



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE MÉXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

“EFECTO DEL DIÁMETRO DEL ESTRANGULADOR
SOBRE LA DEPOSITACIÓN DE ASFALTENOS EN
LÍNEAS SUPERFICIALES. CASO DE APLICACIÓN”

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

I N G E N I E R A P E T R O L E R A

P R E S E N T A:

RAMÍREZ LEDESMA NADIA ALEJANDRA

DIRECTOR DE TESIS: Dr. EDGAR RAMÍREZ JARAMILLO

MÉXICO D. F. CD. UNIVERSITARIA, OCTUBRE DEL 2009.





UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA
DIRECCIÓN
60-I-1114

SRITA. NADIA ALEJANDRA RAMÍREZ LEDESMA
Presente

En atención a su solicitud, me es grato hacer de su conocimiento el tema que propuso el profesor Dr. Edgar Ramírez Jaramillo y que aprobó esta Dirección para que lo desarrolle usted como Trabajo Escrito de su examen profesional de Ingeniero Petrolero:

EFFECTO DEL DIÁMETRO DEL ESTRANGULADOR SOBRE LA DEPOSITACIÓN DE ASFALTENOS EN LÍNEAS SUPERFICIALES. CASO DE APLICACIÓN

- I INTRODUCCIÓN
- II REVISIÓN DEL ESTADO DEL ARTE
- III DESARROLLO DEL MODELO DE DEPOSITACIÓN DE ASFALTENOS A TRAVÉS DEL ESTRANGULADOR
- IV ESTUDIO DE CASO. POZO REAL
- V ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS
- VI CONCLUSIONES
- VII BIBLIOGRAFÍA

Ruego a usted cumplir con la disposición de la Dirección General de la Administración Escolar en el sentido 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

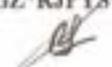
"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"

CD. Universitaria, D. F., a 28 de Septiembre de 2009

EL DIRECTOR

MTRO. JOSÉ GONZALO GUERRERO ZEPEDA

JGGZ**RJPYS**srs



AGRADECIMIENTOS

Gracias Dios por darme la vida, por guiarme por el buen camino y permitirme llegar a este momento tan grato en mi vida, por darme la familia (mamá, hermana y titán) que siempre me han apoyado en todos mis proyectos y siempre tienen un consejo, regaño, o incluso un lengüetazo para mi bien, por ponerme a lo largo de mi vida personas buenas que siempre me han tendido la mano y ayudado en los días en que pensaba que no existía alguna salida, también debo de agradecer por las personas malas e incluso los malos ratos que he pasado ya que todo ha contribuido a formarme como la persona que soy ahora y como no agradecerte por darme el amor de mi vida (Bicho) ya que con el he compartido muchas experiencias y he encontrado un compañero para toda la vida, solo me queda agradecerte por todo lo que me has dado GRACIAS.

En memoria de mi abuelito José Rosario Ledesma Miranda, abuelo te quiero mucho, tus enseñanzas son lo mas valioso que me heredaste.

Gracias a mi mamá Martha Ledesma Miranda, por enseñarme que la mejor herencia que me puedes dejar es la educación, por mandarme muriendo de gripa a la escuela y siempre enseñarme a cumplir, ser puntual, por levantarte tan temprano y acostarte tan tarde siempre esperando a que llegara de la escuela, por siempre hacerme de desayunar y obligarme a comerlo por muy temprano que fuera, por darme palabras de aliento cuando eran necesarias, por estar conmigo en los momentos difíciles y las largas conversaciones juntas, eres lo persona que mas admiro y algún día quisiera ser la mamá que tu eres conmigo, mamá GRACIAS por estar junto a mi siempre, te quiero mucho.

A José Pedro Barrera González el amor de mi vida, por estar conmigo en todos estos 10 años juntos, por compartir los años de universidad, las caminatas por los jardines de la UNAM, por acompañarme en los horarios mas extremos, por ser el ejemplo de fuerza y fortaleza, por ser quien eres y darme lo mejor de ti, por comprenderme en los momentos difíciles, por enseñarme lo bueno de la vida y darme lo mejor de ti, esto va por nosotros por la familia que tendremos y por los sueños que nos faltan por cumplir juntos, por tu paciencia, consideración pero sobre todo por quererme como me quieres te lo agradezco amor, TE AMO y siempre lo haré, cuídate y GRACIAS por tu amor, sin ti los años en la universidad nunca hubieran sido tan felices y con tantos momentos felices, eres mi apoyo.

A mi hermanita Alma Beatriz Ramírez Ledesma que siempre estas conmigo en las buenas y malas y me apoyas con todos mis proyectos, por cuidar a todas mis mascotas, por apoyarme en mis tareas desde el kinder, por guardar mis secretitos y compartir juntas estos 25 años de vida, por ser el mejor ejemplo que pude tener y te admiro mucho, pero sobre todo por ser la mejor hermana que me pude encontrar GRACIAS CAR, cuídate y te quiero mucho.

A mi alma mater por brindarme la oportunidad de concluir este sueño que empezó desde mis años de kinder, gracias por brindarme educación, amistad y gran sabiduría en tus aulas, por abrir un mundo nuevo sin limites, por darme una nueva familia, amigos entrañables y maestros que se dan sin limitaciones en tus aulas, GRACIAS UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MÉXICO, y a ti mi querida FACULTAD DE INGENIERIA, por creer en cada uno de los estudiantes que entran con sueños, ambiciones, e ilusiones, por darnos la oportunidad de ser un universitario orgulloso de egresar de tus aulas y llevar tu nombre en alto.

Como no mencionar a usted Ingeniero Martín Carlos Velásquez Franco, primero por brindarme la oportunidad de estar a su mando y enseñarme sin reservas, por las regañadas que me dio; que me dejaron un aprendizaje, por los consejos y todo el tiempo invertido en mi, GRACIAS y parte de este título es de usted por que siempre creyó en mi, por la confianza que siempre me brindo, pero sobre todo por la amistad que a lo largo de los años hemos fortalecido, cuídese mucho.

Al Ingeniero Roque Riquelme Alcantar por la amistad que me brindo en el poco tiempo que convivimos y por aun ahora ser mi amigo, por proponerme este tema de tesis y contarme vivencias que me orientaron y me impulsaron a reflexionar y siempre ser una mejor persona, GRACIAS ING ROKE, cuídese mucho, nunca cambie.

A mi director de tesis Dr. Edgar Ramírez Jaramillo, por apoyarme en la realización de este trabajo, por tenerme paciencia, siempre estar incondicionalmente, por los comentarios que me hizo tan oportunos y las largas horas invertidas en este trabajo, GRACIAS Doctor Edgar, y este trabajo es una medalla mas para usted que nos brinda su conocimiento sin reservas y siempre esta dispuesto a trabajar en nuestros proyectos.

A mis sinodales Ing. Maria Isabel Villegas Javier, Ing. Jesús Héctor Díaz Zertuche, M.I. Tomas Eduardo Pérez García, M.I. Felipe de Jesús Lucero Aranda, por revisar mi tesis y hacer comentarios tan oportunos que me llevaron a mejorar mi trabajo, por el apoyo incondicional que me brindaron, GRACIAS.

Un agradecimiento muy especial al Activo Bellota de la Región Sur por la información que me proporcionaron para la elaboración de este trabajo, GRACIAS por la confianza y el apoyo que me brindaron, sigan apoyando a las generaciones de estudiantes que egresan de esta facultad que como yo buscamos una oportunidad y un voto de confianza para demostrar que podemos contribuir con un granito de arena para el desarrollo de la Industria Petrolera y de PEMEX.

A mis tíos por sus consejos, críticas, apoyo que me brindaron, a mis primos que siempre compartimos momentos felices y una infancia llena de juegos, en especial a mis primos Alan, Susi, Paty y Olga y como no mencionarte a ti Alejandro Damián para que ahora que comienzas a subir peldaños nunca te des por vencido, sigue adelante y algún día quiero verte en mi lugar, cuenta conmigo siempre y nunca te dejes vencer, GRACIAS primis cuídense y pórtense bien los quiero.

A todos mis amigos de la prepa (Diana, Araceli, Andrea, Luís Manuel y Rupit) y a mis amigos de la universidad que a lo largo de estos años los he llegado a considerar mis hermanos a ti Juan Luís Vargas Guerrero, Gabriela Sánchez Torres por los momentos que hemos compartido y el sueño que nos une, espero nunca se den por vencidos y luchen por lo que realmente les haga feliz y siempre contarán con su amiga y a mis amigos que hice a lo largo de tantas clases juntos, Enrique Bobadilla, Fernando, Gonzalo, Martha, Nayeli, Cesar, Mateo y todos los que olvido mencionar. En especial a Kenya y Pedro amigos con los que compartí grandes experiencias, les agradezco su amistad.

ÍNDICE

RESUMEN.....	i
PRÓLOGO.....	ii
LISTA DE FIGURAS	iv
LISTA DE TABLAS	vi
NOMENCLATURA.....	vii
I. INTRODUCCIÓN.....	1
I.1 Definición del petróleo.....	1
I.2 Definición de asfaltenos.....	3
I.3 Problemática de los asfaltenos en México.....	14
I.4 Simulación de la depositación de asfaltenos bajo condiciones dinámicas.....	16
II. REVISIÓN DEL ESTADO DEL ARTE	19
II.1 Flujo Multifásico.....	19
II.2 Flujo a través de estranguladores.....	28
II.3 Modelos de flujo a través de estranguladores.....	31
II.4 Modelos termodinámicos de asfaltenos.....	42
II.4.1 Modelo Termodinámico de Flory Huggins.....	42
II.4.2 Modelo Termodinámico de Hirschber.....	46
II.4.3 Modelo de Burke N., Hobbs R. y Kashou S.....	48
II.4.4 Modelo de Horno Cheng Ting.....	49
II.4.5 Modelo de Nghiem y Li	51
II.4.6 Modelo de Wu y cols.....	54

III. DESARROLLO DEL MODELO DE DEPOSITACIÓN DE ASFALTENOS A TRAVÉS DEL ESTRANGULADOR.....	58
III.1 Modelo termodinámico de la precipitación de asfaltenos.....	58
III.2 Modelo de difusión molecular.....	65
III.3 Modelo de caída de presión a través del estrangulador.....	67
<i>IV. ESTUDIO DE CASO. POZO REAL.....</i>	<i>78</i>
IV.1 Generalidades del campo Puerto Ceiba.....	78
IV.2 Generalidades pozo A.....	83
V. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	91
<i>VI. CONCLUSIONES.....</i>	<i>102</i>
VII. BIBLIOGRAFÍA.....	104
APÉNDICE A.....	A-1
APÉNDICE B.....	B-2

RESUMEN

En este trabajo se estudió el problema de la deposición de asfaltenos que se presenta a nivel de línea de escurrimiento de un pozo productor (pozo A) de la Región Sur de PEMEX Exploración y Producción. Con el fin de estudiar dicha problemática, se desarrolló un modelo de caída de presión a través de estranguladores, el cual se basa en el modelo propuesto por Perkins, 1993. Este modelo se acopló al simulador de Flujo Multifásico desarrollado en el Instituto Mexicano del Petróleo (IMP) y con el cual se simuló, bajo condiciones dinámicas, la deposición de asfaltenos a nivel pozo productor y líneas de escurrimiento.

