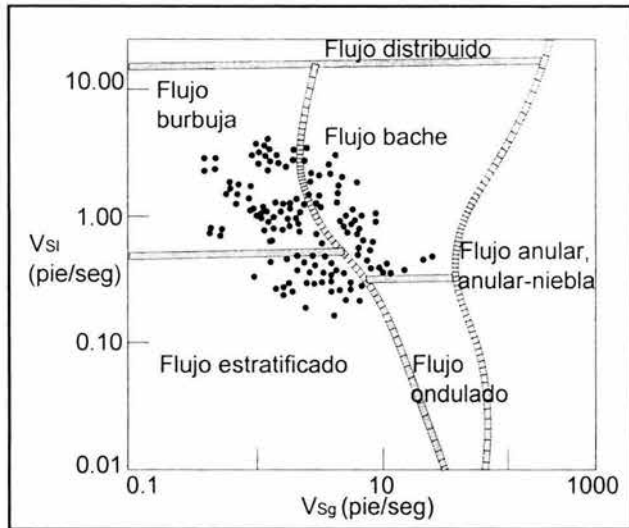


Figura 4.9 Localización de los datos de Sachdeva.

Las pruebas fueron realizadas con los siguientes rangos:

El gasto de líquido máximo: 1340 bl/d

El gasto de gas máximo: 136.6 Mpie<sup>3</sup>/d

Máxima presión corriente arriba: 105.5 lb/pg<sup>2</sup>

Números de puntos crítico: 223

Números de puntos subcrítico: 220

Número de puntos límite: 110

Las ecuaciones de conservación de masa, momento y energía para flujo para flujo de dos fases a través de estranguladores suponen:

- Flujo es en una dimensión.
- Velocidades de las fases son iguales en la garganta.
- El término de la presión predominante es aceleracional.
- La calidad es constante para procesos a altas velocidades.
- La fase líquida es incompresible.

Las ecuaciones finales son capaces de encontrar los límites entre flujo crítico y subcrítico para dos fases y calcular el gasto a través del estrangulador para ambos flujos. El presente modelo fue desarrollado para una dimensión, dos fases a través de una restricción y fue derivado de principios dinámicos.

El límite crítico-subcrítico es obtenido por iterar y resolver en “ $\varepsilon$ ” de la siguiente ecuación.

$$\varepsilon = \left\{ \frac{\frac{k}{k-1} + \frac{(1-x_1)u_l(1-\varepsilon)}{x_1 u_{g1}}}{\frac{k}{k-1} + \frac{n}{2} + \frac{n(1-x_1)u_l}{x_1 u_{g2}} + \frac{n}{2} \left[ \frac{(1-x_1)u_l}{x_1 u_{g2}} \right]^2} \right\}^{\frac{k}{k-1}} \quad \text{IV.21}$$

donde

$k$  = relación de calores específicos.

$n$  = exponente politrópico para el gas.

nótese que los valores cubiertos de “ $\varepsilon$ ” de la ecuación anterior son la relación de presiones crítica ( $\varepsilon_c$ ), una  $\varepsilon > \varepsilon_c$  implica flujo subcrítico así como  $\varepsilon \leq \varepsilon_c$  flujo crítico.

El gasto a través del estrangulador es determinado de la ecuación

$$G_2 = C_D \left\{ 2g_c 144 p_1 \rho_{m2}^2 \left[ \frac{(1-x_1)(1-\varepsilon)}{\rho_L} + \frac{x_1 k}{k-1} (u_{g1} - \varepsilon u_{g2}) \right] \right\}^{0.5} \quad \text{IV.22}$$

donde

$$G_2 = \frac{M_{g2} + M_{l2}}{A_c} \quad \text{IV.23}$$

$$u_{g2} = u_{g1} y^{-\frac{1}{k}} \quad \text{IV.24}$$

$$\frac{1}{\rho_{m2}} = x_1 u_{g1} y^{-\frac{1}{k}} + (1-x_1)u_l \quad \text{IV.25}$$



Si  $\varepsilon_c \leq \varepsilon_{\text{actual}}$  ( $\varepsilon_c$  obtenida de la ecuación IV.21) flujo crítico existe y el valor apropiado de  $\varepsilon$  está dado por  $\varepsilon = \varepsilon_c$ . Si  $y_{\text{actual}} > \varepsilon_c$ , entonces flujo sónico debe ser usado en la ecuación IV.22. Si una  $G_2$  es conocida, los gastos de líquido y gas pueden ser fácilmente calculados para  $x_1$ ,  $p_1$  y área del estrangulador dados.

En la investigación de Sachdeva no se hacen mayores esfuerzos para distinguir entre gas libre, gas disuelto y una mezcla de líquidos. También si más de un líquido está presente en la mezcla de dos fases, un método común para usar las propiedades de peso promedio aplica. Similarmente, el valor de la densidad del líquido usado podría tomar en cuenta los efectos de gas disuelto y el factor de compresibilidad del gas con la finalidad de ser usado para obtener el volumen in situ correcto del gas libre.

La instalación de estranguladores involucra codos corriente abajo de la restricción. Efectos de la presencia de reducciones que perturben el flujo justo corriente arriba del estrangulador no son tomados en cuenta durante el desarrollo del modelo. Así que la única manera en la cual el estrangulador es instalado se convierte en el único factor sobre el cual el coeficiente de descarga del presente trabajo depende. El estrangulador fue instalado horizontalmente para eliminar los efectos de perturbación de codos en el estrangulador.

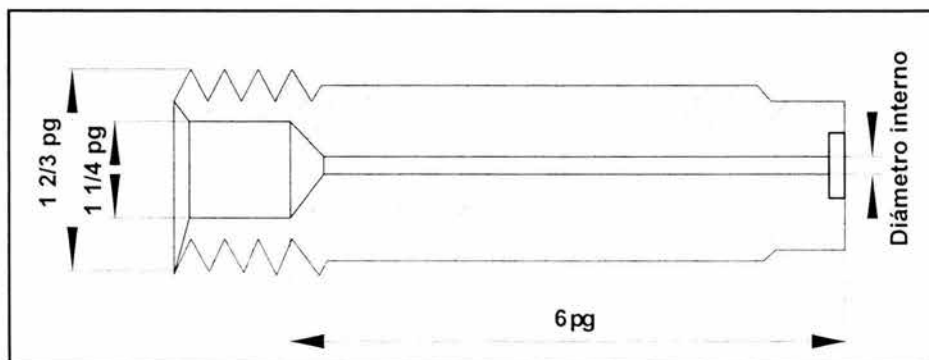


Figura 4.10 Sección del estrangulador.

Dos valores de  $C_D$  son sugeridos dependiendo de la instalación del estrangulador. Estos valores son constantes y están basados en los resultados del análisis de error con dos parámetros: error promedio y desviación estándar. Por otra parte no se desarrollaron más correlaciones para  $C_D$  en términos de otros parámetros pues no se consideró necesario.

Un valor de  $C_D=0.85$  produce óptimos resultados cuando se comparan con datos registrados con el estrangulador libre de efectos de codos corriente arriba. Este valor es recomendado si la configuración usada es similar a la que se utilizaron en las instalaciones de esta prueba.  $C_D=0.75$  da mejores resultados, cuando existen efectos de turbulencia causados por codos como es común en campo.

Para los propósitos de modelado, un estrangulador en la cabeza puede ser tratado como una restricción en una tubería. El término restricción implica que la velocidad de flujo es sustancialmente incrementada en la restricción tal que el término de caída de presión aceleracional domina. Usualmente la relación de diámetros de la válvula de seguridad a la tubería de producción es arriba de 0.8, por lo que el uso del modelo no podría ser correcto cuando la caída de presión aceleracional no es dominante.

### **PERKINS<sup>20</sup>.**

Las ecuaciones que describen el flujo isoentropico (adiabático sin pérdidas por fricción) de mezclas mutifásicas a través de estranguladores fueron desarrolladas de la ecuación general de energía y las ecuaciones resultantes fueron validas para flujo crítico y subcrítico.

El método de análisis fue probado comparando gastos medidos y calculados de 1432 datos de la literatura comprendiendo flujo crítico y subcrítico de aire-agua, aire-keroseno, gas natural, gas natural-aceite, gas natural-agua y únicamente agua.

Sistemas en los cuales se involucra condensación de la fase gaseosa, tales como vapor de agua no son considerados por Perkins, así como condiciones en las cuales se pueden alcanzar presiones de garganta igual o menor a la presión de vapor del agua.

El trabajo termodinámico para flujo multifásico esta basado en el principio de conservación de energía. Una mezcla fluyendo aprovecha la reducción del área de flujo, al aumentar la velocidad y disminuir la presión, en un tiempo corto y con un área disponible para la transferencia de calor pequeña, por lo que la expansión de la fracción gaseosa podría ser esencialmente adiabática, pero la temperatura de la mezcla fluyendo también cambia.

Iniciando con la ecuación general de energía, la relación entre las variables en cualquier punto del sistema fluyendo puede ser determinada considerando las siguientes suposiciones:

- La temperatura varía con la posición, pero en cualquier punto, todas las fases están a la misma temperatura.
- La velocidad varía con la posición, pero en cualquier punto todas los componentes están moviéndose con la misma velocidad.
- El factor de compresibilidad del gas es constante.
- Los líquidos tienen una compresibilidad despreciable comparada a la del gas.
- Los cambios de elevación son despreciables.
- El proceso de flujo es adiabático y sin fricción.

Perkins presenta ecuaciones las cuales relacionan la presión en la garganta del estrangulador y el gasto másico cuando la presión corriente arriba es conocida.

La necesidad de la conservación de la energía conduce al fenómeno siguiente; un gasto másico máximo es alcanzado a una relación específica de presión en la garganta y presión corriente arriba del estrangulador, sin embargo depende de las condiciones a la entrada.

De acuerdo con la ecuación general de energía, la velocidad de descarga isentropica de un estrangulador puede ser calculada con la ecuación IV.26 y el gasto másico isentropico puede ser calculado con la ecuación IV.27. El término  $p_r$  es definido como la relación de la presión en la garganta del estrangulador a la presión corriente arriba,  $p_2/p_1$ . El valor de " $p_r$ " el cual conduce al flujo crítico, y el gasto máximo posible, es obtenido de resolver la ecuación IV.28.

$$v_2 = \sqrt{\frac{288g_c \left[ \tau p_1 u_1 \left( 1 - p_r^{\frac{n-1}{n}} \right) + \left( \frac{f_o}{\rho_o} + \frac{f_w}{\rho_w} \right) p_1 (1 - p_r) \right]}{1 - (A_2/A_1)^2 \left[ (f_g + \alpha_1) \left( f_g p_r^{-\frac{1}{n}} + \alpha_1 \right) \right]^2}} \quad \text{IV.26}$$

$$W_i = A_2 \sqrt{\frac{288g_c p_1 \left[ \tau \left( 1 - p_r^{\frac{n-1}{n}} \right) + \alpha_1 (1 - p_r) \right]}{v_1 \left\{ 1 - (A_2/A_1)^2 \left[ (f_g + \alpha_1) \left( f_g p_r^{-\frac{1}{n}} + \alpha_1 \right) \right]^2 \right\} \left\{ f_g p_r^{-\frac{1}{n}} + \alpha_1 \right\}^2}} \quad \dots \text{IV.27}$$

$$\left[ 2\tau \left( 1 - p_r^{\frac{n-1}{n}} \right) + 2\alpha_1 (1 - p_r) \right] \left\{ \left[ 1 - \left( \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \left( \frac{f_g + \alpha_1}{f_g p_r^{-\frac{1}{n}} + \alpha_1} \right)^2 \right] \left[ \frac{f_g}{n} p_r^{-\frac{1+n}{n}} \right] + \left( \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \frac{f_g (f_g + \alpha_1) p_r^{-\frac{1+n}{n}}}{\left( f_g p_r^{-\frac{1}{n}} + \alpha_1 \right)^2} \right. \\ \left. \left[ 1 - \left( \frac{A_2}{A_1} \right) \left( \frac{f_g + \alpha_1}{f_g p_r^{-\frac{1}{n}} + \alpha_1} \right) \right]^2 \right\} \left( f_g p_r^{-\frac{1}{n}} + \alpha_1 \right) \left[ \tau \left( \frac{n-1}{n} \right) p_r^{-\frac{1}{n}} + \alpha_1 \right] \quad \text{IV.28}$$

con 
$$\tau = f_g + \frac{(f_g C_{vg} + f_o C_{vo} + f_w C_{vw} PM)}{zR}$$

$$\alpha_1 = \frac{1}{v} \left( \frac{f_o}{\rho_o} + \frac{f_w}{\rho_w} \right)$$

La condición de flujo crítico puede ser determinada por diferenciación de la ecuación general de energía y para distinguir entre gasto crítico y subcrítico es necesario para conocer la magnitud de la presión de descarga en la garganta del estrangulador. La presión en este punto no es normalmente medida directamente, sin embargo, una presión corriente abajo puede ser convenientemente medida (usualmente un número de diámetros de tubería corriente abajo del estrangulador). Para flujo subcrítico, la ecuación general de energía muestra que existe una compresión politrópica como el fluido se desacelera corriente abajo del estrangulador (lo contrario de la expansión politrópica, ocurre junto con la aceleración corriente arriba del estrangulador). Una gran fracción de la energía cinética es pérdida, debido a la turbulencia en la mezcla con el bajo movimiento fluido en la línea de descarga. Si el flujo en la garganta del estrangulador es a la velocidad sónica, entonces la mezcla puede convertirse en supersónica durante la expansión corriente abajo. Para estos casos, grandes pérdidas de energía por turbulencia son finalmente posibles por los efectos de entrada.

Para flujo subcrítico la relación de Perry puede ser aproximada por:

$$p_3 = p_1 - \frac{(p_1 - p_4)}{\left[1 - \left(\frac{d_c}{d_d}\right)^{1.85}\right]} \quad \text{IV.29}$$

El método para distinguir entre flujo crítico y subcrítico y como manejar flujo crítico y subcrítico es como sigue:

- Calcule  $p_2$ , la presión en la garganta del estrangulador cuando el flujo es crítico, resolviendo la ecuación IV.28.
- Calcule  $p_3$ , la presión de descarga justo corriente abajo del estrangulador, resolviendo la ecuación IV.29.
- Si  $p_2 > p_3$ , entonces el flujo es crítico y  $p_r = p_2/p_1$  deberá ser usada la ecuación IV.26 y IV.27 para calcular la velocidad isoentropica y gasto másico.

- Si  $p_2=p_3$ , entonces el flujo está en el límite entre flujo crítico y subcrítico. Use  $p_r=p_2/p_1=p_3/p_1$  para calcular la velocidad isoentropica y gasto másico.
- Si  $p_2<p_3$ , entonces el flujo es subcrítico. Use  $p_r=p_3/p_1$  en las ecuaciones IV.26 y IV.27 para calcular velocidad isoentropica y gasto másico.

En todos los casos, el gasto real es determinado por multiplicar el gasto isoentropico por el coeficiente de descarga.

$$C_D = \text{gasto másico real} / \text{gasto másico isoentropico}$$

La solubilidad del aire en el agua y el keroseno ha sido despreciada. Los datos analizados por Perkins incluyen los trabajos de Pilehvari, Sachdeva, Ashford, Poettmann-Beck y Omaña.

Los mejores valores del coeficiente de descarga están en el rango de 0.777 a 0.899. Así con los 1432 datos analizados Perkins determinó un coeficiente de descarga de 0.826, lo que produjo una desviación estándar de 15.41%. La comparación entre gastos másicos calculados y medidos se mantienen cerca de la línea de 45° cuando son graficados.

Por último Perkins hace estos comentarios; la combinación de correlaciones de propiedades físicas y la ecuación general de energía generan un procedimiento que intenta resolver el problema de estranguladores con flujo multifásico. Específicamente si la presión justo corriente abajo de la garganta del estrangulador es menor o igual a la que necesita para estabilizar el flujo máximo entonces el flujo podría ser crítico. Similarmente si la presión justo corriente abajo de la garganta del estrangulador es mayor que la necesaria para establecer el gasto máximo entonces el flujo podría ser subcrítico.

## MODELO MECANÍSTICO DE LA UNIVERSIDAD DE TULSA POR BEGGS Y BRILL<sup>21</sup>.

EL modelo mecanístico de Brill y Beggs es valido para flujo critico y subcrítico. El modelo mecanístico del estrangulador es puramente teórico y esta basado en la combinación de la ecuación de Bernoulli con una ecuación de continuidad, de ella se presentan únicamente sus ecuaciones.

$$\Delta p_{TP} = \Delta p_l \lambda_l + \Delta p_g \lambda_g \quad \text{IV.30}$$

$$\Delta p_l = \frac{\rho_l}{2g_c 144} \left( \frac{q_l}{C_l A_c} \right)^2 \quad \text{IV.31}$$

$$\Delta p_g = \frac{\rho_l}{2g_c 144} \left( \frac{q_g}{YC_g A_c} \right)^2 \quad \text{IV.32}$$

$$Y = 1.0 - \left[ 0.41 + 0.35 \left( \frac{d_2}{d_1} \right)^2 \right] \left( 1/K \right) \left( \frac{p_2 - p_1}{p_1} \right) \quad \text{IV.33}$$

$$C = \frac{C_D}{\sqrt{\left( 1 - \frac{d_1}{d_2} \right)^4}} \quad \text{IV.34}$$

la caída de presión total de un sistema de dos fases dado por:

$$\Delta p_{TP} = \Delta p_l \left[ 1 + \lambda_g \left[ \left( \frac{C_{dl}}{YC_{dg}} \right)^2 - 1 \right] \right] \quad \text{IV.35}$$

donde

$$\Delta p_l = \rho_l \left[ 1 + \left( \frac{d_1}{d_2} \right)^4 \right] \left[ \frac{q_m}{8083 d_1^2 C_{dl}} \right] \quad \text{IV.36}$$

$A_c$  Área de sección transversal del estrangulador, pie<sup>2</sup>

$C$  Coeficiente de flujo

$Y$  Factor de compresibilidad

$d_1$  Diámetro de la tubería corriente arriba , pg

$d_2$  Diámetro del orificio

y el subíndice TP se refiere a "dos fases"

**MODELO API 14B RP<sup>21</sup>.**

Este modelo fue realizado para representar el comportamiento de válvulas de seguridad superficiales en condiciones de flujo de dos fases. La formulación API 14B es similar a la formulación mecánica de Brill y Beggs siendo un caso especial del modelo mecánico, con la adición de las siguientes suposiciones.

- 1) El flujo de líquido a través del estrangulador es incompresible. El coeficiente de descarga es constante con un valor de 0.85
- 2) Flujo de gas subcrítico a través del estrangulador es adiabático y compresible. El coeficiente de descarga es constante con un valor de 0.9
- 3) Flujo de dos fases compresible subcrítico es descrito por ecuaciones de flujo a través de un orificio de gas y líquido con la fracción de gas que no interactúa con la corriente  $\lambda_g$  aproximándose al estrangulador.
- 4) La densidad y el gasto de cada fase pueden ser remplazados por una densidad de mezcla indivisible  $\rho_{NL}$ , y un gasto total de la mezcla  $q_m$ .

De esta correlación se presentan sus ecuaciones.

$$\Delta p_{TP} = \Delta p_l \left[ 1 + \lambda_g \left[ \left( \frac{C_{dl}}{YC_{dg}} \right)^2 - 1 \right] \right] \quad \text{IV.37}$$

donde

$$\Delta p_l = \rho \left[ 1 + \left( \frac{d_1}{d_2} \right)^4 \right] \left[ \frac{q_m}{8083 d_1^2 C_{dl}} \right] \quad \text{IV.38}$$

$C_g=0.9$

$C_l=0.85$

Usando las ecuaciones anteriores se produce

$$\Delta p_{TP} = \Delta p_l \left[ 1 + \lambda_g \left[ \left( \frac{1.121}{Y^2} \right) - 1 \right] \right] \quad \text{IV.39}$$



y donde

$$\Delta p_l = \rho_N \sqrt{1 + \left(\frac{d_1}{d_2}\right)^4} \left[ \frac{q_m}{6870.55 d_1^2} \right]$$

IV.40

- $q_m$  Gasto total de la mezcla , pie<sup>3</sup>/seg  
 $\Delta p_l$  Cambio de presión de la fase líquida , lb/pg<sup>2</sup>  
 $\Delta p_g$  Cambio de presión de la fase gaseosa , lb/pg<sup>2</sup>  
 $\rho_N$  Densidad de la mezcla indivisible , lb<sub>m</sub>/pie<sup>3</sup>  
 $C_{Dg}$  Coeficiente de descarga para la fase gaseosa  
 $C_{Dl}$  Coeficiente de descarga para la fase líquida  
 $Y$  Factor de compresibilidad  
 $d_1$  Diámetro de la tubería corriente arriba , pg  
 $d_2$  Diámetro del orificio

Subíndice

TP            dos fases

## **V. ANÁLISIS COMPARATIVO DE LOS MODELOS.**

Los modelos de flujo multifásico a través de estranguladores fueron presentados en los capítulos anteriores, ahora es necesario distinguir cual de ellos es el más apropiado emplear para las condiciones dadas en la práctica, es por ello que en el presente capítulo se presentan tópicos que ayudan en esta tarea, desde elementos cualitativos hasta elementos estadísticos, mencionando algunas formas simplificadas para la elección del modelo.

### **COMPARACIÓN CUALITATIVA DE LOS MODELOS PRESENTADOS.**

Las características importantes de los modelos presentados se enuncian a continuación.

La teoría de la expansión politrópica fue usada exitosamente por Ros y es quizá la teoría más rigurosa desarrollada en la aplicación de la teoría de flujo en orificios bajo condiciones de campo.

Gilbert reportó que su correlación es muy sensible al tamaño del estrangulador y que un error en tal parámetro puede introducir errores de 5% al 20% en los cálculos.

Omaña acepta que su modelo no es general, en él elimina los efectos de entrada y la relación de presión crítica fue elegida cuando la velocidad del gas excede la velocidad del líquido, aun así aclara que su modelo puede ser empleado para estranguladores de fondo y superficiales. El desarrollo de esta ecuación fue para estranguladores muy pequeños, bajas presiones y agua como fluido operante, lo que produce que la ecuación de Omaña se encuentre muy limitada.

Ashford reportó datos para flujo de aceite y gas bajo condiciones de campo. Ashford y Pierce desarrollaron su ecuación en la que se asegura que la derivada del gasto másico con respecto a la relación de presión es cero bajo condiciones críticas. Las suposiciones inherentes fueron: el gas se expande politrópicamente; no existe separación de fases; el líquido es incompresible y las pérdidas por fricción son despreciables en el estrangulador.

Abdul-Majeed probó su ecuación con datos de 210 pozos, propuso usar diferentes ecuaciones según el diámetro del estrangulador. En su trabajo primeramente realizó una revisión de los modelos para flujo crítico.

Fortunati presentó ecuaciones que describen gastos en la región crítica y subcrítica, con esto define la transición en el flujo, también desarrolló una ecuación para conocer la velocidad sónica de la mezcla. Por otro lado, observó que cuando el parámetro  $\beta$  es menor a 0.4 el modelo no es válido, sin embargo comenta que puede usarse la ecuación de Wallis. Las gráficas son presentadas para  $19.8(\text{lb/pg}^2)_{\text{abs}}$  por lo que son necesarias correcciones para otras presiones, además las propiedades son evaluadas a las condiciones corriente abajo del estrangulador.

Sachdeva asume que la fase gaseosa se contrae isoentrópicamente a la entrada, pero se expande politrópicamente a la salida. Los datos analizados incluyen 223 datos de flujo crítico, 220 de flujo subcrítico y 110 en el límite.

Perkins analizó 1432 datos con mezclas aire-agua, aire-keroseno, gas natural-agua, gas natural-aceite, en su estudio considera la temperatura constante en todas las fases, velocidad constante y desprecia las pérdidas de presión por elevación.

Como se menciona en los capítulos anteriores los modelos fueron desarrollados según el tipo de flujo, para ello la Tabla 5.1 agrupa los modelos.

CRÍTICO	CRÍTICO-SUBCRÍTICO	SUBCRÍTICO
Gilbert, Baxendell, Ros, Achong, Pilehvari	Fortunati	Surbey
Omaña	Ashford	
Ashford	Sachdeva	
Surbey	Perkins	
Abdul-Majeed	Beggs y Brill	
Osman	API 14B	
Chacón		

**Tabla 5.1 Modelos por tipo de flujo.**

De similar forma, se agrupan los modelos según fueron desarrollados con principios físicos, esto se muestra en la siguiente tabla.

EMPÍRICO	ANALÍTICO
Gilbert, Baxendell, Ros, Achong, Pilehvari	Omaña
Abdul-Majeed	Fortunati
Osman	Asford y Pierce
	Ashford
	Surbey (Crítico)
	Surbey (Subcrítico)
	Sachdeva
	Perkins
	Chacón

**Tabla 5.2 Modelos empíricos y analíticos.**

## COMPARATIVO DE LOS DATOS EMPLEADOS EN EL DESARROLLO DE LOS MODELOS.

Ya que fue presentada la naturaleza de los modelos de flujo multifásico a través de estranguladores, es necesario elegir correctamente el modelo a emplear en una simulación a partir del rango de los parámetros usados en el desarrollo de los modelos. Las Tablas 5.3 muestran los rangos para los modelos que presentaron tal información.

Modelo	Omaña	Poettmann y Beck	Ashford	Abdul-Majeed	Osman	Chacón	Unidades
<b>Fluidos</b>	Agua – Gas	-	-	-	-	Aceite	
Densidad relativa gas	0.611	-	0.6	0.6111 - 1	-	-	Adim.
Viscosidad del gas	0.012	-	-	-	-	-	cp@80°F
Densidad relativa agua	1.01	-	-	-	-	-	Adim.
Tensión superficial	66	-	-	-	-	-	dina/cm
Viscosidad del agua	1.0-1	-	-	-	-	-	cp@80°F
Densidad relativa del aceite	-	-	0.89	-	-	-	Adim.
API	-	-	-	17-56.3	-	18.7 – 45.4	API
$C_p$	-	-	1.275	-	-	-	
<b>Rango de Pruebas</b>							
Presión $p_1$	400-1000 (lb/pg <sup>2</sup> ) <sub>man</sub>	168 - 4370	-	100-437.4	2950-5200	264 - 3144	(lb/pg <sup>2</sup> ) abs
Presión $p_2$	300-900 (lb/pg <sup>2</sup> ) <sub>man</sub>	-	-	-	-	-	(lb/pg <sup>2</sup> ) abs
Gasto de líquido $q_o$	-	10.5 - 1299	-	10.5 - 4728	condensado 592.6-3823.3	396 - 9896	bld
Gasto de agua $q_w$	0-800	-	-	-	0 - 1002.6	-	bld
Gasto de gas $q_g$	0-7	-	-	-	3.91 - 101.33	-	MMpie <sup>3</sup> /d
Temperatura	No presentada	-	-	T1, 60 - 120°F	40 - 98.9 °C	-	
RGL	-	175 - 18594	-	10.5 - 4728	-	691 - 2801	pie <sup>3</sup> /bl
RGL producida	-	-	-	102 - 1895.4	-	-	pie <sup>3</sup> /bl

Tabla 5.3a Rango de parámetros de diversos autores para flujo crítico.

Modelo	Omaña	Poettmann y Beck	Ashford	Abdul-Majeed	Osman	Chacón	Unidades
<b>Estrangulador</b>							
Diámetro	4, 6, 8, 10, 12, 14	4.2 - 40	14 - 60	mayores 30	28 - 74	-	1/64 pg
Posición	Vertical	-	-	-	-	-	
Tipo	Variable	-	Valv. De Tormenta J-22JO37	-	-	-	
<b>Patrón de Flujo</b>	Niebla, Burbuja, Bache	No estudiado	No estudiado	No estudiado	No estudiado	No estudiado	
<b>Presenta datos</b>	NO		SI	-	-	-	
<b>Solución Iterativa</b>	NO	NO	NO	NO	NO	NO	
<b>Ejemplo</b>	SI		SI	SI	NO		
<b>Calibrado</b>	Fases simples con $p_1=1000,800, 600,400$ (lb/pg <sup>2</sup> ) <sub>man.</sub> , Además de Gilbert y Ros		Datos reales	Gilbert, Ros, Baxendell, Achong, Poettmann-Beck, Omaña, Ashford, Hazim-Ghassan			
<b>Elementos estadísticos</b>	PE, PEA, SD		PE	PE, PEA, AAPE, SD			

**Tabla 5.3a (cont.) Rango de parámetros de diversos autores para flujo crítico.**

La Tabla 5.3a muestra los rangos empleados en los estudios para flujo crítico, y en la Tabla 5.3b se encuentran los datos para los modelos de flujo subcrítico. Como puede observarse no todos los datos están disponibles aún en la literatura original, por lo que se debe tomar con cautela la elección de los modelos, ya que con los datos proporcionados no se puede considerar una base de datos tan extensa para soportar un modelo general.

	SUBCRITICO	CRITICO-SUBCRITICO				
Modelo	Surbey y cols.	Fortunati *	Ashford y Pierce	Sachdeva y cols.	Perkins	Unidades
Fluidos	Aire-Agua	-	-	Aire-Keroseno y Agua-Aire	Aceite-Agua-Gas Natural	
Rango de Pruebas						
Presión $p_1$	400-800 (lb/pg <sup>2</sup> ) <sub>man</sub>	-	-	105.5 (lb/pg <sup>2</sup> ) <sub>abs</sub>	-	
Presión $p_2$	-	-	-	-	-	(lb/pg <sup>2</sup> ) abs
Gasto de líquido $q_o$	-	-	-	0 - 1340	-	bl/d
Gasto de gas $q_g$	-	-	-	0 - 1336.6	-	Mpie <sup>3</sup> /d
Temperatura	NO PRESENTADA	-	-	-	-	°F
Estrangulador						
Diámetro	2 pg	1/4 -1 pg		16, 20, 24, 28, 32	-	1/64 pg
Posición	-	-	-	-	-	
Tipo	Variable	-	-	-	-	
Presenta datos	-	SI	SI	-	-	
Solución iterativa	NO	NO	NO	SI	SI	
Ejemplo	-	SI	SI	-	-	
Calibrado	-	-	-	Gilbert, Ros, Baxendell, Achong, Pilehvari	-	
Elementos estadísticos	-	-	-	-	PE, AEP, AAPE, SP	

Tabla 5.3b Rango de parámetros de diversos autores para flujo subcritico.

Para discernir entre los modelos para flujo crítico Abdul-Majeed<sup>16</sup> realizó un estudio de los modelos de Gilbert, Ros, Baxendell, Achong, Poettmann-Beck, Omaña, Ashford y Hazim.Ghassan para flujo multifásico a través de estranguladores, Abdul-Majeed determino que todas las correlaciones estudiadas son muy sensibles a los cambios de diámetro de estrangulador, pero algunas correlaciones son buenas para ciertos rangos de tamaño de estrangulador, por lo tanto, los datos en cuestión pueden ser divididos en cuatro categorías.

- a.-  $D < 4/64$  pg.
- b.-  $6/64 \text{ pg} \leq D < 10/64$  pg.
- c.-  $10/64 \text{ pg} \leq D < 30/64$  pg.
- d.-  $D > 30/64$  pg.

A partir del rango de datos mostrado en la Tabla 3.4, Abdul-Majeed concluye de su análisis lo siguiente:

La correlación de Gilbert arroja buenos resultados para tamaño de estrangulador mayor o igual a 30/64 pg. Para tamaño de estrangulador mayor o igual a 10/64 pg y menor de 30/64 pg, las correlaciones de Gilbert, Ros y Ashford se comportan mejor que otras correlaciones. Para diámetros de estrangulador menor a 10/64 pg, las correlaciones de Poettmann-Beck y Ros proporcionan mejores resultados que la correlación de Gilbert la cual mejora al incrementar el diámetro del estrangulador. Para diámetros mayores a 30/64 pg Abdul-Majeed desarrolló un modelo. Por otra parte la correlación de Achong, Omaña y Hazim-Ghassan son totalmente insatisfactorias en los rangos estudiados.

Otro estudio realizado por Lannom<sup>22</sup> acerca de las correlaciones de Gilbert, Ros, Baxendell, Achong, Poettmann-Beck, Omaña y Ashford, para flujo multifásico a través de estranguladores en flujo crítico, produjo diversos resultados los cuales son resumidos en la Tabla 5.4, en ella se muestra el mejor rango de los parámetros en los cuales se comporta adecuadamente cada modelo. Como puede



observarse las variables de decisión son presión a la entrada del estrangulador, grados API del aceite, tamaño de estrangulador, relación gas-líquido y gasto de líquido.

<b>Presión de entrada, lb/pg<sup>2</sup></b>	0 -500	Poettmann-Beck, Aschford, Achong, Ros, Gilbert
	500-1000	Poettmann-Beck, Ros, Gilbert
	1000-1500	Gilbert, Achong, Poettmann-Beck
	>1500	Gilbert, Achong, Ros
<b>API</b>	16 - 25	Poettmann-Beck
	26-35	Gilbert, Ros, Poettmann-Beck, Achong, Ashford
	36-45	Achong, Gilbert, Ros, Poettmann-Beck
<b>Tamaño de estrangulador, pg</b>	<8/64	Omaña
	8/64 - 16/64	Poettmann-Beck, Gilbert
	17/64 - 24/64	Ros, Poettmann-Beck, Achong, Gilbert, Ashford
	>24/64	Gilbert, Achong
<b>Relación gas-líquido, Mpie<sup>3</sup>/bl</b>	<1	Poettmann-Beck, Ros, Gilbert
	1-2	Poettmann-Beck, Ros, Ashford, Gilbert, Achong
	2-3	Achong, Gilbert, Ashford
	>3	Poettmann-Beck, Gilbert, Achong
<b>Gasto de líquido, bl/d</b>	<100	Omaña, Poettmann-Beck
	100 - 500	Gilbert, Poettmann-Beck
	500 - 1000	Poettmann-Beck, Ashford, Baxendell, Achong, Ros
	>1000	Ros, Achong, Poettmann-Beck, Gilbert

**Tabla 5.4 Rango de parámetros propuestos por Lannom.<sup>22</sup>**

Se debe puntualizar que los límites de los parámetros estudiados por Abdul-Majeed<sup>16</sup> y Lannom<sup>22</sup> no son necesariamente los datos originalmente estudiados por cada uno de los autores, así que se tiene que revisar de forma apropiada cada correlación dentro y fuera de los límites estudiados.

---

## ANÁLISIS ESTADÍSTICO.

El procedimiento para la evaluación de cada modelo se basa en la exactitud de los valores de gasto calculado con respecto a los valores de gasto real los cuales son datos experimentales o de campo, pero no se puede comparar todos los modelos de flujo multifásico a través de estranguladores para una serie de datos, por lo que se recomienda tener presente los siguientes puntos.

- 1.- Estudiar cada modelo en detalle, incluyendo cómo fue desarrollado y qué rango de parámetros se usaron para su elaboración y validación.
- 2.- Realizar un análisis estadístico para conocer el comportamiento del modelo correlación dentro de la colección de datos para la cual fue desarrollado.
- 3.- Evaluar cada modelo contra una colección de datos global obtenida de la literatura antes de aplicarlo a casos particulares.

Con los puntos anteriores se puede elegir el modelo adecuado, aunque cabe aclarar que otros modelos podrían mejorar los resultados obtenidos al ajustar algunos parámetros como el coeficiente de descarga.