Se obtuvieron los perfiles de depósito como función del tiempo y la posición a lo largo de la tubería. Se puede observar que a nivel pozo se presenta un tapón a una profundidad de entre 3000 y 4000 m, mientras que a nivel línea de escurrimiento se puede observar el depósito a lo largo de toda la línea. Se observa que el depósito en esta línea alcanza hasta un 85% del diámetro original en un intervalo de 150 días.

Finalmente se realizó un estudio de sensibilidad, variando el diámetro del estrangulador; se observa que el problema se reduce al disminuir el diámetro del estrangulador.

PRÓLOGO

En la industria petrolera uno de los más grandes problemas que se presenta no sólo en México si no a nivel internacional, es la depositación de sólidos orgánicos (ceras, asfaltenos e hidratos) los cuales afectan considerablemente la producción de petróleo crudo y todo el proceso que conlleva extraer una gota del mismo, esto genera que los costos de operación y mantenimiento de instalaciones se incrementen.

Con el fin de prevenir la depositación de sólidos orgánicos y en especial de asfaltenos en las tuberías de producción o instalaciones superficiales, es necesario predecir el comportamiento a futuro del sistema productor mediante modelos matemáticos que simulen este proceso, incrementando la mayor cantidad de factores que intervienen en este proceso.

En este trabajo se estudia la precipitación y depositación de asfaltenos en la línea de escurrimiento en un pozo productor de alto impacto y se lleva a proponer un modelo para la predicción y el cálculo de la depositación de asfalteno en la línea de escurrimiento debido al efecto del estrangulador en la cabeza del pozo.

En el primer capítulo se hace una introducción sobre la definición del petróleo y su clasificación así como la definición de los asfaltenos y sus generalidades; se discute la problemática en México y la simulación de la depositación de los asfaltenos bajo condiciones dinámicas.

En el capítulo 2 se hace una revisión bibliográfica acerca del flujo multifásico y en especial de los modelos para flujo a través del estrangulador para casos de flujo crítico, subcrítico y crítico-subcrítico; se analizan los principales modelos termodinámicos de asfaltenos.

En el capítulo 3 se desarrolla el modelo de flujo a través del estrangulador por medio del modelo termodinámico de precipitación de asfaltenos, modelo de difusión molecular y el modelo de caída de presión a través del estrangulador.

En el capítulo 4 se describe las generalidades del pozo A en estudio y que se emplean para realizar gráficas de sensibilidad y depósito de asfalteno.

En el capítulo 5 se analizan y discuten los resultados obtenidos a través de la simulación del pozo A y finalmente en el capítulo 6 se concluye por medio de los datos y gráficas obtenidos y se dan algunas recomendaciones sobre el problema.

Lista de Figuras

Figura I.1 Ejemplo de estructuras moleculares de asfaltenos.

Figura I.2 Fenómeno de agregación de asfaltenos.

Figura I.3 Pozo productor de petróleo.

Figura I.4 Fenómeno de depositación de sólidos.

Figura I.5 Envoltorio de depositación de asfaltenos.

Figura II.1 Patrones de Flujo Típicos en Flujo Vertical.

Figura II.2 Diagrama de Flujo en un conducto Aislado.

Figura II.3 Curvas típicas de Gasto vs p_{wf} para diferentes diámetros de T.P.

Figura II.4 Gráfico típico de condiciones de flujo estable.

Figura II.5 Límites de integración y Líneas de flujo.

Figura II.6 Modelo transparente del estrangulador MOV.

Figura II.7 En la Teoría de Flory-Huggins se supone que las unidades de las cadenas poliméricas (monómeros) y las moléculas del solvente tienen el mínimo tamaño y se encuentran sobre los sitios de una red cuadrada.

Figura III.1 Perfil de presiones en el estrangulador.

Figura III.2 Diagrama del flujo en el estrangulador.

Figura IV.1 Mapa de la ubicación del Campo Puerto Ceiba y pozo A.

Figura IV.2 Sección de tubería de línea de escurrimiento con depósito de asfalteno perteneciente al pozo A.

Figura IV.3 Línea de escurrimiento de 8" del pozo A.

Figura IV.4 Sección de tubería de línea de escurrimiento de 8" con depósito de asfalteno perteneciente al pozo A.

Figura IV.5 Tubería de Producción con depósito de asfalteno correspondiente al pozo A.

Figura IV.6 Línea de escurrimiento de 8" que presento depósito de asfalteno, correspondiente al pozo A.

Figura IV.7 Estado Mecánico del Pozo A.

Figura IV.8 Diagrama de Fase del Fluido del Yacimiento.

Figura IV.9 Resumen de Datos del PVT del Pozo A.

Figura IV.10 Diagrama del pozo A.

Figura V.1 Predicción de la envolvente de fases.

Figura V.2 Gráfica de la presión contra la profundidad.

Figura V.3 Gráfica de la temperatura contra la profundidad.

Figura V.4 Gráfica de presión contra tubería de producción y temperatura.

Figura V.5 Gráfica de la profundidad con respecto a la velocidad del líquido.

Figura V.6 Gráfica de la Viscosidad contra profundidad.

Figura V.7 Profundidad contra radio de la TP.

Figura V.8 Profundidad contra presión.

Figura V.9 Gráfica de longitud de la TP contra radio de la LE.

Figura V.10 Gráfica de la TP contra radio de la LE a través del tiempo.

Figura V.11 Longitud contra diámetro de LE.

Lista de Tablas

Tabla I.1 Clasificación del petróleo de acuerdo a su densidad.

Tabla I.2 Clasificación comercial de las mezclas de hidrocarburos producidos en México.

Tabla I.3 Composición típica de elementos presentes en moléculas de asfalteno.

Tabla II.1 Principales modelos para el cálculo de la caída de presión a través de estranguladores para flujo crítico.

Tabla II.2 Rango de parámetros de la prueba de Surbey para flujo subcrítico.

Tabla II.3 Principales modelos para el cálculo de la caída de presión a través de estranguladores para flujo crítico-subcrítico.

Tabla IV.1 Características de la TP.

Tabla IV.2 Composición de la mezcla.

Tabla IV.3 Análisis SARA.

Tabla IV.4 Datos relevantes de la producción del pozo A.

Tabla IV.5 Datos de la línea de escurrimiento.

Nomenclatura

$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_T$ = gradiente de presión total.

$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e$ = gradiente de presión por elevación.

$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{ac}$ = gradiente de presión debido a la aceleración.

$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f$ = gradiente de presión debido a la fricción.

p_1 = presión corriente arriba (lb/pg²)abs.

p_2 = presión corriente abajo (lb/pg²)abs.

RGL = relación gas-líquido producido (pie³/bl).

q_1 = gasto de líquido producido (bl/día).

d = diámetro del estrangulador (64 avos de pg).

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

B_{o1} = factor de volumen de aceite (bl/bl) @ p_1 y T_1 .

C = coeficiente de flujo (se sugiere de 1.03).

q_l = gasto de líquido producido (bl/día).

r = relación gas libre líquido (pie³/pie³).

R_p = relación gas-líquido producido (pie³/bl).

R_{s1} = relación gas disuelto en el aceite (pie³/bl) @ p_1 y T_1 .

T_1 = temperatura en la boca del pozo (°R).

ρ_m = densidad de la masa total (masa total/bl).

ρ_o = densidad del aceite (lbm/pie³).

ρ_w = densidad del agua (lbm/pie³).

γ_g = densidad relativa del gas.

F_g = área de la sección transversal del estrangulador ocupada por la fase gaseosa (m^2).

F_t = área de la sección transversal total del estrangulador (m^2).

q_g = gasto de gas a p_2 y T ($q_g^0 \times B_g$) (m^3/seg).

q_g^0 = gasto de gas a condiciones estandar p_0 y T_0 (m^3/seg).

q_l = gasto de líquido $q_l^0 B_o$ a p_2 y T (m^3/seg).

q_l^0 = gasto de líquido a condiciones estandar p_0 y T_0 (m^3/seg).

k = relación de calores específicos.

n =exponente politrópico para el gas.

I. INTRODUCCIÓN

I.1 Definición del petróleo.

El petróleo es una mezcla de compuestos orgánicos de estructura variada y de pesos moleculares diferentes, que se encuentra en el subsuelo (a diferentes profundidades, dependiendo de la ubicación geográfica). Es posible encontrarlo en forma sólida (bitumen natural), líquida (aceite crudo) o gaseosa (gas natural). Los yacimientos de petróleo en México se pueden clasificar de acuerdo a la densidad del aceite como se muestra en la tabla I.1.

Aceite crudo	Densidad (g/cm³)	Densidad grados API
Extrapesado	> 1.0	<10.0
Pesado	1.0 – 0.92	10.0 – 22.3
Mediano	0.92 – 0.87	22.3 – 31.1
Ligero	0.87 – 0.83	31.1 – 39
Superligero	< 0.83	> 39

Tabla I.1 Clasificación del petróleo de acuerdo a su densidad. Ramírez (2001)

Para fines de comercialización, los hidrocarburos que se producen en México se pueden clasificar de acuerdo a la tabla I.2.

Tipo de aceite	Clasificación	Densidad grados API
Maya	Pesado	22
Istmo	Ligero	32
Olmeca	Superligero	39

Tabla I.2 Clasificación comercial de las mezclas de hidrocarburos producidos en México. Ramírez (2001).

Si definimos el petróleo desde el punto de vista molecular, podemos decir que es una mezcla compleja de hidrocarburos y de compuestos no orgánicos como bióxido de azufre, oxígeno y nitrógeno, así como compuestos que contienen metales, principalmente vanadio y/o níquel (Ramírez, 2001).

En general, es posible agrupar los constituyentes del petróleo en cuatro grupos orgánicos bien definidos, comúnmente conocidos como SARA (saturados, aromáticos, resinas y asfaltenos).

Uno de los principales problemas a los que se enfrenta la Industria Petrolera Internacional es la precipitación y posterior depositación de asfaltenos a lo largo de todo el sistema de producción. Este problema afecta tanto económica como operacionalmente a los ingenieros de campo.

Por tal motivo, resulta relevante estudiar más a detalle las características principales de estos componentes del petróleo. A continuación se discuten las propiedades de los asfaltenos.

I.2 Definición de asfaltenos.

Los asfaltenos se definen como la fracción del crudo insoluble en solventes alifáticos de bajo peso molecular, como n-pentano y n-heptano pero solubles en tolueno. Ferworn (1997) definió el término asfaleno como aquellos sólidos precipitados de un crudo debido a la adición de un exceso de n-pentano. Otra definición (Alayon, 2004) considera que los asfaltenos son moléculas planas, poliaromáticas y policíclicas que contienen heteroátomos y metales, que existen en un estado de agregación en suspensión y están rodeados y estabilizados por resinas (agentes peptizantes); no son puros, ni son moléculas idénticas, se sabe que tienen una carga eléctrica y se encuentran polidispersos es decir, su tamaño varía.

Los asfaltenos son materiales sólidos de apariencia fina como polvo, su color va desde el negro hasta el café oscuro, son solubles en tolueno y otros solventes aromáticos, como di-sulfuro de carbono y cloroformo u otros solventes de hidrocarburos clorados que están constituidos principalmente por anillos aromáticos ligados con cadenas alquilas y cicloalcanos, además de compuestos heterocíclicos que poseen N, S y O (nitrógeno, azufre y oxígeno).

La estructura elemental de los asfaltenos es muy variada y depende del crudo del cuál provienen. El contenido de compuestos aromáticos en los asfaltenos esta entre 40-60 %, con una relación atómica H/C (hidrógeno/carbono) de 1-1.2. Un alto porcentaje de los anillos aromáticos están conectados en la estructura intermolecular, y por esa razón las moléculas de asfaltenos presentan formas aplanadas.

Con el incremento del peso molecular de la fracción de asfaltenos, se incrementa también la aromaticidad y el número de heteroátomos. En general, se considera que la estructura de los asfaltenos consiste en un núcleo aromático condensado con cadenas alquílicas laterales y heteroátomos incorporados en muchas de las estructuras cíclicas, el sistema aromático condensado puede tener desde 4 hasta 20 anillos bencénicos. Ejemplos de dichas estructuras moleculares se presentan en la figura I.1

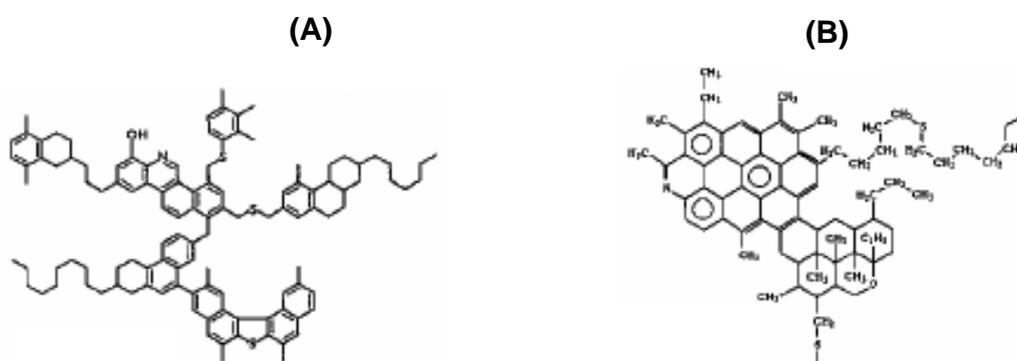


Figura I.1 Ejemplo de estructuras moleculares de asfaltenos.

A. Speight , (1999); B Yen, (1992).

La estructura de las moléculas de asfaltenos muestra que son hidrocarburos con partes relativamente polares dadas por los anillos aromáticos y los grupos funcionales y pares no polares constituidas por las cadenas alifáticas, lo cual permite presentar una dualidad polar- no polar dándole propiedades interfaciales. En la tabla I.3 se presenta la composición típica de un asfalteno.

ELEMENTO (% peso)	INTERVALO	VALORES TÍPICOS
Carbón	78-90	82-84
Hidrógeno	6.1-10.3	6.5-7.5
Nitrógeno	0.5-3	1.0-2.0
Azufre	1.9-10.8	2.0-6.0
Oxígeno	0.7-6.6	0.8-0.2
Vanadio(ppm)	0-1200	100-300
H/C	0.8-1.5	1.0-1.2

Tabla I.3 Composición típica de elementos presentes en moléculas de asfalto
(Alayon, 2004)

Para determinar la estructura molecular de los asfaltos, se emplean diversas técnicas analíticas. Dentro de las más importantes se encuentran la difracción de rayos X, resonancia magnética nuclear, absorción óptica, espectroscopía molecular de fluorescencia, difracción de neutrones a pequeños ángulos, espectroscopía de masas, ultracentrifugación, microscopía de barrido, entre otras; los resultados de las pruebas son similares entre asfaltos que contienen de 4 a 10 anillos aromáticos (Alayon, 2004).

Los diferentes tipos de heteroátomos presentes en los asfaltos están organizados en grupos funcionales como: carboxilo, cetonas, aldehídos, benzotiofenos, dibenzotiofenos, naftenobenzotiofenos, sulfuros alquílicos, sulfuros alquil-arílicos y sulfuros arílicos. Los metales como el níquel y vanadio, aunque han sido detectados en las fracciones asfálticas en cantidades importantes, son difíciles de integrar a la estructura del asfalto ya que se encuentran dentro de la estructura de las porfirinas y aún se desconoce si estas son parte de la estructura del asfalto (Buenrostro, 2002).

Es difícil determinar el peso molecular promedio del asfalteno debido a la asociación entre las moléculas individuales. Por otro lado, se ha observado experimentalmente que los asfaltenos pueden formar micelas las cuales se aglomeran en forma de partículas ramificadas debido al precipitante introducido.

Incluso en soluciones diluidas los asfaltenos tienden a asociarse, debido a esto los resultados de las mediciones de los pesos moleculares de asfaltenos aglomerados son muy diferentes al peso molecular de un solo asfalteno; sin embargo algunos estudios realizados empleando técnicas de depolarización fluorescente, han demostrado que el peso molecular de una molécula de asfalteno se encuentra entre los valores de 500 a 1,000 y un diámetro entre 10 y 20 Å .

Los asfaltenos, considerados como la fracción pesada del crudo, se encuentran en suspensión coloidal en el petróleo (Yen, 1992), esto debido a que la superficie de las partículas asfálticas dispersas en una fase continua como es el aceite, se encuentra totalmente rodeadas de resinas en forma micelar. Tales asfaltenos se difunden en el crudo siguiendo un movimiento aleatorio conocido como movimiento Browniano (Figura I.2). Las resinas son las responsables de mantener separados a los asfaltenos haciendo que el sistema este estable, debido a que la fuerza de repulsión electrostática es mayor que la fuerza de atracción de van der Waals, sin embargo, se ha observado experimentalmente la agregación de las partículas individuales o cúmulos de partículas; las cuales se adhieren a otras partículas de asfaltenos o cúmulos, haciendo que los agregados crezcan.

Conforme el proceso de agregación transcurre en el tiempo, el número de partículas individuales y cúmulos asfálticos disminuye, debido a que se juntan para formar agregados más grandes y pesados. Además, elementos externos, tales como la difusión, adsorción, etc; ocasionan que las partículas y agregados asfálticos tiendan a pegarse a las paredes de las tuberías; este fenómeno se le conoce como depositación orgánica (Delgado, 2006).

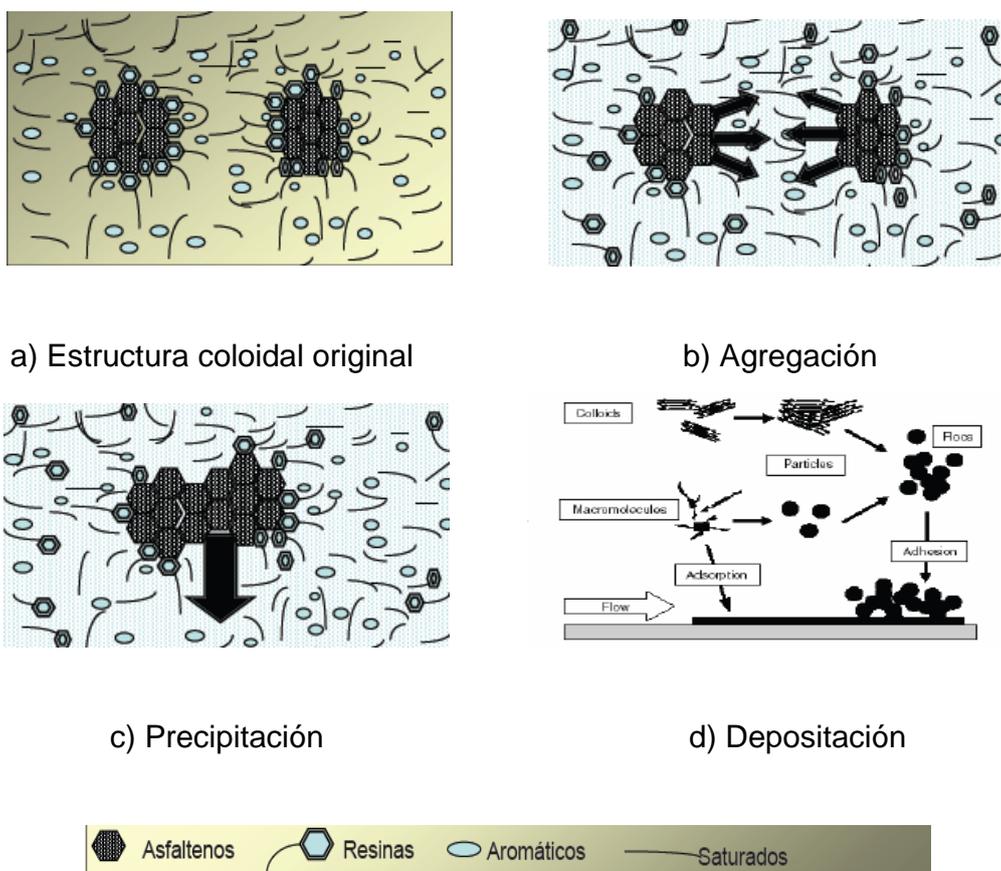


Figura I.2. Fenómeno de agregación de asfaltenos. Delgado (2006)

Los parámetros que gobiernan la depositación de asfaltenos son la composición del petróleo, la temperatura y la presión a la que se encuentra el crudo. Al alterar alguno de estos parámetros provocaría la inestabilidad del sistema, que se traduciría en agregación de asfaltenos y daría lugar a la formación de un material insoluble en el crudo líquido.