Es muy importante usar el porcentaje error promedio absoluto (AAPE) como una base de comparación instantánea del porcentaje de error promedio (APE), porque cuando el último es usado, los errores negativos cancelan los errores positivos y por esto el APE podría parecer pequeño. Usando AAPE se remueve el efecto de cancelación por la transformación de todos los errores negativos a errores positivos de igual magnitud. También se debe calcular la desviación estándar para conocer la dispersión de los datos. Para el calculo de todos los elementos mencionados se debe aplicar las siguientes formulas.

Porcentaje de error

$$PE = \frac{q_{calculado} - q_{medido}}{q_{medido}} \times 100$$

Porcentaje de error promedio

$$APE = \frac{\sum_{i=1}^n PE_i}{n}, \quad \text{donde } n \text{ es el número de datos.}$$

Porcentaje de error promedio absoluto

$$AAPE = \frac{\sum_{i=1}^n |PE_i|}{n}$$

Desviación estándar

$$SP = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (PE_i)^2 - n[APE]^2}{n-1}}$$

Después de analizar los resultados obtenidos se puede determinar la conveniencia de emplear ecuaciones simplificadas en lugar de modelos muy elaborados que precisan el cálculo de ciertas propiedades de aceite y gas a la entrada y salida del estrangulador.

## AJUSTE DE LOS MODELOS DE FLUJO MULTIFÁSICO A TRAVÉS DE ESTRANGULADORES.

Para el ajuste de los modelos de flujo multifásico a través de estranguladores se cuenta como primer opción el coeficiente de descarga  $C_D$ , este coeficiente modifica de forma general a la ecuación sin intervenir directamente en algún parámetro particular únicamente ajusta el gasto, la presión y diámetro de estrangulador de forma proporcional.

Un valor del coeficiente de descarga promedio se puede obtener para un modelo en particular; campo productor, diámetro de estrangulador o para una colección de datos.

En algunos modelos el ajuste debe iniciar desde el criterio de relación de presión crítica. Al intentar ajustar el gasto y presión calculados, se observa que estos valores no corresponden a los valores medidos en campo, en el caso de construir un simulador o emplear alguno comercial se debe permitir la alteración de relación de presión crítica, con este valor se puede entonces distinguir entre flujo crítico y subcrítico, obteniéndose mejores resultados en la simulación de sistemas de producción. Para modificar el valor de la relación de presión crítica se puede variar la relación de calores específicos  $C_p/C_v$  en el rango de valores razonables comprendido entre 1 y 1.4

Querer alterar las propiedades de los fluidos no es recomendable, ya que en esencia se consideran apropiados estos parámetros pues son obtenidos de análisis en laboratorio, otro inconveniente se debe a que al intentar modificar las propiedades de los fluidos no solo alteraremos el modelo del estrangulador, sino también se cambia el comportamiento en tuberías verticales y horizontales. Similarmente ocurre con los datos de producción, los cuales no se espera que sean medidos de manera deficiente.

## **DIFERENCIAS ENTRE LOS RESULTADOS DE LOS MODELOS Y LOS DATOS DE CAMPO.**

El ajuste de los modelos no siempre es posible como se desea, lo cual no implica necesariamente que las correlaciones realicen malas predicciones. Otros factores que pueden originar diferencias entre los valores calculados y los medidos son por alguna de las siguientes razones.

- Las propiedades de los fluidos fueron supuestas.
- Las pruebas o mediciones en algunos pozos no se realizaron en condiciones estables.
- Las mediciones efectuadas no sean confiables, debido a los errores de medición, precisión de los medidores, duplicación de la información, etc.

- El hecho de no tener el dato de presión corriente abajo del estrangulador durante las pruebas impide determinar si los pozos cumplen con la condición de flujo crítico, solo se logra esto hasta después de su análisis.
- El área de flujo en el estrangulador considerada, puede estar de cierta forma modificada, ya que los pozos pueden tener problemas de asfáltenos, hidratos, arena. En algunos casos pueden depositarse sólidos en el estrangulador con lo que cambia la forma y tamaño del agujero.
- La correlación aplicada no sea la adecuada para las condiciones actuales del pozo.

Un problema particular se encuentra en la elección del modelo de flujo multifásico a través del estrangulador, ya que frecuentemente esta elección se toma de acuerdo a la información disponible y no por las condiciones para las que fue desarrollado el modelo.

Como caso especial la magnitud de la presión corriente abajo de la garganta del estrangulador puede ser *estimada* de una medición presión corriente abajo reestablecida (máxima o recuperada), debido a los efectos de salida en el estrangulador y la turbulencia generada. Las presiones que se experimentan tienen el siguiente perfil (Figura 5.1).

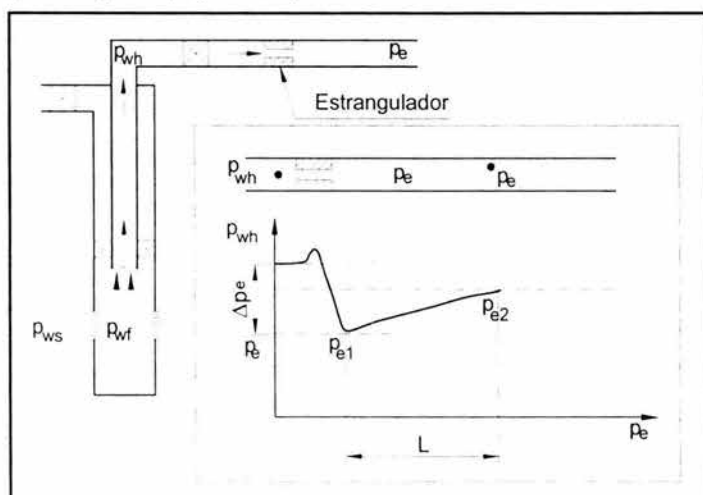


Figura 5.1 Perfil de presiones en el estrangulador.

En la Figura 5.1 se observa que la presión disminuye al pasar por el estrangulador y más o menos se recupera un 50% de esta en una distancia equivalente a 5 veces el diámetro del estrangulador.

## **FENÓMENOS CONSIDERADOS EN LOS MODELOS.**

En los modelos presentados, los autores de cada modelo realizaron algunas consideraciones y suposiciones que ayudaron a simplificar el problema, con lo que parece que este queda parcialmente resuelto. Sin embargo futuros desarrollos analíticos deberán incluir más efectos que se presentan en el flujo multifásico a través de estranguladores, entonces aquí se muestran las condiciones bajo las cuales se han presentado los modelos, entendiendo que ningún modelo fue desarrollado con todas las consideraciones.

Los investigadores han planteado la ocurrencia de fenómenos que pueden afectar el comportamiento del flujo multifásico a través de estranguladores y en resumen se toman en cuenta los siguientes:

- El patrón de flujo corriente abajo, en la garganta y corriente abajo del estrangulador.
- Condiciones de presión y temperatura de los fluidos.
- Condiciones atmosféricas.
- La velocidad de cada fase.
- La expansión politrópica del gas.
- Proceso con transferencia de calor.
- Pérdidas de energía por fricción: Las que abarcan fuerzas viscosas del fluido y la rugosidad del medio de transporte

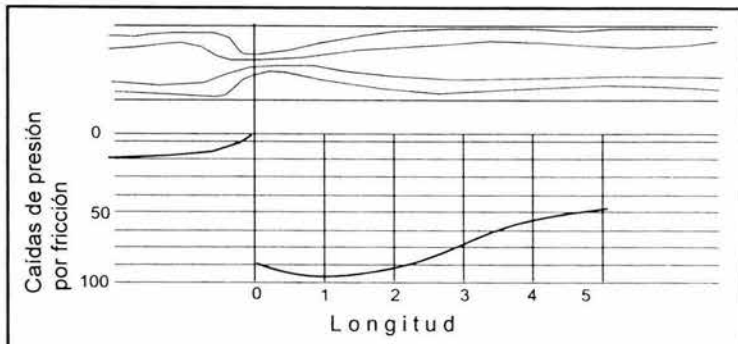


Figura 5.2 Pérdidas de presión por fricción en un estrangulador.

La Figura 5.2 nos representa las pérdidas de presión por fricción en un estrangulador.

- Pérdidas de energía por expansión y compresión.
- Efectos de entrada.
- Separación de fases antes, durante y después del estrangulador.

Se considera que se debe seguir trabajando en la determinación de la relación de presión crítica, con la finalidad de identificar el límite entre flujo crítico y subcrítico, para condiciones variantes de presión y composición de la mezcla de fluidos.

---

---

## **VI. APLICACIONES DE ESTRANGULADORES EN LA INDUSTRIA PETROLERA.**

Los estranguladores tienen una amplia aplicación en la industria petrolera por diversas razones, pero su principal función es la de regular el gasto de los fluidos provenientes del pozo bajo diversas condiciones de operación y en diferentes etapas de la vida del yacimiento. Por otro lado en el análisis del sistema integral de producción, la salida o entrada el estrangulador suele ser un nodo de estudio debido a que las condiciones del estrangulador pueden variarse de forma sencilla en comparación a otros elementos del sistema.

En este capítulo se presentan algunos ejemplos significativos de la aplicación de estranguladores en la industria petrolera. El estudio profundo de estas aplicaciones implica el conocimiento adecuado del área de interés por lo que las técnicas y metodologías de los usos de los estranguladores pueden ser revisados en literaturas específicas.

### **ESTRANGULADORES EN LAS ACTIVIDADES DE PERFORACIÓN.**

En las operaciones de perforación existen procedimientos para controlar pozos que presentan manifestaciones de aceite y/o gas, para tales procedimientos es necesario determinar la presión en diferentes puntos del sistema fluyendo, lo cual puede ser complicado dadas las posibles condiciones de flujo sónico a la salida de sistema (estrangulador), cambios inusuales de aceleración del fluido en algunas partes del sistema (debido a cambios en la geometría o dirección), así como cambios de temperatura y presencia de flujo de dos fases, entre otros factores.



Problemas similares se presentan al controlar un pozo con la línea de "matar" o donde la objetivo de diseño de un dispositivo se orienta a dimensionar la línea de flujo y elegir la tubería de revestimiento a colocar a cierta profundidad. Así la instalación de un estrangulador en el pozo disminuye la posibilidad de arranque durante una desviación, en cuyo caso se tiene la oportunidad de controlar al pozo bombeando hacia el fondo de este. Por otro lado también la erosión de la tubería debe ser controlada al disminuir la velocidad del fluido de perforación. Las situaciones mencionadas aquí se analizarán poco más adelante en esta sección.

Las correlaciones empíricas para predecir la presión de salida del estrangulador en condiciones de flujo sónico en presencia de flujo multifásico pueden ser adaptadas para uso práctico en el análisis de operaciones en las que se requiere una muerte dinámica del pozo<sup>23</sup>.

Como ejemplo de flujo de dos fases en un caso práctico para el control de un pozo se muestra que si el flujo fuera subsónico en la salida del estrangulador, la muerte del pozo requeriría menor gasto de lodo (cerca de 35 bl/min) y por el contrario si las condiciones a la salida fueran sónicas, la muerte requeriría mayor gasto (cerca de 44 bl/min).<sup>23</sup>

Las situaciones mencionadas podrían hacer la diferencia para la elección de tuberías, colocación de equipo "especial" de erosión superficial, o hasta la posibilidad de controlar un pozo.

Cuando la presión ejercida por la columna hidrostática del fluido de perforación es insuficiente para mantener bajo control los fluidos congénitos del subsuelo, estos tienden a fluir a la superficie, requiriéndose generar una contrapresión a través de los estranguladores ajustables colocados en el múltiple de estrangulación, hasta que se logre restablecer nuevamente las condiciones normales de operación.

### **Línea o múltiple de estrangulación.**

Se le conoce como "línea o múltiple de estrangulación" lateral al arreglo de válvulas, líneas y estranguladores diseñados para controlar el flujo de lodo de perforación y fluidos de formación del espacio anular durante los procedimientos de control del pozo. Algunas de las condiciones a las que el múltiple de estrangulación puede estar sometido, son una amplia variedad de fluidos (lodo de perforación, aceite y gas, nitrógeno, y bióxido de carbono), altas presiones, altas gastos, altas velocidades corriente abajo y contaminantes en los fluidos producidos tales como arena.

El múltiple de estrangulación debe cumplir al menos con los requerimientos siguientes:

- 1.- Control de presión usando uno de los diversos estranguladores.
- 2.- Posibilidad de desviar el flujo a una de las diversas áreas incluyendo un quemador, presas de reserva o de lodo, o tanques de trabajo cuando aplique.
- 3.- Manejar una relación de gasto al menos igual a la prevista.
- 4.- Soportar al menos las presiones de prueba.
- 5.- Estar establemente anclado durante las operaciones de matar al pozo.
- 6.- Tener fácil acceso a todos los componentes del múltiple de estrangulación.
- 7.- Deben ser construidas todas las líneas de flujo tan rectas como sea posible. (Sobre todo corriente abajo del estrangulador para evitar en lo posible o minimizar la erosión, aunque se puede operar al limite de erosión y reemplazar partes dentro del estrangulador entre otros dispositivos)
- 8.- Debe tener consistencia el diámetro interno en todas las líneas y válvulas para minimizar erosión y turbulenta en los cambios de diámetro.
- 9.- Debe ser capaz de controlar los fluidos en circulación de manera convencional o de forma inversa.
- 10.- Debe ser localizado tan cerca como sea posible al equipo superficial.

Así los *estranguladores ajustables* participan en las operaciones de control, ya que son herramientas diseñadas para restringir el paso de los fluidos, generando con esto una contrapresión en la tubería de revestimiento, con el fin de mantener la presión de fondo igual o ligeramente a la del yacimiento, lo que facilita la correcta aplicación de los métodos de control.

Los estranguladores ajustables están conectados al carrete de control o de un preventor con salida a través de válvulas, líneas y conexiones, además, tiene diversas alternativas de descarga como fue señalado.

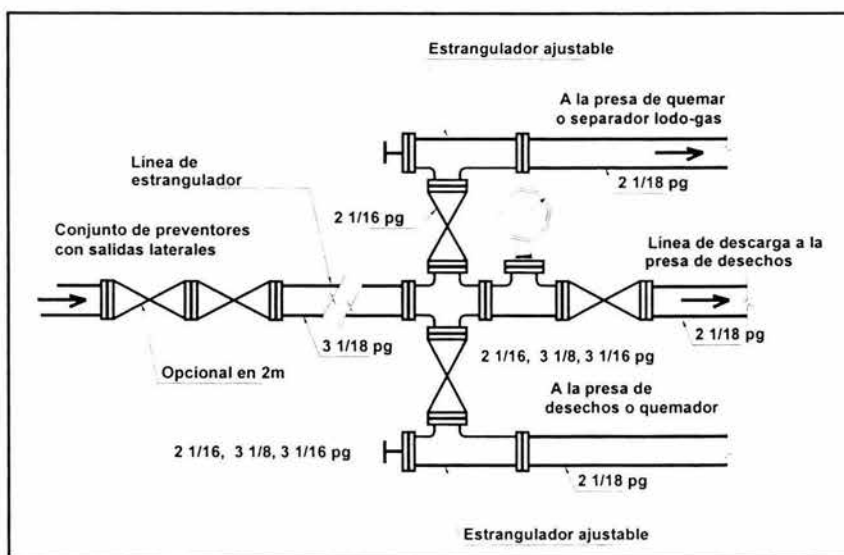


Figura 6.1 Múltiple de estrangulación típico para rangos de presión de trabajo de 2000 y 3000 lb/pg<sup>2</sup>.

Los *estranguladores ajustables manuales* son frecuentemente usados en las operaciones de control dada su economía; sin embargo, se tiene la desventaja de que el operador debe desplazarse hasta el múltiple de estrangulación, lo que trae como consecuencia mayor dificultad en la organización y desarrollo de las operaciones, ya que no se tiene el control de la bomba y no siempre se dispone de la lectura de presión en la tubería de perforación.

De lo anterior se concluye que el estrangulador según sea el caso permite al operador controlar de manera progresiva manual, potenciada o fija el control de la corriente del pozo abriendo o cerrando o seleccionando un tamaño de orificio.

En algunos arreglos de válvulas y estranguladores, uno de los lados del múltiple de estrangulación cuenta con un estrangulador ajustable que permite el control más flexible de gastos en la limpieza del fondo del agujero. Sobre el otro lado se cuenta con un estrangulador positivo para dar mayor precisión al control de flujo para predeterminados fluidos en diferentes pruebas. Usando la válvula y el estrangulador variable, el operador puede cambiar el estrangulador positivo sin tener que parar las operaciones o afectar el objetivo de la prueba.

Las características de los estranguladores duales (un ajustable y un fijo), ayudan a mantener un flujo constante, el cual mejora la calidad de los datos de la prueba. Los estranguladores duales están diseñados para fácil mantenimiento durante operaciones, las cuales ahorran tiempo y el costo total de la prueba.

### **Justificaciones para el uso de estranguladores durante la perforación.**

Las normas API<sup>24</sup> y los reglamentos internacionales, recomiendan que se debe disponer de dos estranguladores ajustables manuales y uno hidráulico en pozos terrestres. En los pozos marinos se recomienda utilizar un estrangulador hidráulico adicional.

Los métodos vigentes de control de pozos consisten en mantener una presión de fondo que equilibre la presión de formación o en su caso que la controle y están en función de las variables siguientes:

- Gasto y presión de bombeo.
- Columna hidrostática en el espacio anular.
- Contrapresión ejercida en el sistema.
- Además del gasto mínimo para condiciones a la salida y comportamiento supuesto de afluencia de la formación.

Por lo que para cumplir con la condición de equilibrio de presión se recurre a las variables señaladas siendo la más sencilla y practica la contrapresión ejercida, la cual se puede controlar con el estrangulador ajustable.

Es decir, que en lugar de variar el gasto, la presión de bombeo o la densidad del fluido de perforación resulta más fácil estar variando el diámetro del estrangulador para mantener la presión de fondo constante durante la operación de control.