Como se ha mencionado anteriormente la depositación de asfaltenos; sin embargo, puede ocurrir en la formación productora (yacimientos), tubería de producción (pozo) e instalaciones superficiales. Los asfaltenos pueden depositarse en algunos aceites ligeros, pero probablemente no se depositen en aceites pesados.

No se tiene una razón teórica precisa sobre este comportamiento, pero se ha observado en laboratorio que los aceites pesados tienen mayor cantidad de gas disuelto que los ligeros, pudiendo ocasionar que las fracciones pesadas sean menos propensas a depositarse en estos aceites.

No existen reportes de depositación de asfaltenos en yacimientos productores de gas y condensados. En la figura I.3 se representa un pozo productor de petróleo, desde el yacimiento hasta las instalaciones superficiales.

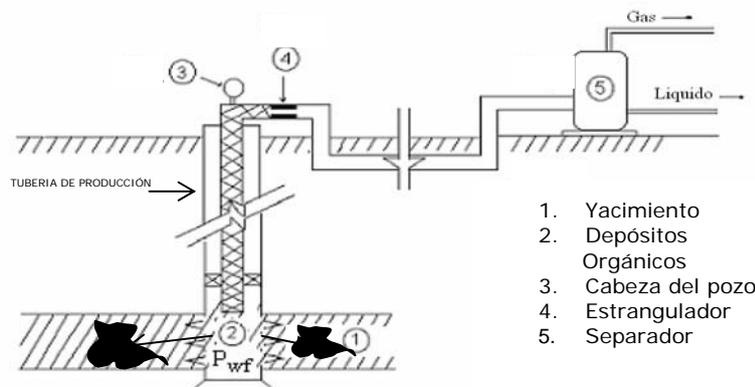


Figura I.3 Pozo productor de petróleo.

Las implicaciones económicas del problema de la depositación de asfaltenos en pozos productores de hidrocarburos es enorme, considerando el hecho de que las pérdidas por la subexplotación (debido a la obstrucción de los equipos de producción, almacenamiento y procesamiento) de los pozos problemáticos pueden representar cientos de miles o hasta millones de dólares, dependiendo de la capacidad de producción del pozo y el tiempo que tarde en restablecerse la producción normal (Firoozabadi, 1999).

En general, el fenómeno de la depositación de sólidos se puede entender a partir de dos mecanismos básicos, relacionados fuertemente entre sí, y que a su vez dependen principalmente de las condiciones de presión, temperatura y composición existentes en la tubería.

El primer mecanismo es la precipitación de la fase sólida (asfaltenos). Ocurre cuando en el pozo se alcanzan ciertas condiciones de presión y temperatura (propias de cada aceite), las cuales provocan una transición de fase de las fracciones más pesadas del líquido a la fase sólida (efecto termodinámico).

Esto crea un gradiente de concentración local de sólidos precipitados, los cuales son transportados dentro del fluido por la misma inercia del flujo. El segundo mecanismo es el transporte lateral (o radial) de la fase sólida desde el interior del líquido hacia la pared interna de la tubería. Para este segundo mecanismo se han identificado tres procesos diferentes que contribuyen al transporte lateral; estos mecanismos son: (1) difusión molecular, (2) difusión browniana, y (3) dispersión de corte. Recientemente, algunos investigadores han propuesto que el principal mecanismo que contribuye al transporte lateral de la fase sólida es la difusión molecular (Ribeiro et cols, 1997) En la revisión bibliográfica (capítulo 2) se describen dichos procesos.

Algunos autores (Burger et al., 1981) consideran que la deposición de los sólidos en la pared y su posterior crecimiento con el tiempo, se debe principalmente a la formación de una estructura porosa cuyos poros se van llenando con el aceite y los sólidos disueltos. En la actualidad, continúa el debate respecto al mecanismo que gobierna el crecimiento de esta capa. En la figura I.4 se esquematizan dichos mecanismos.

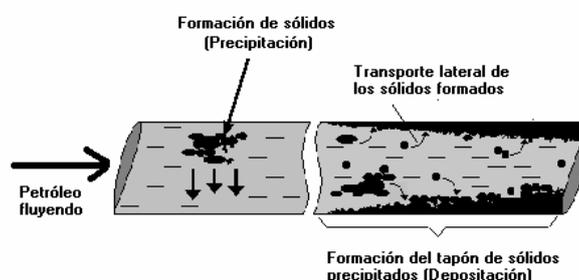


Figura I.4 Fenómeno de deposición de sólidos. Ramírez (2001)

En muchos casos, la depositación de asfaltenos se presenta en las etapas de la llamada recuperación mejorada, debido a la inyección de gases miscibles como bióxido de carbono o nitrógeno (Hansen, 1988). Por otra parte, las instalaciones superficiales de producción, como los árboles de válvulas, tuberías, bombas, separadores, tanques, etc. también se ven afectadas frecuentemente por la formación de depósitos (Katz, 1943).

Hace algunos años, la prevención y corrección a los problemas de la depositación se llevó a cabo utilizando las siguientes técnicas: a) aislamiento y calentamiento periódico de la tubería (Simkin et al., 1967; Hunt, 1962), b) agregando polímeros y otros disolventes a la corriente de aceite producida (Holder y Winkler, 1965, García-Hernández, 1989), y c) revistiendo el interior de las tuberías con materiales sofisticados como películas aislantes hechas a partir de ciertas clases de polímeros (Lichaa y Herrera, 1975). En la actualidad las técnicas utilizadas para la corrección prevención de la depositación, van desde la inyección de productos químicos inhibidores de (Lira-Galeana et al., 1998c, 1998d, 1998e, 1999a, 1999b), hasta la colocación de dispositivos magnéticos en la tubería de producción (Reyes-Reza y Méndez-López, 1999).

Si bien existen métodos de corrección con los cuales es posible mitigar el problema a nivel de campo, aún no ha sido posible conjuntar una metodología general y confiable con la cuál se pueda predecir o diagnosticar el comportamiento de la aparición de depósitos en el yacimiento, pozo o instalaciones superficiales, bajo esquemas de producción variable.

Los retrasos en la producción, los costos de rehabilitación, mantenimiento y la amenaza del taponamiento definitivo de los pozos, son factores que inciden directamente en la viabilidad económica de la explotación de yacimientos con problemas de depositación.

Tomando en cuenta que las tendencias de la industria petrolera son la explotación de yacimientos cada vez más profundos, extraer crudos más pesados, y la aplicación de metodologías de inyección de gases miscibles para recuperación de petróleo, el problema de la depositación y las estrategias para su prevención y tratamiento tendrán un impacto crucial y definitivo en la perspectiva económica de dichas tendencias.

Con base en la numerosa información experimental desarrollada hasta el momento, se ha propuesto que el fenómeno de precipitación de asfaltenos puede ser descrito como un proceso en varias etapas que van desde la asociación de asfaltenos para formar pequeños agregados o pseudos-micelas, pasando por el crecimiento de estos para conducir agregados más grandes, los cuales en condiciones favorables, crecen lo suficiente para precipitar.

Las envolventes de precipitación es una de las mejores técnicas que se tienen para predecir las condiciones bajo las cuales se puede presentar los problemas de obstrucción en tuberías de producción debido a la depositación de asfaltenos.

Las mediciones exactas del comportamiento de fases de los asfaltenos son costosas y requieren sofisticadas técnicas para manejar apropiadamente las muestras de fluidos de yacimientos y las pruebas de laboratorio de los fluidos recombinados. Los diagramas de fase para asfaltenos, desarrollados por simulación, con un número limitado de datos para su ajuste y calibración, son más económicos y rápidos. Los diagramas de fases se basan en la termodinámica coloidal.

El comportamiento de fases de los asfaltenos se resume en un diagrama termodinámico llamado Envolvente de Precipitación de Asfaltenos (EPA). La EPA es la porción del espacio que encierra el lugar de todos los estados termodinámicos en el cual ocurre la floculación de los asfaltenos.

En la Figura I.5, se muestra un diagrama típico P-T-Composición, el diagrama P-T de la EPA muestra un límite superior, un límite inferior, una línea de puntos de burbuja y las líneas de calidad.

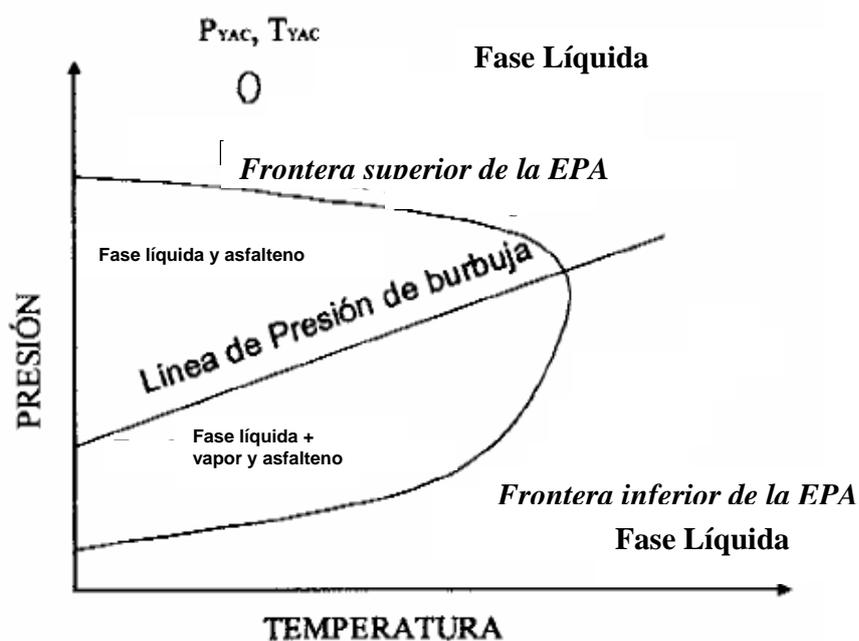


Figura I.5 Envoltente de depositación de asfaltenos.