También es necesario considerar otros factores como el o los métodos de control a usar para incluir el equipo necesario, así como la composición, abrasividad, corrosividad y toxicidad de los fluidos congénitos, además del volumen por manejar.

#### *Línea de matar.*

La línea de matar es una de las partes integrales del sistema de control superficial requerida para llevar a cabo las operaciones de control de pozos cuando el método normal de control (a través de la flecha o directamente por la tubería) no puede ser empleado.

La línea de matar conecta las bombas de fluido de perforación del equipo con una de las salidas laterales del carrete de control o de los preventores.

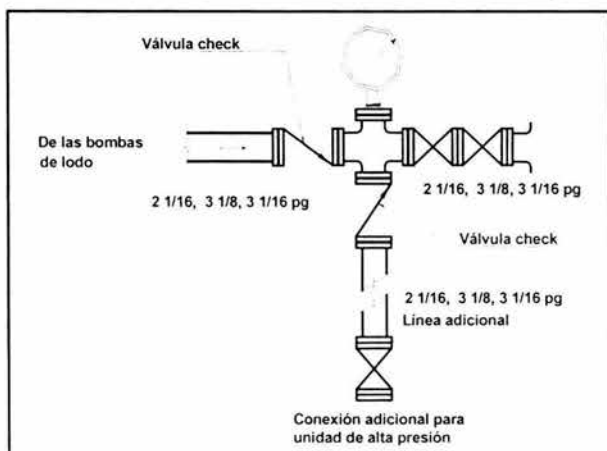


Figura 6.2 Diseño típico de la línea de matar para 5000, 10000 y 15000 lb/ pg<sup>2</sup> de presión de trabajo.

### **Terminación dual.**

El uso de estranguladores en instalaciones duales permite la producción de dos zonas en el fondo a través de una sarta o tubería de producción. Las dos zonas son combinadas en el fondo del pozo a través de un estrangulador de flujo. Este procedimiento elimina la necesidad de producir dos zonas a través de dos sartas separadas. Una consideración muy significativa es que el tamaño correcto de estrangulador a ser usado para permitir el gasto requerido para cada zona debe ser aproximadamente conocido.

### **Estimulaciones.**

Una rápida descarga del pozo después de una estimulación puede causar la incrustación de sólidos en la formación, es decir, la limpieza no será del todo buena, por lo que debe controlarse el flujo para mejorar estas operaciones. Además el flujo debe ser controlado ya que tanto en las estimulaciones y fracturamientos los fluidos son llevados al quemador a través del estrangulador donde se puede regular el gasto que se envía a la quema de esta forma se realizan operaciones más seguras.

El uso de estranguladores en las estimulaciones queda ejemplificado en el siguiente procedimiento:

- 1.- Si el pozo tiene la capacidad de fluir por si solo después del tratamiento, entonces se debe colocar pequeños estranguladores (6/64 a 8/64 pg) durante la limpieza inicial. La contrapresión en contra de la formación debe ser maximizada (por ejemplo la caída de presión cerca del fondo del pozo debe ser minimizada)
- 2.- Un arranque o producción de un pozo nunca debe ser abierto sobre un estrangulador grande instantáneamente. Incrementos graduales en el estrangulador de 2/64 pg son recomendados. Si es necesario, estos incrementos deben ser llevados a cabo durante varios días o semanas.

## Fracturamiento.

Durante un fracturamiento lo que se desea es crear canales de alta permeabilidad a través de fracturas que tengan cierta abertura y ello depende entre otras variables de la velocidad a la que el fluido fracturante y el de limpieza sean desalojados de la formación y de la fractura propiamente. Ya que si es elevada esta velocidad entonces se generan fuerzas de fricción que arrastrarían al apuntalante y por lo tanto la fractura disminuirá su abertura.

El siguiente procedimiento es un ejemplo de las aplicaciones que tiene el estrangulador en las practicas de fracturamiento a pozos.

- 1.- Si un líquido fracturante es usado, instalar un fluómetro para monitorear los gastos de 10 a 100 galones por minuto corriente abajo de un estrangulador variable. Si una espuma se usa como fluido fracturante, el fluometro no es necesario. El gasto de contraflujo de gas puede ser calculado de la caída de presión a través del orificio.
- 2.- Aislar el estrangulador u fluometro con una válvula durante el tratamiento.
- 3.- Asegurar que el estrangulador este completamente cerrado y aislado antes de iniciar el tratamiento de fractura.
- 4.- Dentro de 30 segundos después de terminar el lavado, abrir la válvula con el estrangulador cerrado. Si el estrangulador falla, la válvula puede ser usada como un regulador de flujo.
- 5.- Abrir el estrangulador ligeramente, no exceda el gasto de contraflujo de 10-15 galones por minuto para líquidos o un equivalente gasto para gas.
- 6.- Monitorear la presión contra el tiempo para determinar el cierre de la fractura.
- 7.- Un estrangulador es necesario cuando los gastos de gas y líquido son grandes
- 8.- Fluir el pozo por diversos días o semanas usando tamaños de estrangulador no mayores que 10-12/64 pg.

### **Aplicaciones adicionales.**

En fluidos energizados como el gas, la velocidad fluyendo en un estrangulador es limitada a la velocidad del sonido la cual es cerca de 1100 pie/seg. Una relación de 6 a 1 en diámetro resulta en una relación de área de 36 a 1. Así la velocidad de fluido esta directamente relacionada al área, entonces la velocidad corriente arriba podría ser 1/36 parte de la velocidad en el estrangulador. Esto resultaría en una velocidad corriente arriba de 30 pies/seg. Este pequeño ejercicio se puede valorar aún más cuando arena se produce ya que se tiene que verificar entonces si se presentan condiciones erosivas en las tuberías.

#### *Erosión.*

Los estranguladores son capaces de evitar la erosión de las tuberías resultante de altas velocidades ocurrientes inmediatamente corriente abajo del orificio, ya que en ellos se puede controlar el gasto que fluye a través de él y por lo tanto la velocidad del fluido.

#### *Anclaje de línea.*

Las fuerzas de empuje en la línea de estrangulación pueden ser aproximadas al multiplicar el área del estrangulador por la presión corriente arriba. Las fuerzas de impulso pueden ser mayores que esta, debido a los baches de gas y líquido fluyendo a través del múltiple de estrangulación, por lo que el múltiple debe ser anclado para que no pueda moverse. Así el estrangulador también limita el empuje generado por el flujo en la línea de contraflujo.



---

## ESTRANGULADORES EN LAS ACTIVIDADES DE PRODUCCIÓN.

Los estranguladores tienen amplia aplicación en los procesos de producción de pozos petroleros, ya que ellos son los únicos dispositivos que se encargan de regular el gasto bajo diversas condiciones como son fluidos producidos, ambientes de trabajo, incluso en sistemas artificiales de producción como el bombeo neumático. Así que aquí se muestran algunos de sus usos.

### **Levantamiento de condensados con espumas en pozos de gas y condensado.**

Una de las razones por las que pozos de gas y condensado son frecuentemente tratados con espumas es porque el fluido (líquido) podría contrafluir sobre la formación sin la necesidad de bombearlo. La inyección de espumas son llevadas a cabo en el pozo a través de la corriente fluyente de gas con una pequeña tubería o en caso de estar cerrado el pozo se arrojan barras efervescentes que actúan con agua u otros fluidos. Se procura que la velocidad a la que se acarrea la espuma sea mayor que la velocidad crítica<sup>★</sup>. Esto se debe a que un flujo menor que la velocidad crítica, el líquido podría caer en el fondo del pozo y causar una carga adicional en la presión, con la posibilidad de matar al pozo. Agregar surfactantes en los fluidos espumosos podría modificar la velocidad a la que la mezcla puede viajar en la tubería, así se puede reducir la velocidad crítica por debajo de 1 pie/seg o aumentar hasta 10 pie/seg.

Debido a esta "velocidad de flujo crítica" con o sin espumas, se convierte, en un asunto concerniente a la determinación del tamaño del estrangulador para fluir el pozo. Suponiendo un ejemplo de esto podría ser el flujo ascendente en una

---

<sup>★</sup> Velocidad crítica en este caso se refiere a la velocidad mínima a la que debe viajar la mezcla para evitar que el líquido comience a caer al fondo del pozo.

tubería de producción. Si los estranguladores con diámetro menor a 3/64'avos de pg el movimiento ascendente de los fluidos podrían ser menor a 1 pie/seg. Los más pequeños estranguladores podrían ser usados en tuberías de producción o tubulares pequeños y podrían fluir a velocidades menores que la velocidad crítica.

### Estranguladores de fondo.

Previo a la revisión del comportamiento del pozo debido a la instalación de un estrangulador de fondo es necesario revisar el comportamiento en tuberías verticales y en general de todo el sistema.

Para realizar el análisis del comportamiento del sistema de producción, se obtiene la presión de cada componente, en función del gasto. El procedimiento para la determinación de las caídas de presión comprende la asignación de nodos en varias posiciones básicas dentro del sistema. Se consideran constantes la presión estática del yacimiento ( $p_{ws}$ ) y la presión de separación ( $p_s$ ).

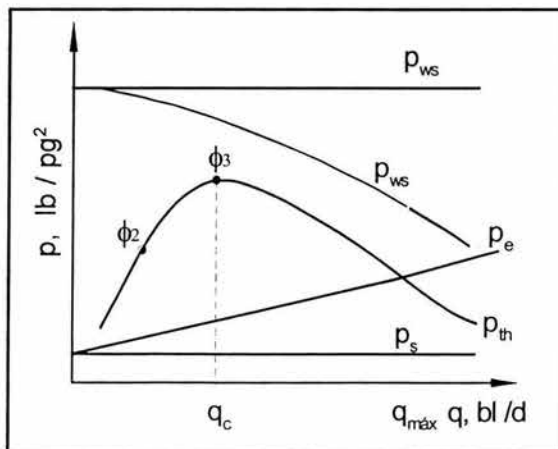


Figura 6.3 Distribución de presiones en el sistema de producción.

Una segunda Figura 6.4 puede usarse con otras curvas para ilustrar el efecto sobre el gasto, de los cambios en el valor de  $R$ ,  $P_{ws}$  o el índice de productividad. Para la obtención de este tipo de curva, se supone que se tiene una presión en la cabeza del pozo constante y que no existen restricciones de flujo en la superficie.

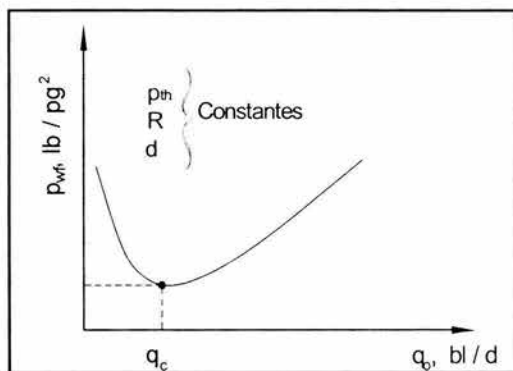


Figura 6.4 Curva de comportamiento del flujo vertical.

De la Figura 6.4 se observa que existe solo un gasto de producción para una relación gas líquido constante que proporciona la pérdida de presión mínima en la tubería; éste se define como el gasto crítico (para ajustar este comportamiento los principales parámetros a variar podrán ser las propiedades de los fluidos, tales como  $B_o$ ,  $R_s$  y  $\rho$  )

Algunos comentarios adicionales a la Figura 6.4 son:

- 1.- A partir del gasto crítico de aceite la presión de fondo fluyendo aumenta al disminuir el gasto.
- 2.- El gasto crítico debe disminuir cuando el diámetro de la tubería de producción disminuya.
- 3.- Se observa que la presión de fondo correspondiente al gasto crítico, disminuye al disminuir el diámetro de la TP.  $[p_{wf}]$  a una  $(q_c)$  disminuye cuando  $d_{tp}$  disminuye, esto se vería de la siguiente manera.

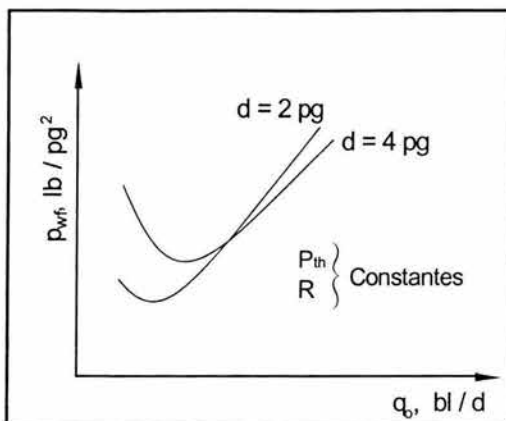


Figura 6.5 Curvas de comportamiento de flujo vertical para tuberías de 2 y 4 pg.

El empleo de la ecuación de continuidad, de la ecuación de movimiento y de la energía como un medio de predecir los fenómenos que intervienen en el flujo multifásico, no es práctico, dada la gran cantidad de variables e interrelaciones de fenómenos involucrados<sup>25</sup>.

Tomando en cuenta que la tubería de producción se encuentra instalada y que a condiciones futuras la presión de fondo estática habrá disminuido, quizá este diámetro de tubería ya no será el adecuado para continuar produciendo hidrocarburos bajo estas condiciones que se representan en la Figura 6.6.

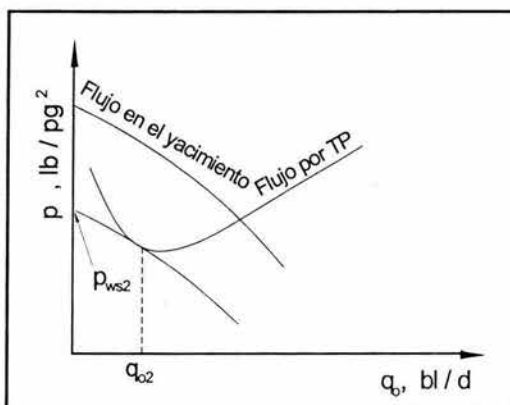


Figura 6.6 Determinación gráfica de la capacidad de producción de un pozo al variar su presión estática.

Así que colocar un estrangulador de fondo cuyo propósito principal sería provocar un incremento en la velocidad de elevación de la columna, principalmente en la parte inferior de la tubería. Esto produciría 1) la liberación y expansión del gas disuelto; 2) la expansión del gas libre que fluye junto con el aceite; y 3) un proceso que permite obtener una mezcla gas-aceite más íntima y uniforme, lo que evita el resbalamiento del gas y los problemas de cabeceo, además de mantener una contrapresión estable en el pozo.

El uso apropiado de estranguladores de fondo, resulta mejor cuando se maneja relaciones gas disuelto-aceite altas, ya que en este caso la cantidad adicional de gas liberado ayuda a "bombear" el aceite a la superficie donde la energía latente en el gas disuelto, al liberarse y expandirse, se emplea para elevar los fluidos en el pozo. Cuando se usan estranguladores superficiales, la energía de expansión del gas se gasta en la línea de descarga después del estrangulador, debido a que el fluido alcanza la superficie al mismo tiempo que llega a la restricción. Es de considerar que la presencia de gas libre reduce el gradiente de presión en una tubería de producción, mientras que produce el efecto contrario en una línea de descarga horizontal. Con el empleo de estranguladores de fondo se puede provocar un estrangulamiento más severo en los pozos, sin el peligro de causar su autocontrol debido a la contrapresión.

Los beneficios obtenidos en pozos con baja energía o baja velocidad de flujo son: estabilizar el flujo, prolongar la vida fluyente e incrementar el gasto de producción.

El incremento del gasto y la estabilización del flujo puede entenderse si se considera la parte profunda de la tubería, en la que, para un determinado gasto de producción, la velocidad de flujo es baja. Esta velocidad resulta ineficiente para efectuar el adecuado desplazamiento de aceite, ya sea porque existe un estrangulamiento superficial que provoca el fenómeno de cabeceo, en el que el

resbalamiento juega un papel primordial. El estrangulamiento de fondo proporciona un incremento en la velocidad y hace uniforme el flujo, lo que aumenta la capacidad de “bombeo” del gas y disminuye el resbalamiento, todo lo cual tiende a evitar el cabeceo y a incrementar el gasto.

Para que el estrangulador realice su objetivo, deberá situarse arriba de la profundidad a la cual se tiene la presión de burbujeo del fluido en producción.

Las consideraciones que se realizan para el manejo de estranguladores (en cálculos) son:

- 1.- Se maneja una caída de presión supuesta
- 2.- Se utiliza una variable, denominada constante de liberación de gas, que afecta a la relación gas disuelto-aceite, para simular el efecto de liberación del gas disuelto que se presenta al usar un estrangulador de fondo.

Algunas observaciones para la colocación de estranguladores de fondo son:

- El efecto de la instalación de estranguladores de fondo es más notorio a profundidades mayores que a profundidades someras, esto se muestra gráficamente en las Figuras 6.7 y 6.8.
- Se presentan mejores resultados en tuberías de diámetro pequeño que en tuberías de diámetro grande.
- Su empleo permite prolongar la vida útil de los pozos. Su efecto depende, principalmente del diámetro de la tubería empleada y de la relación gas-aceite producida.
- Próximos avances se orientan a desarrollar un dispositivo que permita originar mayor turbulencia en el flujo, con un abatimiento pequeño en la presión, el cual podría proporcionar resultados similares al de un estrangulador de fondo. Tal dispositivo puede ser un tubo Venturi.