La severidad de la floculación de los asfaltenos se incrementa en tanto que el fluido se mueve de los bordes al centro de la envoltente. La severidad de la floculación se refiere al crecimiento de tamaño de partícula de los asfaltenos. A medida que la severidad se incrementa, la distribución del tamaño de partícula se mueve a la derecha. Como resultado, la cantidad de fase total de asfalteno precipitado se incrementa hacia el centro de la EPA.

La EPA es una herramienta útil para evaluar el potencial y severidad de los problemas de asfaltenos. Muestra el camino termodinámico que debe seguirse durante los procesos de recuperación para evitar o minimizar los problemas de asfaltenos. El crudo debe ser mantenido fuera del camino tanto como sea posible.

Con este tipo de diagramas se puede estimar con buena aproximación las condiciones de P y T a las que se esperarían problemas por depositación en la vida productiva de un pozo (Zapata-Gonzalez et al., 1998) y es la fuente de los datos de equilibrio de fases, necesarios para el desarrollo y prueba de modelos de precipitación.

Se conoce que los pozos que presentan el problema de taponamiento (obstrucción) son los que la presión en las secciones de tubería de producción se encuentran alrededor de la presión de burbuja o presión de saturación (en esta condición de presión se inicia la formación de la primera burbuja gas), mientras que abajo ($P < P_{sat}$) o arriba ($P > P_{sat}$) de este punto, generalmente ya no se detectan depósitos; en consecuencia se ha observado que los problemas de depositación disminuyen cuando la presión del yacimiento se reduce por abajo de la presión de burbuja.

I.3 Problemática de los asfaltenos en México.

El desarrollo tecnológico en la Industria Petrolera Mundial ha tenido una evolución dinámica en la última década, orientada básicamente en el rápido desarrollo tecnológico, buscando mejorar la explotación de hidrocarburos.

Importantes compañías operadoras, así como reconocidos Institutos de Investigación han destinado una gran cantidad de esfuerzos técnico-económicos para encontrar una solución que satisfaga la problemática de la depositación de asfaltenos en el sistema Yacimiento-Pozo-Instalaciones superficiales.

Debido a esto, se observa que diversos campos e instalaciones alrededor del mundo padecen este grave problema. En nuestro país, Petróleos Mexicanos (PEMEX) y en particular la Región Sur de México, presenta problemas de depositación de asfaltenos en sus diferentes etapas de extracción y transporte de hidrocarburos; y por su alto impacto, estos depósitos representan una disminución en la eficiencia operacional del proceso, repercutiendo negativamente en los indicadores económicos, pues originan enormes pérdidas.

Actualmente uno de los principales Campos Productores de PEMEX es el Campo Puerto Ceiba el cuál pertenece al Activo Integral Bellota-Jujo de PEP Región Sur. Este fue uno de los primeros yacimientos donde se observó este fenómeno de depositación de asfaltenos (Salazar y cols. 2000).

Por la importancia de mantener constante su plataforma de producción, así como de reducir el número de intervenciones que cotidianamente se llevan a cabo para corregir este problema, los cuales implican altos costos operativos y económicos (en promedio 180,000 USD de intervención por pozo), Petróleos Mexicanos a través del Activo Bellota-Jujo ha dedicado enormes recursos en la predicción, prevención y remoción de los depósitos de asfaltenos.

Debido a esta situación, resulta de gran relevancia el poder contar con herramientas predictivas que ayuden al ingeniero de campo en sus tareas de planeación y así poder establecer las mejores estrategias de explotación de los campos, evitando en la medida de lo posible, la aparición de este problema.

I.4 Simulación de la depositación de asfaltenos bajo condiciones dinámicas.

La existencia de una fase (líquido o gas), dos fases (líquido y gas) o tres fases (líquido, gas y sólido), en el flujo en las tuberías que producen y/o transportan mezclas de hidrocarburos, dependen primordialmente de la presión, la temperatura y la composición de la mezcla. Dado que a lo largo del sistema de producción se pueden tener intervalos con diferentes condiciones de presión, temperatura, densidades, etc., es posible que en algún punto existan las tres fases en equilibrio y esto ocasione graves problemas debido a la presencia de la fase sólida, es por esto que resulta muy importante contar con herramientas computacionales, capaces de simular el flujo de hidrocarburos en tuberías, así como el fenómeno de asfaltenos.

En la actualidad, existen dentro de la industria petrolera un número importante de simuladores de flujo multifásico (PIPESIM, PIPEPHASE, OLGA, etc.), con importantes capacidades para predecir el comportamiento de mezclas de hidrocarburos en tuberías. Algunos de ellos realizan simulaciones considerando al aceite como una mezcla de un sólo componente (modelos de aceite negro), o como una mezcla con muchos componentes (multicomponente o composicional). Esta última se aproxima más al fenómeno real. Estos simuladores proporcionan buenos resultados para el caso de sistemas bifásicos (líquido-vapor). Sin embargo, existen pocos simuladores que consideran la presencia de tres fases (sólido-líquido-vapor) entre éstos están, por ejemplo el PIPESOLIDS (Lira Galeana, 2004); ATHOS (Behár y cols, 2003) entre otros.

Los modelos de flujo de fluidos en tres fases no son aplicados prácticamente en la industria petrolera, ya que la teoría necesaria para explicar el fenómeno sigue aún en desarrollo, a pesar de esto las investigaciones han continuado hasta desarrollar algunos modelos matemáticos que consideran y describen el problema de la depositación de sólidos.

Sin embargo el simulador PIPESOLIDS (Desarrollado en el Instituto Mexicano del Petróleo, IMP) representa uno de los primeros intentos en incorporar la depositación de asfaltenos. En este simulador se acoplan modelos de correlaciones de flujo multifásico (para la determinación de caídas de presión), un modelo de equilibrio de fases que se basa en la teoría de McMillan y Mayer (McMillan et al; 1995), donde el medio (el aceite o el disolvente) se trata como un continuo sin estructura, de manera que sus propiedades se reducen a parámetros continuos, tales como la constante dieléctrica, la densidad, o la constante de Hamaker.

En este modelo termodinámico se considera al asfalteno como una esfera y a la resina como una cadena de esferas, las cuales interactúan entre sí a través de un potencial de fuerza promedio, que consta de una parte repulsiva (esfera dura) y una parte atractiva.

La termodinámica del equilibrio de fases, la cual se asume como un equilibrio líquido-líquido, se describe mediante la ecuación de estado SAFT (Teoría Estadística de Fluidos Asociantes) en sus versiones HS (esfera dura) y VR (alcance variable). El cálculo de la precipitación implica la solución simultánea de las ecuaciones del equilibrio entre fases y las ecuaciones de balance de materia; los estimados iniciales para la solución de este sistema se obtienen del análisis de estabilidad de fases siguiendo el criterio de la distancia mínima del plano tangente. El modelo requiere el ajuste de al menos siete parámetros, todos ellos relacionados de manera directa con aspectos moleculares de la física del modelo del sistema asfalteno-resina-medio (Buenrostro-González, 2002).

II. REVISIÓN DEL ESTADO DEL ARTE

II.1 Flujo Multifásico.

El 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, pasando por la cabeza del pozo para llegar a un separador de gas-líquido, con el fin de ser procesados o a tanques para ser almacenados dependiendo el caso.

Durante el flujo de la mezcla producida a lo largo de todo el sistema productivo, puede encontrar restricciones en forma de válvulas, reducciones de diámetro de tubería y/o estranguladores u orificios colocados con un fin particular, como por ejemplo mantener el gasto de hidrocarburos constante o bien la presión en la tubería.

Las restricciones del flujo de fluidos a través de tubería, se puede tener por diversas causas, las del tipo mecánico (dispositivos de control y medición de flujo, por ejemplo), de tipo natural (taponamientos parciales de la tubería por depositación de materia sólida, entre otros).

En la explotación de hidrocarburos, el flujo en una sola fase se puede presentar en la tubería de producción de pozos de aceite bajo saturado sólo hasta cierta profundidad, a la cuál el aceite alcanzará la presión de saturación o burbujeo. A partir de este momento, con cada abatimiento de presión, se liberará más gas, por lo que ambas fases se encontrarán viajando en la tubería.

El flujo multifásico se puede definir como el movimiento conjunto de líquido y gas, teniendo presente que las diferentes fases se moverán en diferentes velocidades. Se debe considerar que en las tuberías ocurre el movimiento de aceite, gas y agua, así que es necesario incluir la interacción que tienen los componentes.

Al pasar los fluidos del yacimiento a través de la tubería de producción, se consume la mayor parte de la presión disponible para llevarlos del yacimiento a las baterías de separación, por lo que es de suma importancia realizar una evaluación precisa de la distribución de la presión a lo largo de dichas tuberías. Al hacerlo conjuntamente como un análisis integral del sistema de producción es posible:

1. Diseñar las tuberías de producción y líneas de descarga.
2. Diseñar aparejos de producción artificial (bombeo neumático, mecánico, eléctrico).
3. Obtener la presión de fondo fluyendo.
4. Calcular el efecto de los estranguladores sobre los fluidos producidos.
5. Determinar la vida productiva de los pozos.
6. Corroborar los datos obtenidos para su ajuste, como por ejemplo la composición del fluido en análisis PVT.

Una vez que los fluidos del yacimiento alcanzan el fondo del pozo, éstos deberán iniciar un recorrido a través de la tubería de producción. El flujo puede estar en una sola fase en la cual la tubería sólo transportará gas o líquido o en varias fases (líquido, gas, sólido, etc...). En este caso, las diferentes fases fluirán en diversas formas, cada una de estas presentará una distribución relativa de una fase con respecto a la otra, constituyendo un patrón o tipo de flujo en las tuberías de producción los cuales se indican en la figura II.1.

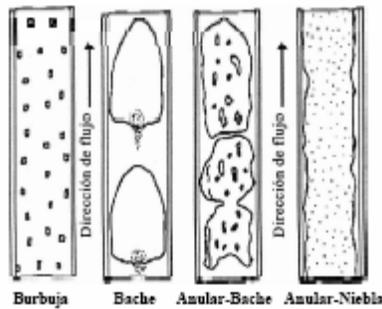


Figura II.1 Patrones de Flujo Típicos en Flujo Vertical.

Independientemente de la forma en que se efectuó el transporte de los fluidos a través de tuberías, al igual que en el flujo dentro del yacimiento, se requiere de una cierta cantidad de energía para pasar de un lugar a otro y que es necesario cuantificar.

La ecuación general que gobierna el flujo de fluidos a través de una tubería, se tiene a partir de un balance macroscópico de la energía asociada a la unidad de masa de un fluido, que pasa a través de un elemento aislado del sistema.

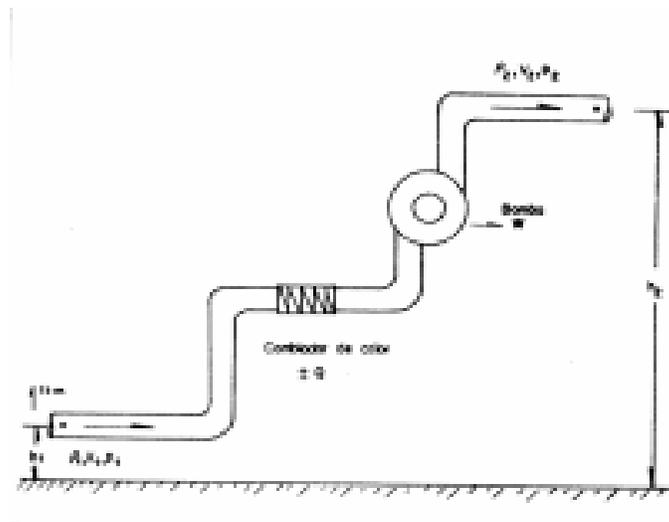


Figura II.2 Diagrama de Flujo en un conducto Aislado (Garaicochea, 1991).

De acuerdo con la ley de la conservación de la energía:

$$E_1 + \Delta W_f + \Delta W_s = E_2 \quad (2.1)$$

Donde:

ΔW_f = Pérdidas de energía por fricción. Estas pérdidas corresponden a la fricción interna del fluido (viscosidad) y a la fricción del fluido con las paredes rugosas de la tubería.

ΔW_s = Pérdidas de energía por trabajo externo.

E_1 = Energía por unidad de masa, en la posición uno $\left(\frac{lb_f - pie}{lb_m} \right)$

E_2 = Energía por unidad de masa, en la posición dos $\left(\frac{lb_f - pie}{lb_m} \right)$

La energía de expansión está dada por:

$$E_e \left(\frac{lb_f - pie}{lb_m} \right) = \rho \left(\frac{lb_f}{pie^2} \right) V \left(\frac{pie^3}{lb_m} \right) = pV \quad (2.2)$$

donde:

V = volumen específico $\left(\frac{pie^3}{lb_m} \right)$

La energía potencial está dada por la expresión siguiente:

$$E_p \left(\frac{lb_f - pie}{lb_m} \right) = g \left(\frac{pie}{seg^2} \right) \frac{1}{g_c} \left(\frac{lb_f - seg^2}{lb_m - pie} \right) h(pie) = \frac{g}{g_o} h \quad (2.3)$$

La energía cinética se expresa como sigue:

$$E_c \left(\frac{lb_f - pie}{lb_m} \right) - \frac{v^2 \left(\frac{pie^2}{seg^2} \right) 1 \left(\frac{lb_f - seg^2}{lb_m - pie} \right)}{g_c} = \frac{v^2}{2g_c} \quad (2.4)$$

donde:

$$v = \text{Velocidad} \left(\frac{pie}{seg} \right)$$

$$g_c = 32.174 \left(\frac{ft}{seg} \right)$$

Al sustituir las energías correspondientes a las posiciones 1 y 2 en la ecuación 2.1 se obtiene:

$$p_1 V_1 + \frac{g}{g_c} h_1 + \frac{v_1^2}{2g_c} + \Delta W_f + \Delta W_s = p_2 V_2 + \frac{g}{g_c} h_2 + \frac{v_2^2}{2g_c} \quad (2.5)$$

$$V \Delta p + \frac{g}{g_c} \Delta h + \frac{\Delta v^2}{2g_c} + \Delta W + \Delta W_s = 0 \quad (2.6)$$

donde:

V = volumen específico medio del fluido

$$\left(V = \frac{1}{\rho} \right)$$

Multiplicando la ecuación 2.6 por $\frac{\rho}{\Delta L}$ y considerando despreciables las pérdidas de energía por trabajo externo, se tiene:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} + \rho \frac{g\Delta h}{g_c \Delta L} + \rho \frac{\Delta v^2}{2g_c \Delta L} + \rho \frac{\Delta W_f}{\Delta L} = 0 \quad (2.7)$$

Considerando positiva la caída de presión en la dirección del flujo, se tiene:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \rho \frac{g\Delta h}{g_c \Delta L} + \rho \frac{\Delta v^2}{2g_c \Delta L} + \rho \frac{\Delta W_f}{\Delta L} \quad (2.8)$$

A la ecuación 2.2 se le acostumbra escribir de la forma siguiente:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_T = \left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_e + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_{ac} + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_f \quad (2.9)$$

donde:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_T = \text{gradiente de presión total}$$

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_e = \text{gradiente de presión por elevación}$$

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_{ac} = \text{gradiente de presión debido a la aceleración}$$

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_f = \text{gradiente de presión debido a la fricción}$$

En los experimentos que desarrolló Reynolds (Garaicochea, 1991), relacionados con el flujo de fluidos en las tuberías, estableció los regímenes de flujo laminar, turbulento y de transición.

Reynolds estableció experimentalmente un parámetro para determinar el régimen de flujo en tuberías. A este parámetro se le conoce como número de Reynolds y esta representado por la siguiente ecuación:

$$N_{Re} = \frac{dv\rho}{\mu} \quad (2.10)$$

donde:

d = diámetro (ft)

v =velocidad del fluido (ft/seg)

ρ =densidad (lbm/ft^3)

μ =viscosidad (cp)

Para cuestiones prácticas, el régimen de flujo esta determinado por los siguientes rangos por el número de reynolds:

$N_{Re} < 2000$	Flujo Laminar
$2000 < N_{Re} < 3100$	Flujo Transición
$N_{Re} > 3100$	Flujo Turbulento

Otros conceptos importantes en la determinación de las caídas de presión en el flujo de fluidos a través de tuberías son: la rugosidad y el factor de fricción. La rugosidad de la tubería (ε), es una característica de su superficie, la cuál esta constituida por deformaciones, formando una superficie homogéneamente distribuida y que depende del tipo de material que se emplee en su construcción y su terminación.

El valor del factor de fricción (f), es una función de la rugosidad de la tubería (ε) y del número de reynolds (N_{Re}), esto es:

$$f=f(\varepsilon, N_{Re})$$

Si el flujo es laminar, f depende exclusivamente del número de Reynolds y esta dado por (Garaicochea, 1991).

$$f = \frac{64}{N_{Re}} \quad (2.11)$$

Para el flujo en la región crítica (Hegel, 2004), f se puede calcular con la ecuación 2.12:

$$f = \frac{N_{Re} - 2300}{2300} \left[\frac{1.3521}{\left(2.3026 \log \left(\frac{\varepsilon}{3.715d} + \frac{2.514}{3100\sqrt{f}} \right) \right)^2} + 0.032 \right] \quad (2.12)$$

En donde f se determina iterativamente, un valor inicial para f puede ser establecido por:

$$f = 0.0056 + 0.5N_{Re}^{-0.32} \quad (2.13)$$

En el caso de flujo completamente turbulento, f es independiente del número de reynolds y varía únicamente con la rugosidad, y esta dado por la ecuación 2.14:

$$f = \left[-2 \log \left(\frac{\varepsilon}{3.715d} \right) \right]^{-2} \quad (2.14)$$

Cuando el flujo es vertical, las caídas de presión por aceleración son muy pequeñas, por lo que el gradiente de presión debido a la misma generalmente se desprecia, quedando la ecuación 2.9 de la forma siguiente:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_T = \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f \quad (2.15)$$

El flujo de un pozo petrolero, desde la formación, a través de la tubería de producción y hasta el estrangulador de la línea de descarga, nunca es completamente estable. El gasto de producción, la RGA y la presión de fondo fluyendo varía continuamente. En tanto que sean reducidos los límites de estas fluctuaciones, el sistema de flujo puede considerarse como estable.

Cualquier tendencia que indique un incremento en las variaciones, es indicación de inestabilidad y puede tener consecuencias como la muerte del pozo o lo que es más raro, el incremento excesivo de las variaciones de producción. La figura II.2 muestra los gastos que limitan el flujo estable; si el pozo produce con un gasto menor generalmente estará operando con “cabeceo” o flujo inestable. Las condiciones para tener flujo estable deben ser tales que al agregar a la curva anterior la curva IPR, se obtenga un resultado semejante al de las figuras II.3 y II.4.

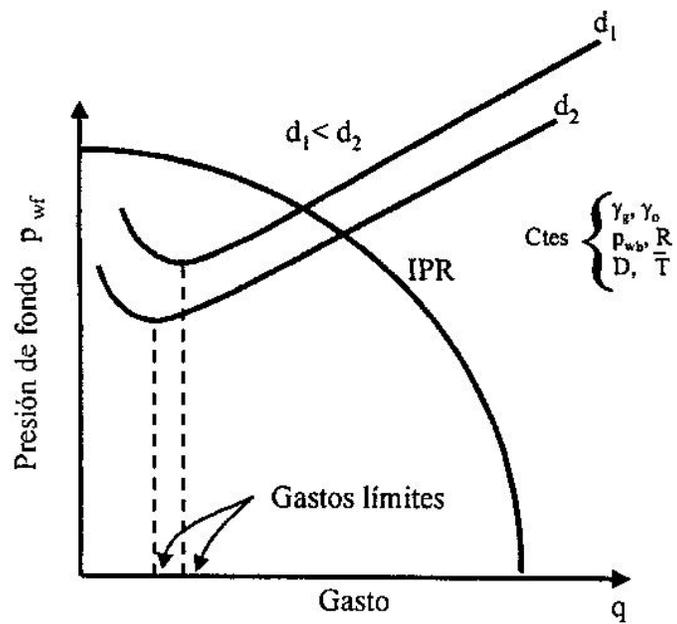


Figura II.3 Curvas típicas de Gasto vs p_{wf} para diferentes diámetros de T.P (Martínez 1999).