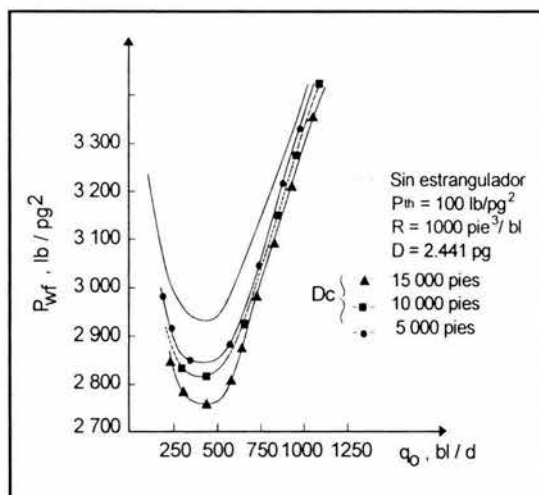


Figura 6.7 Variación de la presión de fondo por efecto del empleo de un estrangulador a diferentes profundidades.<sup>25</sup>

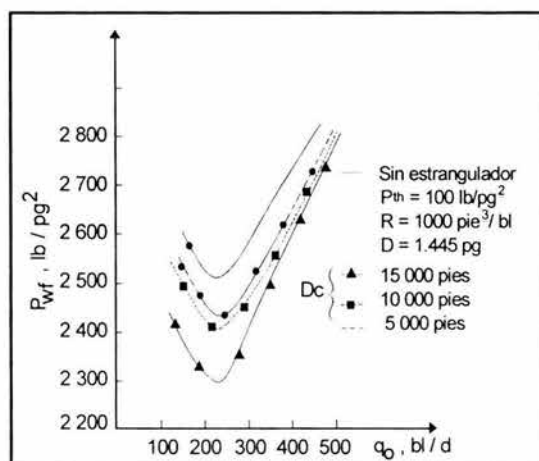


Figura 6.8 Variación de la presión de fondo por efecto del empleo de un estrangulador a diferentes profundidades.<sup>25</sup>

El tamaño de estrangulador puede ser entonces elegido después de simular distintos escenarios de producción, la Figura 6.9 muestra estas simulaciones para diferentes relaciones gas-aceite y considerando que se desea una caída de presión a través del estrangulador constate.

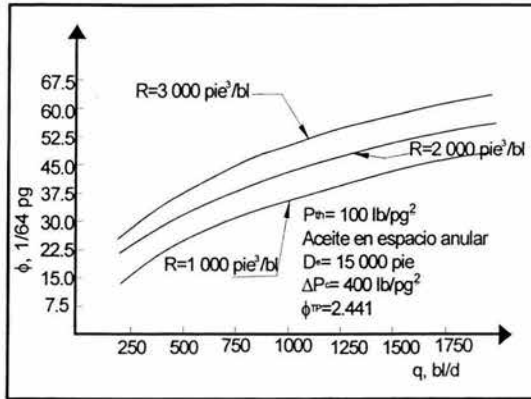


Figura 6.9 Diámetro del estrangulador requerido para provocar una caída de presión de 40 lb/pg<sup>2</sup>.<sup>25</sup>

Regresando al análisis particular del comportamiento de flujo vertical por la instalación de estranguladores de fondo se pueden concluir los siguientes puntos:

1.- Al reducir la presión de fondo, el gradiente de presión “estático”<sup>▼</sup> disminuye debido a la liberación del gas ocluido en el aceite, así mismo las pérdidas por fricción aumentan (Fig. 6.10).

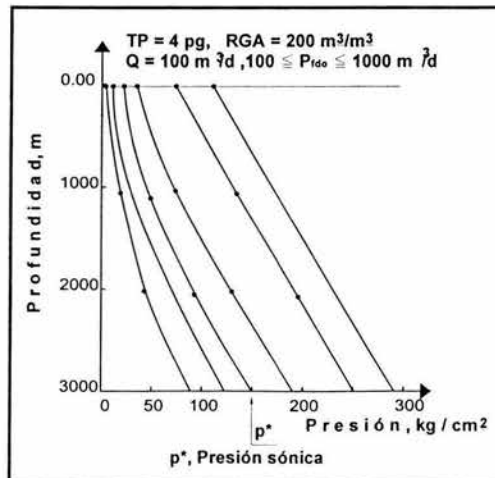


Figura 6.10 Disminución del gradiente de presión debido al flujo.<sup>29</sup>

▼ Se le llama gradiente estático o gradiente de presión estático en un inicio cuando aun no existe flujo, pero al iniciar la producción se convierte en un gradiente de presión fluyendo.



2.- Para una TP y un gasto de aceite determinados existe una RGA en la que se tiene una pérdida de presión mínima, y para una RGA dada se tiene un gasto con el que la caída de presión es mínima (Fig. 6.11).

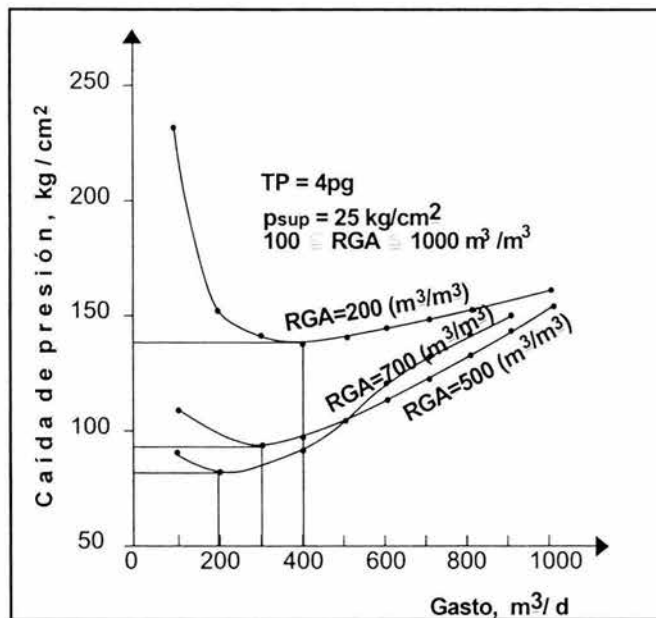


Figura 6.11 Caída de presión mínima dado un diámetro de tubería vertical y la relación gas-aceite.<sup>29</sup>

3.- En flujo vertical las mayores caídas de presión se tienen debido al gradiente "estático"<sup>^</sup> siendo significativo el de fricción para altas RGA (Fig. 6.12).

<sup>^</sup> Se considera que el gradiente presión estático proporciona las mayores cargas de presión por elevación, es decir, es significativa la presión ejercida por la columna de fluido estática, además que las pérdidas por fricción y aceleración son nulas.

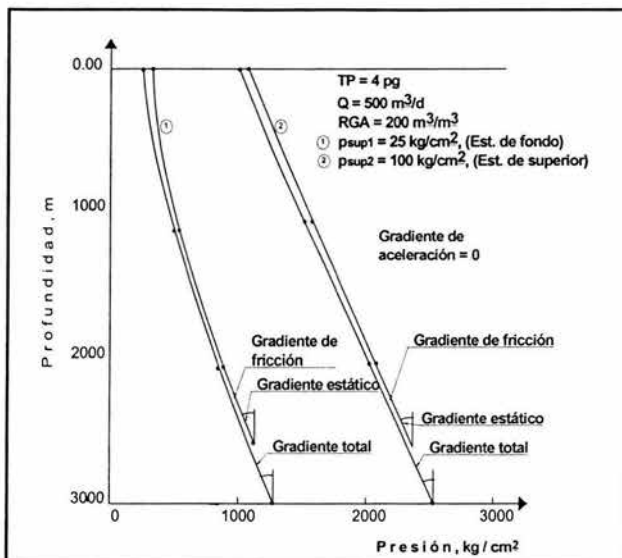


Figura 6.12 Caídas de presión debido al gradiente estático.<sup>29</sup>

4.- Con gastos bajos de producción se puede presentar gradientes altos debido al colgamiento de líquido, lo mismo ocurre para gastos altos donde el factor determinante es la fricción (Fig. 6.13).

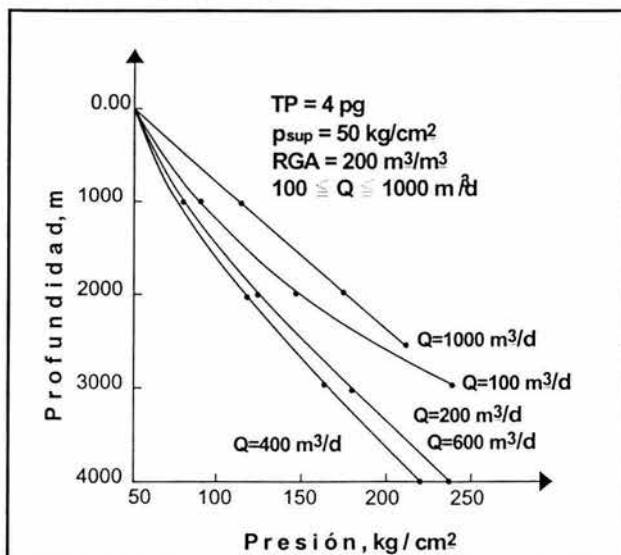


Figura 6.13 Caídas de presión por variación de gasto.<sup>29</sup>

5.- La velocidad de líquido varía poco con la presión, en cambio la velocidad de gas se incrementa al disminuir este parámetro (Fig. 6.14).

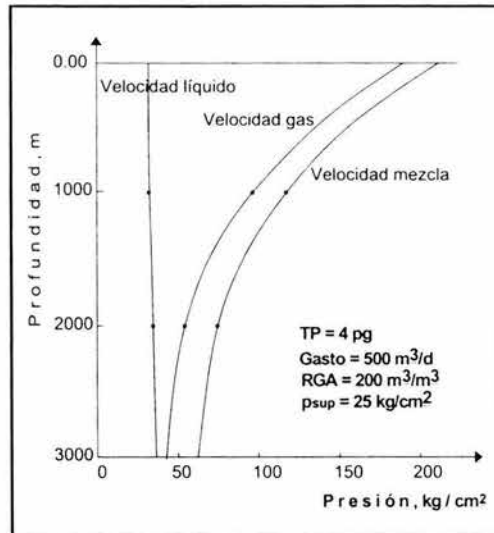


Figura 6.14 Velocidad de las fases con respecto a la profundidad.<sup>29</sup>

6.- La densidad de mezcla disminuye para decrementos en la presión (Fig. 6.15).

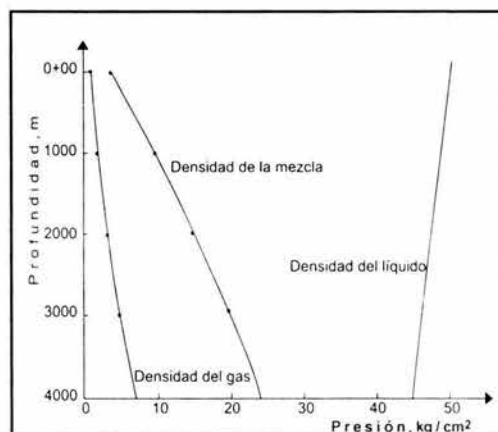


Figura 6.15 Variación de la densidad con respecto a la profundidad.<sup>29</sup>

Tomando en cuenta lo anterior se puede enunciar lo siguiente.

Al disminuir la presión en la tubería de producción por efecto del estrangulador de fondo, la expansión del agua ocurrida hace que el gradiente de presión "estático" disminuya, aumentando el de aceleración. Además se hace notar que en flujo sónico las pérdidas de presión a través del estrangulador de fondo son mayores que en el de superficie. Se concluye que la reducción en el gradiente estático por efecto de la expansión del gas no necesariamente compensa la disminución de presión que se tiene al usar el estrangulador de fondo (Fig. 6.16).

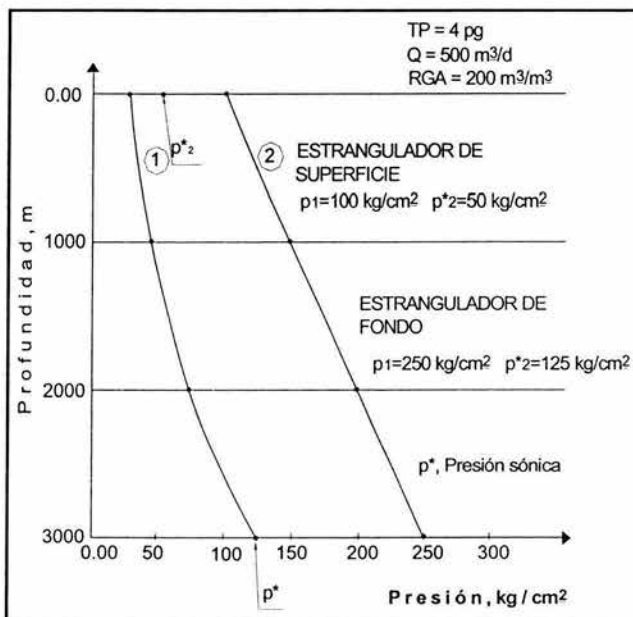


Figura 6.16 Comparación de entre estranguladores de fondo y de superficie.

### Uso de estranguladores en pruebas de producción.

Cuando una prueba de producción completa se corre en un pozo, esta da la posibilidad de estimar las propiedades físicas del sistema formación-pozo, las capacidades de producción del pozo y de la formación, la presencia de un impedimento dentro de la formación, la interferencia entre pozos, si existe alguna, y en otro sentido ayuda a determinar los posibles trabajos de estimulación para mejorar la productividad de la formación con el consecuente comportamiento de la cabeza del pozo resultante.

El comportamiento de la presión en la cabeza del pozo es uno de los puntos más importantes para aquellos que tienen que usar el pozo como un dispositivo de producción y análisis. El comportamiento de la presión en la cabeza del pozo es representado, simplemente por una curva, la cual da el gasto de producción como una función de la presión de la cabeza del pozo, por ejemplo, la curva llamada "Curva característica de la cabeza del pozo" en la Figura 6.17, muestra que la presión de la cabeza del pozo disminuye a medida que el gasto de producción se incrementa.

La intersección entre las curvas características de la cabeza del pozo y del estrangulador, da los gastos efectivos de producción del pozo con ese o esos estranguladores.

Para determinar la presión corriente arriba del estrangulador son necesarias algunas condiciones de operación y tal como se puede deducir de manera fácil de la grafica de la Figura 4.8 para una  $\beta$  dada y una  $p_2$  fija, hay un valor mínimo fijo de la presión  $p_1$  del estrangulador corriente arriba, la cual generalmente coincide con la presión de la cabeza del pozo.

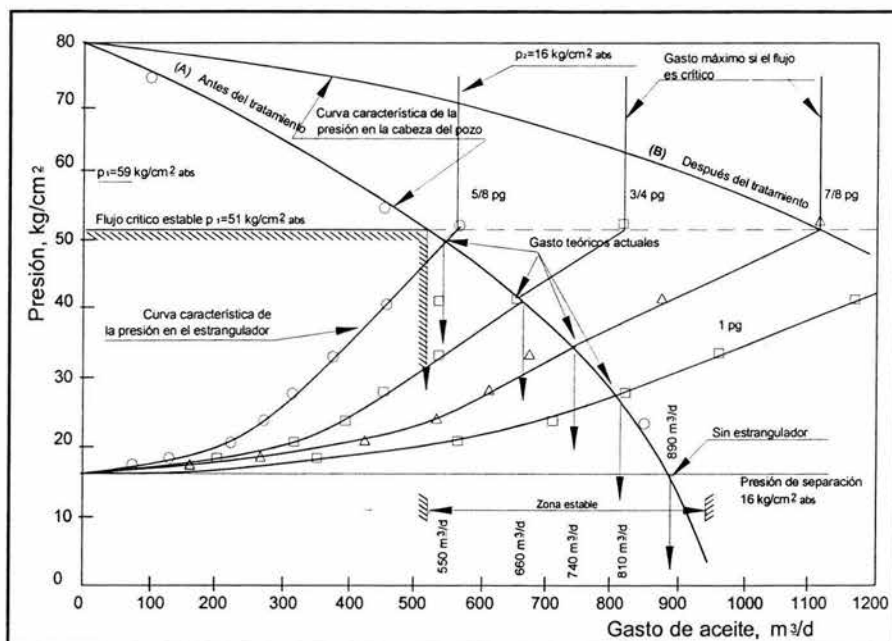


Figura 6.17 Comparación entre las curvas características de la cabeza del pozo y el estrangulador.

El valor mínimo de  $p_1$  proviene de la relación  $p_2/p_1$  dada por la intersección de la curva de velocidad con la línea de separación en la Figura 4.8, por ejemplo, suponiendo una  $\beta=0.77$  entra la curva 5 y 6 en la Figura 4.8 la intersección de la curva interpolada  $\beta=0.77$  con la línea de separación, donde empieza la velocidad del sonido o crítica, da una  $p_2/p_1=0.315$ . la presión mínima corriente arriba del estrangulador asegurando un flujo crítico cuando  $p_2$  es, por ejemplo  $16 \text{ kg/cm}^2=227.6 \text{ lb/pg}^2$ , debería ser:

$$p_1 = p_2 / (p_2/p_1) = 16 / 0.315 = 51 \text{ kg/cm}^2 = 725.4 \text{ lb/pg}^2$$

#### Inestabilidad.

La inestabilidad de un pozo se puede entender con el ejemplo mostrado en la Figura 6.17. El gasto de aceite del pozo requiere una presión del estrangulador corriente arriba mayor de  $51 \text{ kg/cm}^2=725.4 \text{ lb/pg}^2$ , de lo contrario el flujo estará en el campo crítico, y el gasto será el máximo para ese estrangulador con esas

condiciones. Por el contrario, si el gasto de aceite requiere una presión de cabeza del pozo o de estrangulador corriente arriba menor de  $51 \text{ kg/cm}^2 = 725.4 \text{ lb/pg}^2$ , el flujo estará en el campo subcrítico, lo cual significa un coeficiente de utilización del estrangulador más pequeño que uno.

Los dos campos de flujo, crítico y subcrítico, han sido llamados "zona de estabilidad", y "zona de inestabilidad" respectivamente. La razón para darles esos nombres, se deriva del hecho de que en la zona de estabilidad cualquier variación de la presión de la cabeza del pozo, en conjunto con la curva característica de la cabeza del pozo, no tiene influencia sobre el gasto de aceite a través de estrangulador, por lo que el flujo será crítico. Por el contrario, cualquier variación de  $p_1$  en la zona de inestabilidad tendrá una gran influencia sobre el gasto de aceite a través de estrangulador como se ha estudiado.