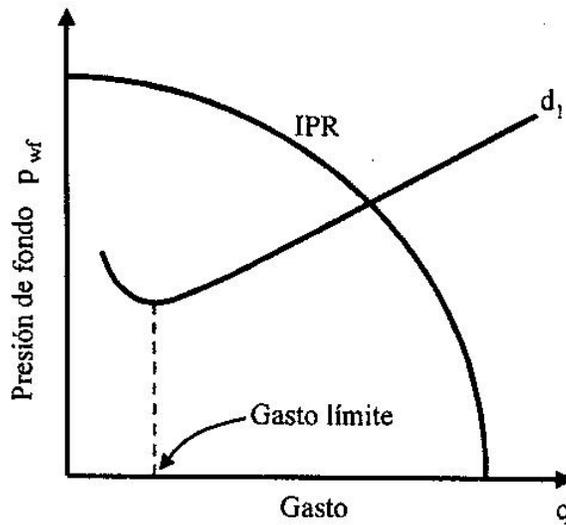


Figura II.4 Gráfico típico de condiciones de flujo estable (Martínez 1999).

Es necesario conocer el efecto de las distintas variables tales como el diámetro de la tubería de producción, el gasto, la relación gas –líquido, viscosidad, densidad, etc., para realizar una buena terminación y diseños de aparejo de producción. La selección del tipo de terminación y del aparejo de producción debe hacerse antes de la perforación del pozo. Estos efectos son importantes en el cálculo de las caídas de presión y en la determinación del diámetro de la tubería.

Conforme disminuye el gasto del líquido, dado que la velocidad de la mezcla también disminuye, las caídas de presión por fricción van disminuyendo, hasta que la caída de presión total alcanza un valor mínimo. Después de este valor, la velocidad del líquido y la capacidad de arrastre del gas van disminuyendo, provocando que las pérdidas de presión se deban principalmente al efecto de colgamiento y al correspondiente aumento en la densidad de la mezcla, hasta llegar a un flujo inestable.

II.2 Flujo a través de estranguladores

Los estranguladores, orificios o reductores, constituyen un estrechamiento en las tuberías de flujo para restringir el flujo y aplicar una contrapresión al pozo. El control desde la cabeza del pozo con un estrangulador puede ser necesario por alguna de las siguientes razones:

- Mantener un gasto de producción adecuado
- Mantener una contrapresión suficiente para prevenir la entrada de arena.
- Protección del equipo superficial
- Prevenir la conificación en caso de agua
- Explotar el yacimiento con un gasto mas eficiente

Los principios sobre los cuales se soporta esta teoría son los que se deducen de la ecuación general de balance de energía:

$$\int_1^2 \left(V dp + \frac{g}{g_c} dh + \frac{1}{2} \frac{dv^2}{g_c} + dw_s \right) = 0 \quad (2.16)$$

donde:

ΔW_s = pérdidas de energía por trabajo externo.

$V dp$ = energía de expansión.

$\frac{g}{g_c} dh$ = energía potencial.

$\frac{1}{2} \frac{dv^2}{g_c}$ = energía cinética.

Esta ecuación indica que para un fluido de una sola fase, que fluye normalmente entre cuales quiera dos puntos bajo condiciones estacionarias, la suma de energía de expansión, energía potencial, cinética y debida al trabajo debe ser constante.

En la figura II.5 se muestran las líneas de corriente de flujo del fluido que pasa a través del estrangulador, por lo que los límites de integración de la ecuación (2.16) son: a la entrada (1) y a la salida (2) del estrangulador.

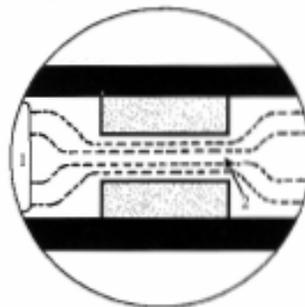


Figura II.5 Límites de integración y Líneas de flujo.

Como los estranguladores que se instalan a la boca de pozo para controlar la producción, están basados en el principio de flujo crítico; esto es, cuando la presión corriente abajo (p_2) es aproximadamente menor que la mitad de la presión corriente arriba (p_1), la presión después del estrangulador no debe afectar a la presión en la cabeza del pozo como consecuencia, es decir, no se debe alterar su comportamiento.

Esto se puede lograr utilizando el número de Mach, que se define como la relación de la velocidad real del fluido (v_f) entre la velocidad de propagación de una onda acústica en el fluido (v_p).

$$M = \frac{v_f}{v_p} \quad (2.17)$$

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

Para $M < 1$ el flujo es subsónico (o subcrítico),

Para $M = 1$ el flujo es sónico (o crítico)

Para $M > 1$ el flujo es supersónico (o supercrítico)

Cuando $M = 1$, el área de flujo alcanza su valor mínimo y se dice que se ha logrado una condición de garganta acuyas propiedades se les denomina “críticas”. La mayoría de las correlaciones de flujo multifásico a través de estranguladores son válidas únicamente para el flujo crítico.

Si existe flujo sónico a través del estrangulador, la presión corriente arriba es independiente de la presión que prevalezca en el sistema de recolección (línea de descarga, separadores, bombeo y tanques de almacenamiento).

El control de la producción se logrará cuando las variaciones de presión en el sistema de recolección no se reflejen en la formación productora, provocando variaciones en la producción. Esta situación prevalecerá usando un estrangulador que permita obtener la producción deseada bajo condiciones de flujo sónico.

El flujo crítico de gas ocurre aproximadamente a las mismas condiciones donde la relación de la presión corriente abajo y la presión corriente arriba es aproximadamente 0.528. El flujo sónico para gases es diferente que para líquidos. Se ha determinado que para una mezcla de gas y líquido, la velocidad sónica es menor que para una sola fase.

La presión en la cabeza del pozo primero se incrementa conforme se reduce el diámetro del estrangulador, ocasionando pequeños gastos de flujo; a medida que disminuye se tiene menos resistencia al flujo por lo que el gasto aumenta.

El estrangulador se instala en el cabezal del pozo, de acuerdo con el diseño de cada fabricante, los estranguladores presentan ciertas características, cuya descripción se proporciona en diversos manuales. Se pueden clasificar en estranguladores superficiales y estranguladores de fondo (Hegel, 2004).

II.3 Modelos de flujo a través de estranguladores.

El flujo en orificios ocurre cuando gas y/o líquido son medidos con dispositivos de orificio, fluyen a través de estranguladores superficiales o subsuperficiales, fluyen a través de válvulas de seguridad o cualquier tipo de válvula superficial, también se presentan a causa de depósitos parafínicos o asfálticos.

MODELOS PARA FLUJO CRÍTICO

El flujo crítico es un fenómeno que se da por el movimiento de gases compresibles en la sección de estrangulamiento de una restricción, cuando su velocidad es sónica (velocidad del sonido en el fluido) o cuando el número de Mach es uno.

Un conjunto de ecuaciones que describen el flujo isoentrópico (adiabático sin fricción) de condiciones corriente arriba (p_1, ρ_1, T_1) a cualquier otra sección es :

$$\frac{T_1}{T} = 1 + \left(\frac{k-1}{2} \right) M^2 \quad (2.18)$$

$$\frac{p_1}{p} = \left[1 + \left(\frac{k-1}{2} \right) M^2 \right]^{\frac{k}{k-1}} \quad (2.19)$$

$$\frac{\rho_1}{\rho} = \left[1 + \left(\frac{k-1}{2} \right) M^2 \right]^{\frac{1}{(k-1)}} \quad (2.20)$$

donde:

$k = \frac{c_p}{c_v}$ relación de calores específicos, para flujo sónico M, número de Mach=1

$v^* = \sqrt{\frac{144k(pg)}{\rho}}$ Velocidad crítica en la garganta

p = presión

T = temperatura

ρ = densidad

() 1 condiciones arriba del estrangulador

Para flujo sónico y considerando un gas di-atómico ($k=1.4$) las ecuaciones se vuelven:

$$\frac{T_1}{T^*} = 1 + \left(\frac{1.4 - 1}{2} \right) = 1 + 0.2 = 1.2 \quad (2.21)$$

$$\frac{T^*}{T_1} = 0.833 \quad (2.22)$$

$$\frac{p_1}{p^*} = \left[1 + \frac{1.4 - 1}{2} \right]^{\frac{1.4}{0.4}} = 1.2^{3.5} = 1.895$$

$$\frac{p^*}{p_1} = 0.528 \quad (2.23)$$

$$\frac{\rho_1}{\rho^*} = 1.2^{\frac{-1}{0.4}} = 1.2^{2.5} = 1.578$$

$$\frac{\rho^*}{\rho_1} = 0.634$$

donde:

p = presión

T = temperatura

ρ = densidad

() * condiciones en la garganta

Por lo tanto para el aire y otros gases con $k=1.4$ al pasar a través de un orificio, en condiciones de flujo sónico:

1. La temperatura absoluta se reduce alrededor de 17%
2. La presión se reduce alrededor de 47%
3. La densidad se reduce cerca del 37%

Con base a las condiciones anteriores se determina si en un caso dado existe flujo crítico o subcrítico, utilizando los siguientes criterios:

$$\frac{p^*}{p_1} > 0.528 \quad \text{se tiene flujo subcrítico} \quad (2.24)$$

si

$$\frac{p^*}{p_1} < 0.528 \text{ se tiene flujo crítico} \quad (2.25)$$

Por otra parte, la ecuación para determinar la velocidad en el estrangulador, claramente indica que cuando se presenta el flujo crítico, el gasto a través del orificio de sección fija, es constante.

$$v^* = \sqrt{\frac{144k(pg)}{\rho}} \quad (2.26)$$

v^* = velocidad del sonido en el fluido

p = presión

ρ =densidad

g = gravedad (32.174 ft/seg²)

Se observa que no puede existir flujo supersónico en el estrangulador.