#### *Daño.*

Suponga ahora que la curva de una prueba de incremento de presión de fondo registrado durante la prueba de producción en este pozo mostró un fuerte efecto de daño, y que un fuerte trabajo de acidificación mejoró la productividad del pozo y la nueva curva característica del pozo es como "B" en la Figura 6.17. Como puede verse, la zona de estabilidad o de flujo crítico, se incrementa, saltando de un coeficiente de utilización de estrangulador de  $7/8$  a  $1$ , con un incremento del gasto de aceite de  $1120 \text{ m}^3/\text{d} - 740 \text{ m}^3/\text{d} = 380 \text{ m}^3/\text{d}$ , el cual se pretende que cobré los costos del trabajo de la mejora.

Con la nueva curva característica de la cabeza del pozo (curva B de la Figura 6.17), solo el estrangulador de  $7/8$  tiene un coeficiente de utilización de  $100\%$ . Todos los otros estranguladores tiene una eficiencia menor a  $100\%$ , pero, por ejemplo, la razón de ser ineficientes los estranguladores de  $1/4$  y  $1$  pg es muy diferente. Para mejorar la eficiencia de un estrangulador de  $1$  pg, se requiere bajar la presión del estrangulador corriente abajo  $p_2$ , mientras que por el contrario para mejorar la eficiencia del estrangulador de  $3/4$  pg, el cual esta ahora en el campo

crítico, se requiere incrementar la presión corriente abajo  $p_2$ , en un valor tal para tener una  $p_1$  de  $50\text{kg/cm}^2 = 711\text{ lb/pg}^2$ .

Se toma como una regla general para incrementar el coeficiente de utilización del estrangulador dado un gasto de aceite dentro de la zona de estabilidad, incrementar la presión corriente debajo de la restricción. Por el contrario, para incrementar la eficiencia de utilización de los estranguladores cuyo gasto cae dentro de la zona de inestabilidad, es necesario disminuir la presión del estrangulador corriente abajo.

Analizando, los estranguladores que trabajan en la zona de inestabilidad son aquellos de mayor tamaño y por lo tanto, generalmente, es posible disminuir la presión del estrangulador corriente abajo.

Por otro lado los aforos de un pozo en los que interviene la instalación de un estrangulador, los datos pueden servir para:

- Determinar la confiabilidad de los métodos de calculo en la simulación.
- Evaluación de diversas correlaciones.
- Cálculo de presiones de fondo fluyendo.
- Cálculo de la presión estática de los pozos.
- Diagnosticar los pozos.
- Cálculo de temperatura de fondo del pozo.

### **Cabezales de recolección.**

Cuando a través del estrangulador se presenta flujo subcrítico se puede presentar una contrapresión a través del estrangulador por parte de otros pozos que tengan una mayor presión y que se unan en el cabezal de recolección, es decir se esta aumentando la presión corriente abajo del estrangulador por lo que en flujo crítico se evita que el gasto del pozo en cuestión disminuya o varié de forma inusual.



## **BENÉFICOS OBTENIDOS EN EL YACIMIENTO POR EL EMPLEO DE ESTRANGULADORES.**

En el yacimiento si se excede el gasto máximo de explotación se puede presentar problemas de conificación y/o taponamiento. El fenómeno de onda acústica provoca un efecto de taponamiento del pozo por lo cual se necesita el flujo crítico en el estrangulador para evitar este fenómeno. Además con la colocación de un estrangulador correctamente diseñado se puede reducir la incrustación de sólidos o la formación de asfaltenos, siempre que se tenga un buen entendimiento de las caídas de presión en el sistema. Adicionalmente los efectos dañinos de turbulencia generados en la cercanía del pozo por el alto gasto de producción pueden ser evitados, así como ondas de presión dramáticas que se transmiten en el yacimiento e incitan la movilidad del contacto agua-aceite.

## **ANÁLISIS DEL SISTEMA INTEGRAL DE PRODUCCIÓN.**

En el análisis nodal se puede analizar el comportamiento de todos los componentes del sistema de producción, siendo los siguientes procedimientos formas de realizar este análisis específicamente para el estrangulador.

### **Elección del tamaño de estrangulador a través del análisis nodal.**

*Solución en el estrangulador en la cabeza del pozo.*

El procedimiento para elegir el estrangulador en la cabeza del pozo es como sigue:

- 1.- Se calcula para un rango de gastos supuestos, la presión en la cabeza del pozo tanto a la entrada como a la salida del nodo, que en este caso es la entrada y salida del estrangulador, para las condiciones en el fondo del pozo y la presión de separación (Fig. 6.18).

2.- Se grafican las curvas del paso anterior y se anotan las caídas de presión que se observan para diferentes valores de gastos (Fig. 6.18).

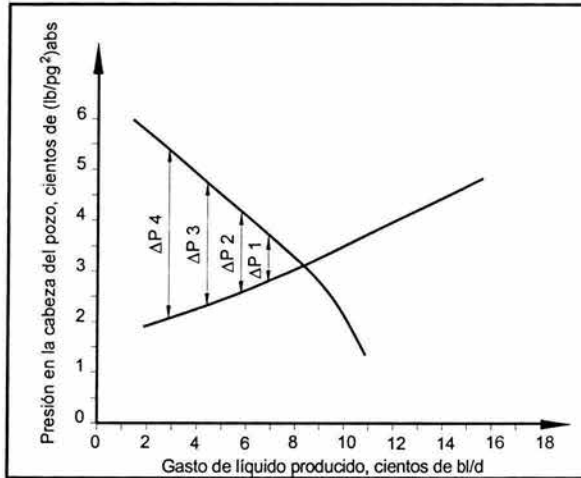


Figura 6.18 Caídas de presión en la cabeza del pozo.<sup>30</sup>

3.- Se grafican los valores que se anotaron de caídas de presión contra los correspondientes valores de gastos (Fig. 6.19).

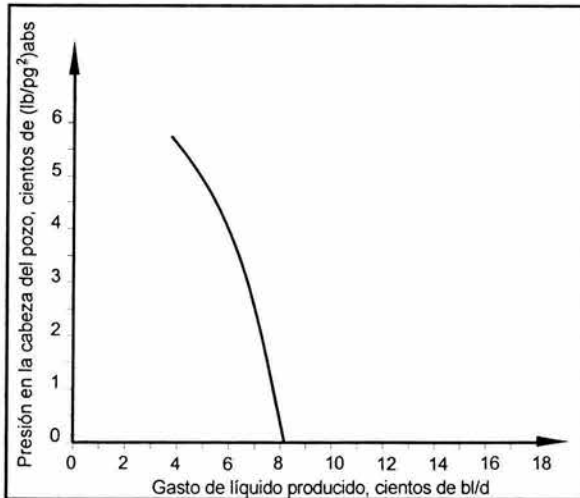


Figura 6.19 Caídas de presión de la Figura 6.18  
contra gasto.<sup>30</sup>

4.- Suponiendo diferentes valores de gasto, se calcula la presión corriente arriba del estrangulador, usando la correlación de flujo a través de estranguladores más apropiada para el sistema.

El cálculo se efectúa para varios valores de diámetro de estrangulador. Se calculan las caídas de presión a través del estrangulador, considerando que la presión que se tiene corriente abajo de este es la que se calculó como "presión a la salida del nodo" en el inciso 1.

En cada caso, al efectuar los cálculos para diferentes valores de gastos, se debe revisar la relación de presiones antes y después del estrangulador con la intención de utilizar una correlación de flujo a través de estranguladores adecuada, entonces se empleará la correlación de flujo crítico o subcrítico.

Esto en varios casos puede conducir a un procedimiento iterativo, donde inicialmente se supone flujo crítico y al revisar la relación de presiones calculada, se puede concluir que se tiene flujo subcrítico, requiriéndose en tal caso el cálculo de la presión corriente arriba del estrangulador con la correspondiente correlación de flujo subcrítico.

El criterio para identificar el flujo crítico lo proporciona en cada caso el autor de la correlación que se utilice, siendo en la mayoría de los casos próximos a 0.5.

5.- Con los valores obtenidos en el paso anterior, se grafican las caídas de presión para cada estrangulador, contra los gastos respectivos (Fig. 6.20).

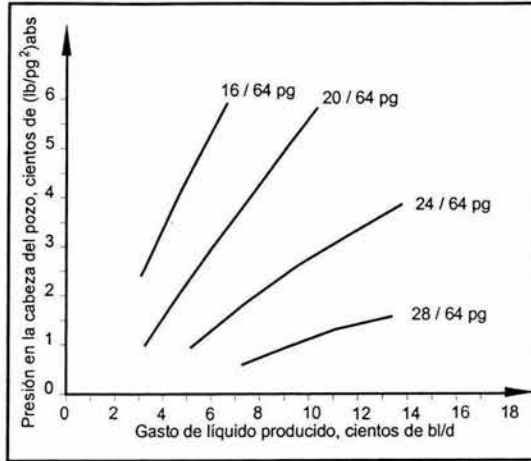


Figura 6.20 Caídas de presión contra gastos para diferentes estranguladores.<sup>30</sup>

6.- Se trazan, en una misma gráfica, las curvas obtenidas en los incisos 3 y 5. los puntos en que se intersecta la curva de caídas de presión del sistema (inciso 3), con las curvas de comportamiento de estranguladores (inciso 5), indican los gastos posibles del sistema analizado con cada uno de los estranguladores supuestos (Fig. 6.21).

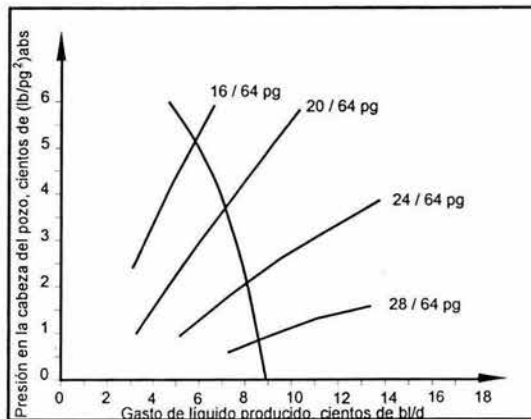


Figura 6.21 Gastos posibles del sistema para los diferentes estranguladores analizados.<sup>30</sup>

### Combinación del comportamiento de flujo a través del estrangulador y de la tubería de producción.

Las curvas de flujo a través del estrangulador y de la tubería de producción que se presentaron con anterioridad pueden combinarse para generar una sola curva que muestre el comportamiento de ambas. El procedimiento es el siguiente:

a) Empleando la misma escala de gasto, obtener por separado las curvas de comportamiento de flujo para estranguladores y tubería de producción. Para hacerlo, aplicar la correlación adecuada para estranguladores y para tuberías verticales.

b) Sobreponer una grafica en la otra, tal como se indica en la Figura 6.22.

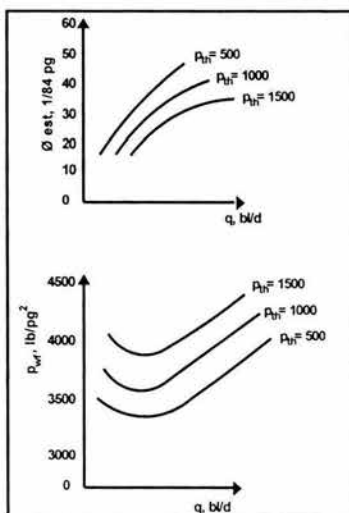


Figura 6.22 Preparación de las curvas de comportamiento de flujo para estrangulador y tubería de producción para la obtención de una sola curva.<sup>30</sup>

c) Trazar una línea horizontal a partir del diámetro del estrangulador considerado (en este caso 24/64 pg). Estas líneas intersectarán las curvas  $p_{th}$  en los puntos A, B y C; determinando los gastos de producción correspondientes (Fig. 6.23).

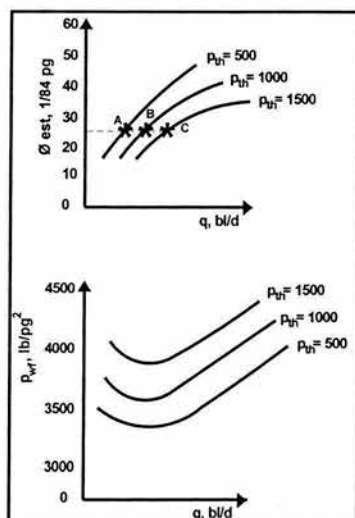


Figura 6.23 Obtención de los puntos A, B y C para el diámetro de estrangulador de 24/64 pg.<sup>30</sup>

d) Trazar tres líneas verticales a través de los puntos A, B, y C. Estas líneas intersectarán las curvas de  $p_{th}$  en A', B' y C' como lo muestra la Figura 6.24.

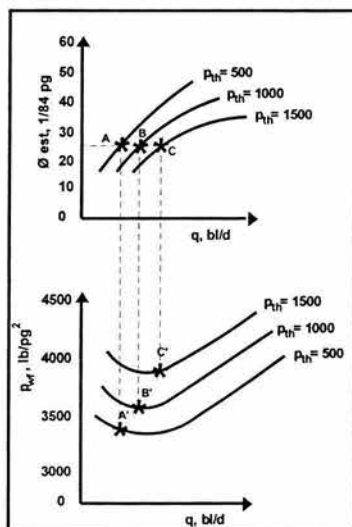


Figura 6.24 Obtención de los puntos A', B' y C' para el diámetro de estrangulador de 24/64 pg.<sup>30</sup>

e) Unir los puntos A', B' y C' con una línea, esta línea representa el comportamiento de flujo combinado entre la tubería de producción y el estrangulador de 24/64 pg (Fig. 6.25).

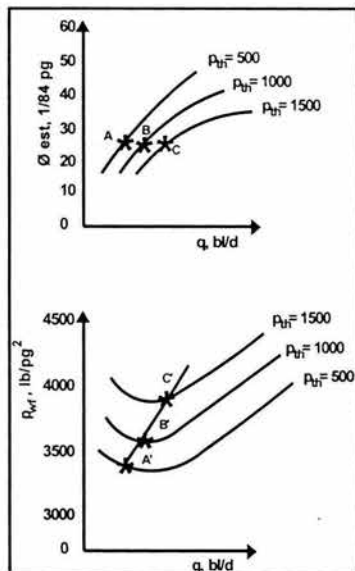


Figura 6.25 Comportamiento de flujo combinado entre la tubería de producción y el estrangulador de 24/64 pg.<sup>30</sup>

Si siguiendo el mismo procedimiento, se pueden determinar las curvas de comportamiento de flujo combinadas para otro diámetro de estrangulador (Fig. 6.26).

Si se cree conveniente, se puede considerar flujo subcrítico a través del estrangulador. En tal caso, la curva de comportamiento combinada entre la tubería de producción y el estrangulador sería como la mostrada en la Figura 6.27.

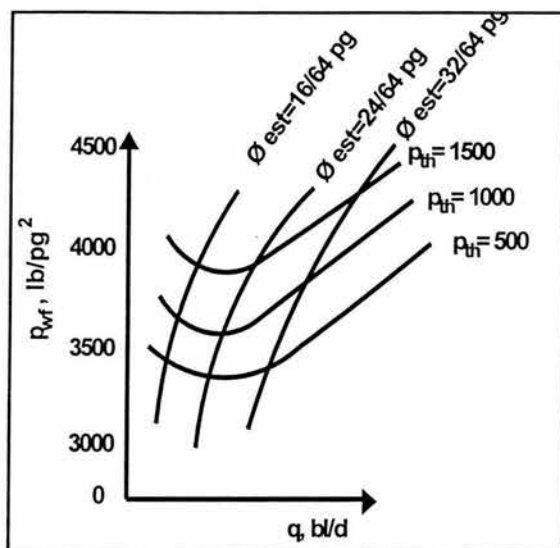


Figura 6.26 Comportamiento de flujo combinado entre la tubería de producción y diferentes diámetros de estrangulador.<sup>30</sup>

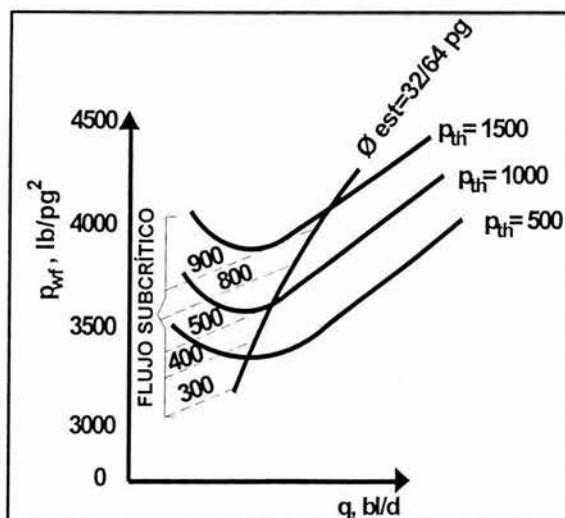


Figura 6.27 Curva de comportamiento de flujo combinado para diámetro de estrangulador de 24/64 pg considerando flujo subcrítico.<sup>30</sup>



*Estimación de la curva de comportamiento de flujo a partir de cambios de estranguladores en la superficie. (método gráfico)*

Una vez que han sido generadas las gráficas de comportamiento de flujo para la tubería de producción y para el estrangulador, es tiempo de examinar la secuencia para determinar la curva de comportamiento de flujo de los pozos sin tener que recurrir a la toma de registros de presión de fondo.

Una medición que en la practica puede realizarse con menor dificultad es la presión en la boca del pozo antes y después del estrangulador, de tal manera que si se efectúan cambios de estrangulador dando el tiempo necesario para que estabilice el flujo entre cada cambio, se podrá tener un registro de la presión en la cabeza del pozo para cada uno de los diámetros de orificio que se hayan utilizado. A partir de la curva de comportamiento de flujo del pozo, el procedimiento que se sugiere seguir es el siguiente, en este ejemplo se han utilizado valores numéricos para explicarlo.

a) Efectuar la medición de la presión en la boca del pozo para diferentes estranguladores. Es importante que el pozo haya estabilizado su presión antes de proceder a la colocación del siguiente orificio. Se obtendrá una tabla como la mostrada a continuación:

Diámetro estrangulador (pg)	$P_{th}$ (lb/ pg <sup>2</sup> )
16/64	800
24/64	680
32/64	530
40/64	330

**Tabla 6.1 Ejemplo de datos obtenidos de presión en la cabeza para diferentes tamaños de estrangulador.<sup>30</sup>**

b) Seleccionar un método de flujo multifásico para tuberías verticales y una correlación para estranguladores. Determinar de acuerdo con los diámetros de orificio manejados y el rango de presiones medidas en la cabeza del pozo la curva de comportamiento de flujo combinada estrangulador-tubería de producción de acuerdo con la secuencia explicada con anterioridad (Fig. 6.28).

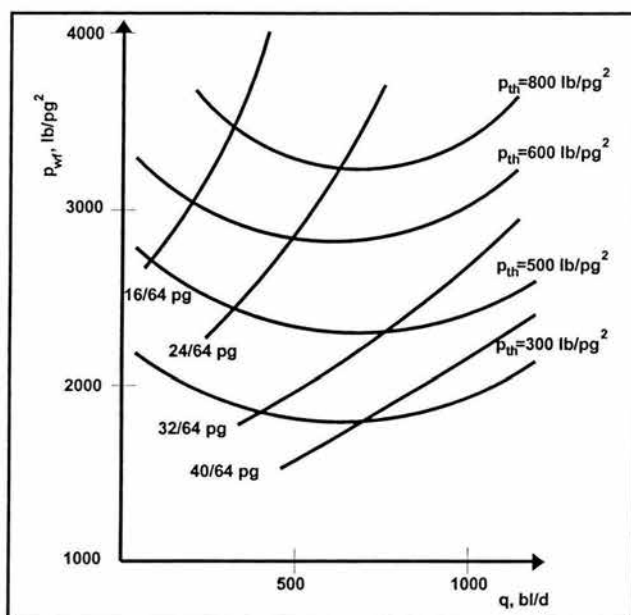


Figura 6.28 Curvas de comportamiento de flujo combinadas.<sup>30</sup>

c) Localizar en esta grafica (Fig. 6.28) los puntos de la tabla de mediciones (Tabla 6.1), es decir, el diámetro del estrangulador y su correspondiente valor medido de  $p_{th}$ , (puntos 1, 2, 3 y 4 en la Figura 6.29). Leer los valores de gastos y de presiones de fondo fluyendo para esos puntos.

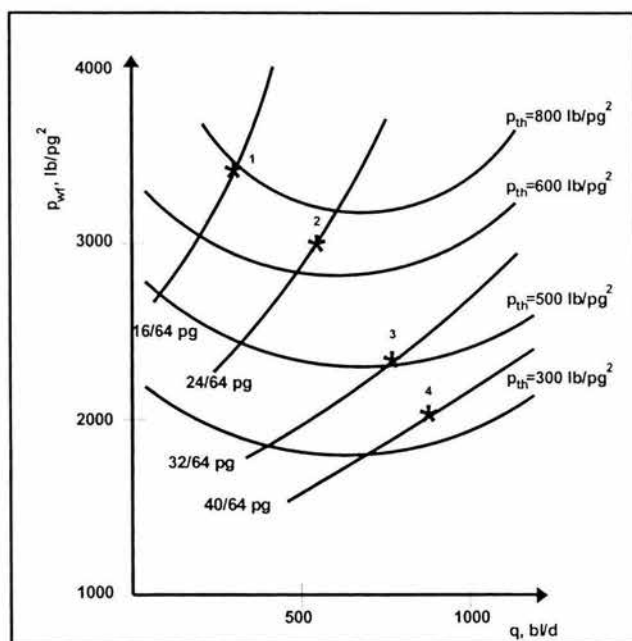


Figura 6.29 Localización de los puntos registrados en la prueba.<sup>30</sup>

La tabla siguiente muestra los resultados:

Diámetro de estrangulador ( pg)	$q_o$ (bl/d)	$p_{th}$ (lb/ pg <sup>2</sup> )
16/64	325	3610
24/64	585	3150
32/64	820	2470
40/60	960	2010

Tabla 6.2 Valores obtenidos de las curvas de comportamiento de flujo combinadas.

Al unir con una línea los puntos 1, 2, 3 y 4, localizados en el paso anterior, se obtiene la curva de comportamiento de flujo representativo del pozo (Fig.6.30).

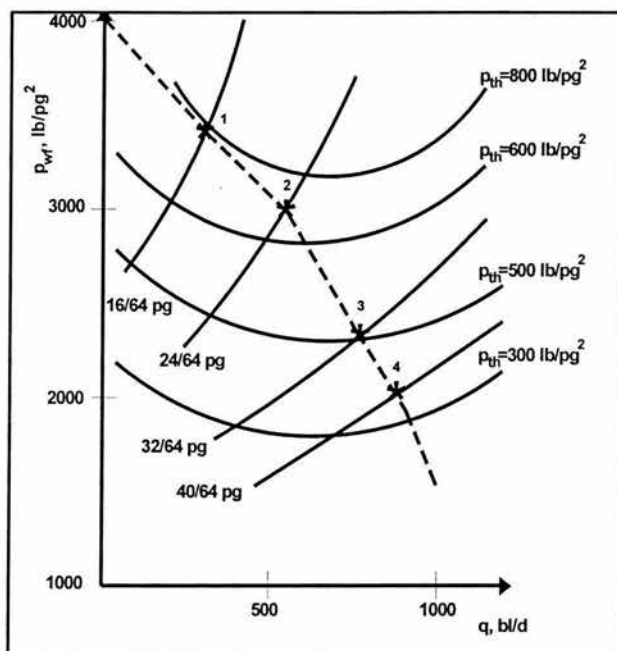


Figura 6.30 Obtención de la curva de comportamiento de flujo del pozo.<sup>30</sup>

Además extrapolando esa línea hasta el eje de las ordenadas, se puede estimar un valor aproximado de la presión estática. ( $p_{ws}=4025 \text{ lb/pg}^2$ ). Dicho valor también podría estimarse si se toman los gastos y presiones de fondo fluyendo para los dos primeros estranguladores de la Tabla 6.2 y se aplica el procedimiento descrito por Vogel y su ecuación, ya que el potencial máximo es el mismo para las diferentes mediciones y por lo tanto se puede despejar el gasto máximo  $Q_{omax}$  y se pueden igualar las ecuaciones para obtener

$$Q_{omax} = q_0(1 - 0.2(p_{wf}/p_{ws}) - 0.8(p_{wf}/p_{ws})^2)$$

Una vez estimada la presión estática, se puede recurrir al método de Fetkovich ó al de Jones, Blount y Glaze para determinar el potencial del pozo y así mismo se obtendrá la ecuación que describe el comportamiento de flujo del pozo.

No debe olvidarse la presión de saturación del fluido para determinar las ecuaciones a emplear en el análisis.

Se puede considerar que la presión del intervalo productor es menor a la presión de saturación, de tal manera que si el yacimiento es bajo saturado se deberá localizar en la gráfica el punto que le corresponde a la presión de burbujeo y proceder de acuerdo primero con relación a la curva de comportamiento de flujo generalizada.

---

## **CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.**

### **Conclusiones**

1. Se realizó un trabajo que presenta los modelos de flujo multifásico a través de estranguladores comúnmente empleados en la industria petrolera. Con su estudio se pretende ayudar a estudiantes e ingenieros en la elección del modelo adecuado para las condiciones que se puedan plantear, dentro de los propios límites de las investigaciones.
2. Existen diversos modelos para flujo multifásico a través de estranguladores para flujo crítico y subcrítico, pero mayoría de los modelos publicados son para flujo crítico.
3. El flujo multifásico a través de estranguladores comprende muchos procesos, así que los modelos desarrollados toman en cuenta algunas consideraciones como flujo adiabático sin pérdidas por fricción, por lo que los modelos no necesariamente se apegan a la realidad.
4. Los modelos para flujo multifásico a través de estranguladores no calculan exactamente la caída de presión y/o gasto en la restricción, por lo que para ajustar los resultados a datos de campo es necesario emplear un factor llamado coeficiente de descarga. Este coeficiente pretende absorber las simplificaciones realizadas durante el desarrollo de los modelos.
5. El coeficiente de descarga no afecta alguna propiedad en particular, solo modifica directamente la relación entre presión y gasto.
6. El coeficiente de descarga varía según las condiciones de flujo, presión, temperatura y propiedades de flujo multifásico.

7. El límite entre flujo crítico y subcrítico no está bien definido. Algunos autores han supuesto o experimentado diversas relaciones de presión crítica, establecer un valor fijo para dicha relación implica una simplificación que indudablemente se reflejará en la exactitud de los resultados que se obtengan al aplicar los modelos.
8. Los modelos estudiados son sensibles a diversos parámetros, por lo que deben ser empleados cuidadosamente dentro de los rangos apropiados de propiedades de fluidos, gastos, presiones y tamaño de estrangulador.
9. Los resultados de los modelos dependen de la caracterización de los fluidos, así que en algunos modelos no bastará con correlaciones para caracterizar a los fluidos.
10. Son necesarios modelos más precisos para predecir el gasto multifásico a través de estranguladores ya que ello repercute en la interpretación apropiada del comportamiento del pozo fluyendo.
11. Los modelos de flujo multifásico a través de estranguladores empleados con simuladores de tuberías, yacimiento y procesos, son una herramienta que ayuda a soportar evaluaciones integrales, dando como resultado una mejor idea de las problemáticas actuales.

### **Recomendaciones**

1. Al desarrollar un modelo se deberá investigar el límite entre flujo crítico y subcrítico, además las relaciones tendrán que cumplir para los casos extremos, esto es, flujo de gas o líquido.
2. Los modelos de aproximación teórica no toman en cuenta pérdidas de energía por fricción o por transferencia de calor en la vecindad de la restricción, lo que ofrece un punto sobre el cual tener una base para desarrollos futuros en los modelos de flujo en estranguladores.

3. Investigaciones acerca del comportamiento de coeficiente de descarga, podrían mejorar los resultados de los modelos de flujo multifásico a través de estranguladores como fue demostrado Ajienska.
4. Se debe investigar algún modelo para el valor de relación crítica con diferentes mezclas de fluidos y condiciones de presión y temperatura.
5. Permanece abierta la posibilidad de ocupar los modelos para intentar simular el comportamiento de los estranguladores, aún cuando se usen fuera de los rangos y parámetros para las que fueron desarrolladas.
6. Se puede modificar algunos modelos al mejorar la base de datos medidos en campo.
7. No es motivo de este trabajo discutir los modelos de flujo multifásico en tuberías, medición de hidrocarburos, terminaciones y aparejos de producción, pero se reconoce que se debe trabajar con mayor tenacidad en estos aspectos pues son parte integral de los sistemas de producción y de ellos dependen proyectos de inversión.
8. El flujo a través del yacimiento hasta el pozo, flujo ascendente por la tubería de producción, flujo a través de estranguladores y flujo por la línea de descarga, deben ser estudiados de forma simultanea como base para el diseño adecuado de las instalaciones, de forma que se conduzca a la explotación optima del yacimiento.
9. La discusión del comportamiento de los estranguladores comparando entre superficiales y de fondo queda fuera de esta tesis pero se plantea su estudio para un mejor análisis.
10. Problemas asociados a la colocación de estranguladores como la formación de emulsiones que dificultan el proceso de separación de fases, quedan pendientes para su particular estudio.



**NOMENCLATURA.**

VARIABLE	DESCRIPCIÓN	UNIDADES
a, b, c, e, f, g	Coefficientes empíricos	Adim.
A, C, B	Coefficiente empírico	Adim.
A <sub>c</sub>	Área de sección transversal del estrangulador	pie <sup>2</sup>
A <sub>d</sub>	Área	pie <sup>2</sup>
B <sub>o</sub>	Factor de volumen del aceite	bl@T <sub>y</sub> ,P <sub>y</sub> bl@T <sub>a</sub> ,P <sub>a</sub>
C <sub>D</sub>	Coefficiente de descarga	Adim.
C <sub>p</sub>	Capacidad calorífica a presión constante	
C <sub>v</sub>	Capacidad calorífica a volumen constante	
D	Diámetro de la tubería sobre la cual el medidor se encuentra instalado	pg
d	Diámetro del estrangulador	1/64 pg
D <sub>c</sub>	Profundidad de colocación del estrangulador de fondo	
F	Fracción peso en la corriente fluyendo	
F(X)	Función de presión adimensional	Adim.
f <sub>b</sub>	Factor base	-
F <sub>g</sub>	Área ocupada por el gas en una sección transversal de tubería	m <sup>2</sup>
F <sub>mp</sub>	Factor de corrección múltiple	-
F <sub>t</sub>	Área total	m <sup>2</sup>
F <sub>w</sub>	Factor de mojabilidad	-
G	Flujo másico	lb <sub>m</sub> /pie <sup>2</sup> /seg
g <sub>c</sub>	Aceleración de la gravedad, constante gravitacional, aceleración gravitacional	pie/seg <sup>2</sup>
h	Distancia del centro del estrangulador a la circunferencia del agujero	pg
K	Coefficiente de resistencia	
k	Relación de calores específicos	
M	Gasto másico	lb <sub>m</sub> /seg

<b>n</b>	Exponente politrópico para el gas, relación de calores específicos	-
<b>N<sub>p</sub></b>	Número de relación de densidad	Adim.
<b>N<sub>d</sub></b>	Número de diámetro	Adim.
<b>N<sub>p</sub></b>	Número de presión corriente arriba	Adim.
<b>N<sub>ql</sub></b>	Número de gasto volumétrico de líquido	Adim.
<b>N<sub>Re</sub></b>	Número de Reynolds	Adim.
<b>N<sub>v</sub></b>	q <sub>g</sub> /q <sub>L</sub>	pie <sup>3</sup> /bl
<b>N<sub>vg</sub></b>	Número de velocidad de gas	Adim.
<b>N<sub>vl</sub></b>	Número de velocidad de líquido	Adim.
<b>p</b>	Presión	(lb/pg <sup>2</sup> ) <sub>man</sub>
<b>P<sub>e</sub></b>	Presión en el estrangulador	(lb/pg <sup>2</sup> ) <sub>man</sub>
<b>PM</b>	Peso molecular	
<b>p<sub>wf</sub></b>	Presión de fondo fluyendo	(lb/pg <sup>2</sup> ) <sub>man</sub>
<b>p<sub>wh</sub></b>	Presión en la cabeza del pozo	(lb/pg <sup>2</sup> ) <sub>man</sub>
<b>p<sub>ws</sub></b>	Presión de fondo estática	(lb/pg <sup>2</sup> ) <sub>man</sub>
<b>q</b>	Gasto	bl/d
<b>Q</b>	Gasto Vol. bruto de líquido	bl/d
<b>Q<sub>d</sub></b>	Número de producción adimensional	Adim.
<b>q<sub>m</sub></b>	Gasto total de la mezcla	pie <sup>3</sup> /seg
<b>r</b>	Coefficiente de correlación	
<b>RGL</b>	Relación gas-líquido	pie <sup>3</sup> /bl
<b>RGA, RGO</b>	Relación gas-aceite	pie <sup>3</sup> /bl
<b>RLG</b>	Relación líquido-gas	bl/ pie <sup>3</sup>
<b>R<sub>mp</sub></b>	Volumen específico multifásico, 1/ρ <sub>TP</sub>	
<b>R<sub>s</sub></b>	Relación de solubilidad del gas	pie <sup>3</sup> /bl
<b>R<sub>si</sub></b>	Relación de gas total el solución	pie <sup>3</sup> /bl
<b>t</b>	Espesor del disco de cerámica	pg
<b>T</b>	Temperatura	°F
<b>U</b>	Volumen específico	pie <sup>3</sup> /lb
<b>v</b>	Velocidad	pie/seg
<b>V</b>	Volumen	m <sup>3</sup>
<b>v<sub>s</sub></b>	Velocidad superficial	pie/seg

---

$W_i$	Gasto másico isoentrópico	lb <sub>m</sub> /seg
<b>WOR</b>	Relación agua-aceite	bl/bl
$x$	Calidad del gas libre	-
<b>Z</b>	Factor de compresibilidad del gas	Adim.
$\Delta p$	Caída de presión a través del estrangulador	lb/pg <sup>2</sup>
$\Omega$	Colgamiento	
$\beta$	Concentración de gas en la mezcla bifásica	
$\varepsilon$	Relación de presión corriente arriba-abajo	Adim.
$\varepsilon_c$	Relación de presión crítica	Adim.
$\gamma$	Densidad relativa (agua = 1.0)	Adim.
$\varphi$	Función relación de áreas	
$\lambda$	Fracción de gas libre en la corriente aproximándose al estrangulador	-
$\mu$	Viscosidad	cp
$\theta$	Ángulo de rotación con respecto a la posición completamente abierta para estranguladores MOV	rad
$\rho$	Densidad	lb <sub>m</sub> /pie <sup>3</sup>
$\sigma$	Tensión superficial de la interfase líquido-aire	dina/cm
$\zeta$	Coefficiente por pérdidas de expansión-contracción	-
$\phi$	Diámetro del estrangulador	pg
$\Pi$	Producto adimensional	
$\Phi_1, \Phi_2$	Funciones	
$\beta_g$	Factor beta del gas = $[p_1(\rho_{g1} + RLG_1)]^{1/2}$	
$\beta_o$	Factor beta = $(B_o + WOR)^{-1}$	

---

## Subíndices

<b>1</b>	Condiciones corriente arriba
<b>2</b>	Condiciones corriente abajo
<b>fdo</b>	Fondo
<b>sup</b>	Superficial
<b>c</b>	A condiciones de flujo crítico
<b>C</b>	Estrangulador

---

---

**REFERENCIAS**

- 1     Reporte Interno PEMEX "Incrementando la productividad de los pozos de gas mediante la instalación de estranguladores de fondo" Activo de producción Chilapilla-Colomo 2001
  
- 2     Reporte Interno PEMEX "Mejoramiento de la productividad del pozo Chunnel-1 mediante análisis nodal empleando Pipesim 2000" Activo de producción Chilapilla-Colomo 2002
  
- 3     Aijenka, J. A. y Owolabi, O. E.: "Multiphase flow metering: An evaluation of discharge coefficients", The Journal of Canadian Petroleum Technology (Octubre 1994) 57-62.
  
- 4     Ashford, F. E. y Pierce, P.E.: "Determining multiphase pressure drops and flow capacities in down-hole safety valves", Journal Petroleum Technology (Septiembre 1975) 1145-1152.
  
- 5     Fortunati, F.: "Two-phase flow through wellhead chokes", artículo SPE 3742 presentado en el Encuentro de Verano SPE-European de la SPE de AIME, Amsterdam, The Netherlands, Mayo 16-18, 1972.
  
- 6     Beggs. H. D. y Brill, J. P.: "A study of two phase flow in inclined pipes", Transactions AIME, 1973.
  
- 7     Wallis, G. B., "One-dimensional two-phase flow ", Mc Graw-Hill Book Co. Inc., New York, 1969.
  
- 8     Tangren, R. F. y Cols.: "Compressibility effects in two-phase flow", Journal of Applied Physics, (Julio 1949) 637.

- 
- 9 Gilbert, W. E.: "Flowing and gas-lift well", Drilling and production practice, American Petroleum Institute, 1954.
  - 10 Ros, N. C. J.: "Simultaneous flow of gas and liquid as encountered in well tubing", Journal Petroleum Technology (Octubre 1961) 1037-1049.
  - 11 González, C. C.: "Flujo multifásico a través de estranguladores". Tesis de Maestría, Universidad Nacional Autónoma de México, 1976.
  - 12 Baxendell, P. B.: "Producing wells on casing flow- An analysis of pressure gradients", artículo SPE 8027 presentado en el Segundo Encuentro regional annual de la SPE, Caracas, Venezuela, Noviembre 6-9, 1957.
  - 13 Omaña, R., Houssiere, C., Jr., Brown, K. E., Brill, J.P. y Thompson, R.E.: "Multiphase flow through chokes", artículo SPE 2682 presentado en el 44 Encuentro anual de la SPE de AIME, Denver, Colorado, Sept. 28-Oct. 1, 1969.
  - 14 Ashford, F. E.: "An evaluation of critical multiphase flow performance through wellhead chokes", Journal Petroleum Technology (Agosto 1974) 843-848.
  - 15 Surbey, D. W., Kelkar, B. G. y Brill, J.P. "Study of subcritical flow through múltiple-orifice valves", artículo SPE 14285 presentado en el 60 Congreso y exhibición técnica anual de la SPE., Las Vegas, NV, Septiembre 22-25, 1985.
  - 16 Abdul-Majeed, G. H.: "Correlations developed to predict two-phase through wellhead chokes", SPE 015839, 1986.

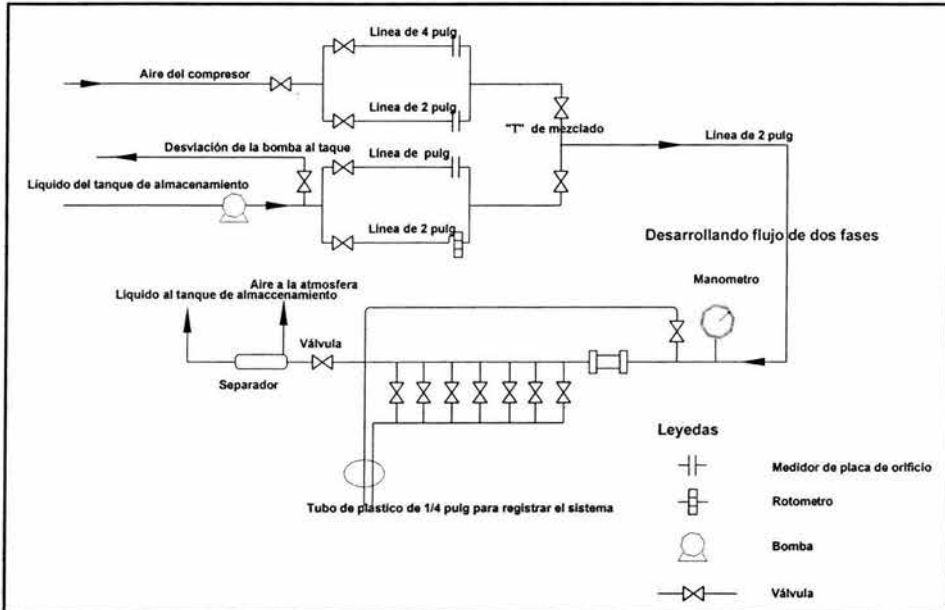
- 
- 17 Osman, M. E. y Dokla, M.E.: "Gas condensate flow through chokes", SPE 020988, 1990.
  - 18 Surbey, D. W., Kelkar, B. G. y Brill, J.P.: "Study of subcritical flow through multiple-orifice valves", SPE 015140, 1985.
  - 19 Sachdeva, R., Schmidt, Z., Brill, J. P. y Blais, R. M.: "Two-phase flow through chokes", artículo SPE 15657 presentado en el 61 Congreso y exhibición técnica anual de la SPE., New Orleans, LA, Octubre 5-8, 1986.
  - 20 Perkins, K.: "Critical and subcritical flow of multiphase mixtures", artículo SPE 20633 presentado en el 65 Congreso y exhibición técnica anual de la SPE., New Orleans, LA, Septiembre 23-26, 1990.
  - 21 Manual de usuario PIPESIM2000™.
  - 22 Lannom, D. A. y Hatzignatiou, D.G.: "Multiphase-flow choke correlation limits analyzed", Oil & Gas Journal (Abril 1996) 37-41.
  - 23 Bourgoyne A. T. Jr. y Abel L. W.: "Two-phase modeling improves diverter desing or shallow gas hazards", Oil & Gas Journal (Julio 1995) 29-35.
  - 24 Design, Installation, Repair and Operation of Subsurface Safety Valve Systems, API Recommended Practice 14B (PR 14B) Cuarta edición, Julio 1994.
  - 25 Garaicochea, P. F. y Fuentes, N. F.: "Estudio teórico de procedimientos para prolongar la vida fluyente de los pozos" Ingeniería Petrolera (Junio 1987) 6-15.

- 
- 26 Adams, N.: "Workover well control", PennWell Books, 1981, Tulsa, Oklahoma, E.E.U.U.
  - 27 Procedimientos y normas de control para control de brotes PEMEX Exploración y Producción, Subdirección de perforación y mantenimiento de pozos.
  - 28 Benítez, R. G.: "Flujo en pozos petroleros con diferentes estranguladores", Tesis de Maestría, Universidad Nacional Autónoma de México, 1980.
  - 29 Hernández, G. M.: "Desarrollo de un simulador para la evaluación y diagnóstico de las condiciones de operación de pozos fluentes". Tesis de Maestría, Universidad Nacional Autónoma de México, 1990.
  - 30 Chávez, T. J.: "Simulador de flujo en los sistemas de producción de hidrocarburos en campos petroleros". Tesis de Maestría, Universidad Nacional Autónoma de México, 1991.
  - 31 Garaicochea, P. F., Bernal H. C. y López O.: "Transporte de hidrocarburos por ductos" Colegio de Ingenieros Petroleros de México, A.C., 1991.
  - 32 Acuña, A., Garaicochea, P. F. y Limón, H. T.: "Flujo multifásico en tuberías", Instituto Mexicano del Petróleo Subdirección de Explotación. México, D.F. 1976.
  - 33 Beggs, H. D.: "Production optimization: using Nodal Analysis™", Oil and Gas Consultants International Inc., 1991, Tulsa, Oklahoma, E.E.U.U.
  - 34 Brown, K. E. y Beggs, H. D.: "The technology of artificial lift", Vol. 1 ; Inflow performance, multiphase flow in pipes, and the flowing well, PennWell Publishing Co., Tulsa, 1977.

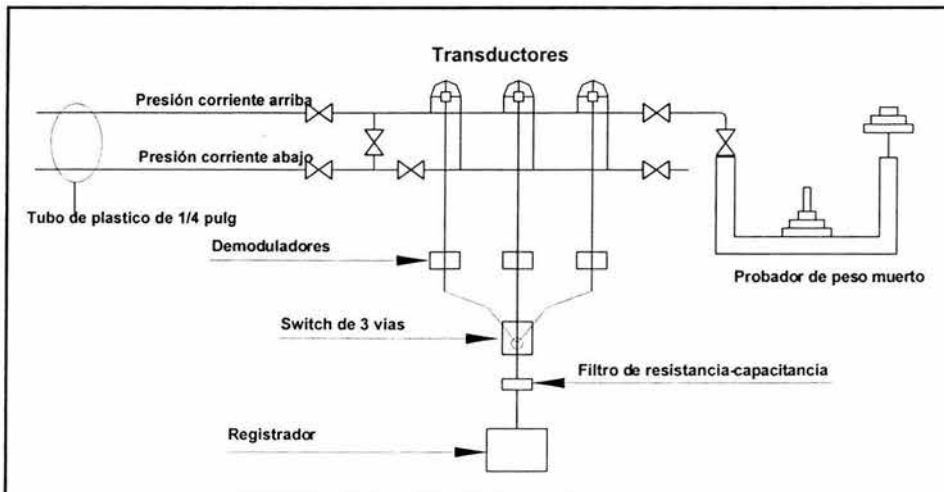


- 35 Economides, M. J., Hill, A. D., Ehlig-Economides C.: "Petroleum of petroleum systems", Prentice Hall, 1994, New Jersey, E.E.U.U.
- 36 Szilas, A. P.: "Developments in petroleum science Vol. 3: Production and Transport of Oil and Gas", Elsevier, Amsterdam, 1975.
- 37 Donohue, A. T. y Nind, T. W. E.: "Introduction and general principles", International Human Resources Development Corporation, Boston, 1983.
- 38 Orkiszewski: "Predicting two-phase pressure drops in vertical pipes", Journal Petroleum Technology (Abril 1967)

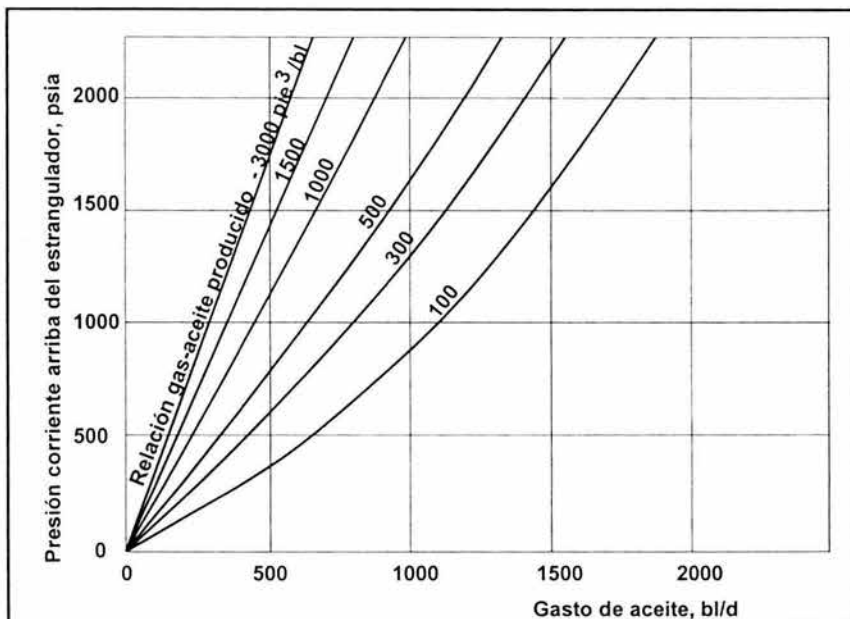
APÉNDICE A.



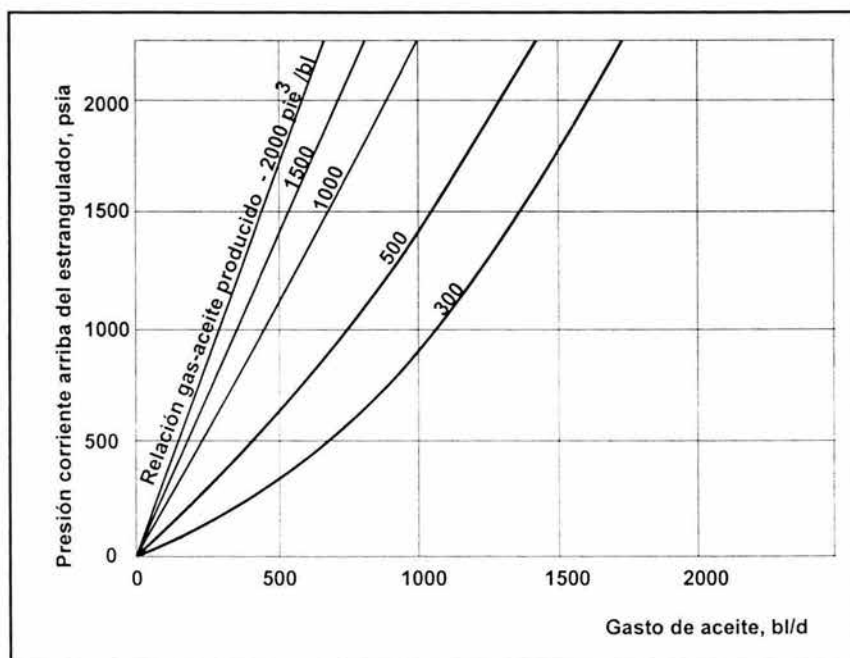
A.1 Esquema de la unidad de prueba para flujo multifásico empleada por Sachdeva.



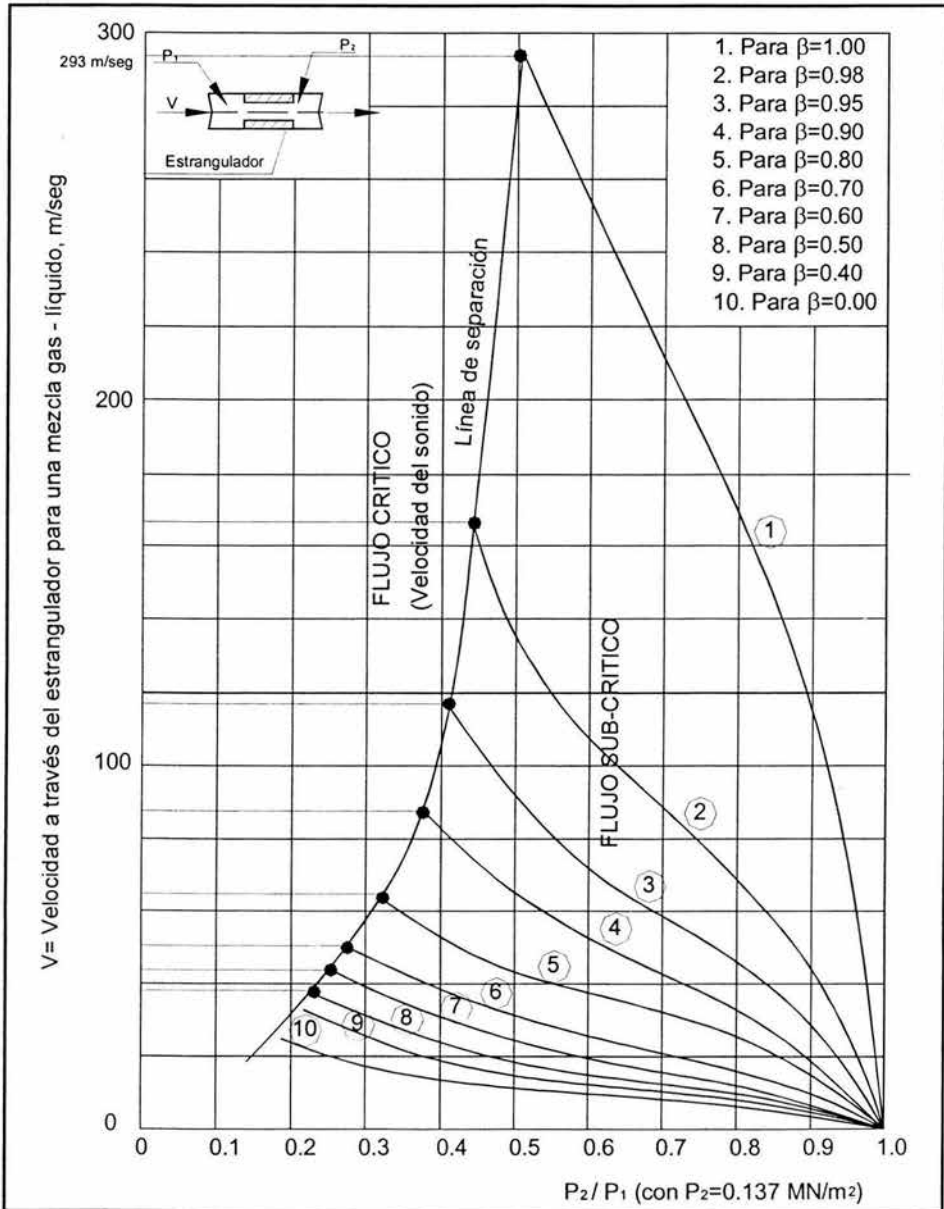
A.2 Sistema de registro de presión empleado por Sachdeva.



A.3a Capacidad crítica del orificio para RGO=0 y WOR=0.



A.3b Capacidad crítica del orificio para RGO=250 y WOR=0.111.



A.4 Velocidad de mezclas de gas-aceite a través de estranguladores.