La teoría anterior se aplica para gases y se hace extensiva a líquidos. Ya que el flujo sónico para gases y líquidos ocurre a diferentes velocidades, el problema consistirá en determinar a qué velocidad ocurrirá el flujo sónico en una mezcla de dos fases.

Los estranguladores que se instalan en la boca del pozo para controlar la producción están basados en el principio del flujo crítico. Si existe flujo sónico a través del estrangulador, la presión corriente arriba es independiente de la presión que prevalezca en el sistema de recolección (línea de descarga, separadores, bombeo y tanques de almacenamiento).

Se infiere que el control de la producción se logrará cuando las fluctuaciones de presión en el sistema de recolección no se reflejen en la formación productora, provocando fluctuaciones en la producción.

Esta situación prevalecerá usando un estrangulador que permita obtener la producción deseada bajo condiciones de flujo sónico.

El comportamiento del flujo a través de estranguladores es un problema no del todo resuelto. Existen correlaciones para calcular algunas propiedades antes y después del estrangulador, sin embargo se han hecho de forma experimental y sólo bajo esos intervalos funcionan bien, sin embargo se desconoce su precisión fuera de estos límites.

Las correlaciones para flujo multifásico se basan en considerar una relación de presión crítica, condiciones de flujo crítico o sónico, a través del estrangulador, donde el gas se expande politrópicamente; esto es, que sigue la siguiente relación:

$$pV^n = \text{constante}$$

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 del líquido (disminuir la relación gas-líquido) se reduce la relación de presión crítica.

Cuando se plantea instalar un estrangulador en el cabezal de un pozo, la primera duda que surge es la producción de líquido que podrá esperarse, dado un diámetro de estrangulador, una presión corriente arriba y una relación gas-líquido. En otros casos será la presión corriente arriba o el diámetro del orificio las interrogantes. Con el afán de disipar estas dudas, continuamente se publican en la literatura técnica, trabajos involucrados con el flujo multifásico a través de restricciones. A continuación, en la tabla II.1 se presentan los principales modelos para el cálculo de la caída de presión a través de estranguladores, para el caso de flujo crítico (Hegel, 2004)

MODELO	AÑO	CARACTERIZTICAS	ECUACIONES PRINCIPALES	OBSERVACIONES
GILBERT	1954	Correlación desarrollada para flujo simultaneo gas líquido, desarrollada a partir de datos de producción.	$P_1 = \frac{Aq_1 RGL^B}{d^C}$	A=10.00 B=0.546 C=1.890 Ver Apéndice A
ROS	1961	Expansión politrópica del gas. Desprecia energía potencial. Excluye patrón de flujo en la restricción niebla. Fase líquida homogénea	$p = \frac{17.40R^{0.5}q}{d^{2.0}}$	Ver Apéndice A
ACHON, BAXENDELL Y PILEHVARI	1957	Estranguladores convencionales	$P_1 = \frac{Aq_1 RGL^B}{d^C}$	Valores de A,B y C para los diferentes autores consultar Apéndice A
POETTMANN Y BECK	1963	Ecuación dada en unidades de campo.	$q_{Ti} = \frac{86400 A_c}{\rho_m} \left[\frac{9273 .6 p_i}{v_i (1 + 0.5 m_i)} \right]^{0.5} \left[\frac{0.4513 (r + 0.766)^{0.5}}{r + 0.5663} \right]$	Ver Apéndice A
OMAHÑA	1969	La relación de presiones corriente arriba y abajo debe de ser menor de 0.546 Numero de Reynolds es flujo turbulento	$N_{qL} = 0.263N_p^{-3.49} N_{p1}^{3.19} Q_d^{0.657} N_d^{1.8}$	Ver Apéndice A
ASHFORD	1974	Supone una relación de calores especificos k=1.04 y una relación de presiones para obtener flujo sónico en el orificio.	$q_{TF} = q_o \left[B_o + (R - R_s) \frac{T_1 z_1}{P_1} \frac{1}{198.6} + WOR \right] \frac{5.615}{86400}$	Ver Apéndice A
SURBEY Y COLS.	1985	La velocidad del estrangulador debe ser igual a la velocidad sónica del gas.	$p_1 = \frac{A(RGL)^B q_L^{D'}}{A^C}$	A=0.2797; B=0.3955; C=0.4664; D'=0.5917
ABDUL-MAJEED	1986	Da las correlaciones más precisas de acuerdo al tamaño del estrangulador	$N_{qL} = 272N_p^{-0.2357} N_p^{0.6357} Q_d^{0.61605} N_d^{1.6704}$ $N_{qL} = 197.6N_p^{-0.3797} N_p^{0.5916} Q_d^{0.51645} N_d^{1.7042}$ $N_{qL} = 321.837N_p^{-0.07955} N_p^{0.37395} Q_d^{0.5928} N_d^{2.0072}$ $q = C_1 C_2 API^{0.31} RGL^{-0.52}$	Ver Apéndice A
OSMAN	1990	Conociendo tres de cuatro parámetros (gasto, tamaño del estrangulador, RGL o RLG y presión en la cabeza del pozo o caída de presión) el cuarto parámetro puede ser obtenido de los nomogramas.	Gráficas Apéndice A	Ver Apéndice A
CHACÓN	1994	La ecuación relaciona el gasto de aceite, la presión corriente arriba del orificio, la relación gasto de aceite, el diámetro del estrangulador y la densidad del fluido.	$q_o = \frac{0.124473 p_{wh}^{0.93353613} d^{1.8474201}}{RGA^{0.43795894} API^{0.058843895}}$	Ver Apéndice A

Tabla II.1 Principales modelos para el cálculo de la caída de presión a través de estranguladores para flujo crítico.

MODELOS PARA FLUJO SUBCRÍTICO

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, por lo que datos del comportamiento de flujo multifásico a través de estranguladores MOV no habían estado disponibles.

En la Universidad de Tulsa (Adams, 1981) fueron diseñados proyectos de flujo de fluidos para determinar el comportamiento de flujo de dos fases a través de estranguladores MOV bajo condiciones de flujo subcrítico. Estas pruebas fueron realizadas utilizando un estrangulador de cabeza MOV modelo M2 Willis con un 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 intervalos de los parámetros de la prueba se muestran en la tabla II.2

Variable	Mínimo	Máximo	Unidades
Ángulo del estrangulador	27	90	°
Gasto de líquido	450	3550	Bl/d
Gasto de gas	0.40	2.50	MMpie ³ /d
Relación gas-líquido	140	5200	Pie ³ /bl
Presión corriente arriba	85	950	(lb/pg ²) _{man}
Temperatura	48	132	°F

Tabla II.2 Rango de parámetros de la prueba de Surbey para flujo subcrítico.

Los experimentos fueron realizados de la siguiente forma. Después de medir cada fase por separado, el aire y agua se combinaron en una conexión "T" , en esta 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 cada fluido fuera devuelto a su contenedor.

La presión fue medida corriente arriba del estrangulador a demás de tomar registro de la caída de presión a través de este. Para esto fue necesaria la instalación de transductores de presión. La temperatura de los fluidos fue medida en un punto a 10 pies corriente abajo del estrangulador. Así en cada prueba, los parámetros medidos fueron: gasto de líquido y gas, presión corriente arriba del estrangulador, caída de presión a través del estrangulador y la temperatura fluyendo.

Este trabajo experimental fue realizado por Surbey et. at, 1985 quienes realizaron algunas observaciones para el análisis de los estranguladores MOV.

1. Cuando el estrangulador esta parcialmente abierto, el flujo es dividido hacía 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.
2. Cuando el estrangulador esta completamente abierto, el flujo pasa de forma recta a través de los discos del estrangulador.
3. 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.

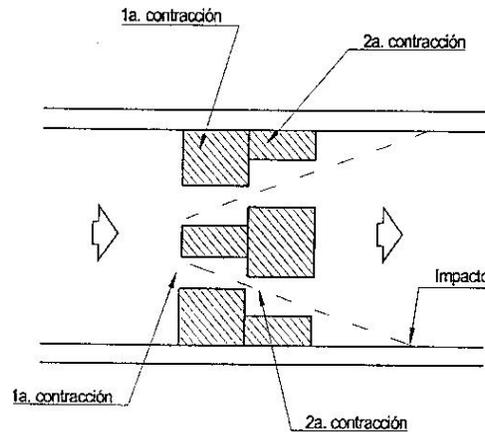


Figura II.6 Modelo transparente del estrangulador MOV.

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:

$$\Delta p = 2 \left(\frac{1}{2} \zeta \rho_1 v_h^2 \right) \quad (2.27)$$

donde:

v = velocidad de la restricción

ρ = densidad

El coeficiente ζ puede ser calculado de la relación de área del agujero del disco con respecto al área de la tubería como se indica abajo.

$$\zeta = \left(\frac{2}{m} - \frac{A_h}{A_p} - 1 \right)^2 \quad (2.28)$$

donde:

A_h = área de la restricción

A_p = área del estrangulador

m = es la raíz de

$$\frac{1 - m(A_h / A_p)}{1 - (A_h / A_p)^2} = \left(\frac{m}{1.2} \right)^2 \quad (2.29)$$

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 restricción y el valor de ζ se calcula basados 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:

$$\Delta p = \frac{1}{2} \rho_1 v_c^2 \text{sen } \varpi \quad (2.30)$$

donde:

Δp = pérdida por impacto

v_c = velocidad de la corriente

el ángulo del impacto ϖ esta dado por:

$$\varpi = \text{ang tan} \left(\frac{r + h(1 - \cos \theta)}{t} \right) \quad (2.31)$$

r= radio de la tubería

h= longitud de la tubería

t= tiempo

4.- Pérdidas por expansión:

Estas pérdidas ocurren corriente abajo del estrangulador cuando el flujo se expande para llenar la tubería. Estas pérdidas se calculan como.

$$\Delta p = 2 \left(\frac{1}{2} \rho_1 \zeta v_h^2 \right) \quad (2.32)$$

con el coeficiente ζ esta dado por:

$$\zeta = \left[1 - \frac{A_h}{A_p} \right]^2 \quad (2.33)$$

donde A_h es el área de la restricción y A_p es el área del estrangulador.

El modelo de dos fases presentado por Surbey (1985), puede ser usado para calcular la caída de presión y gasto estrangulado, a demás 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.

MODELOS PARA FLUJO CRÍTICO-SUBCRÍTICO

Existen otros modelos que se pueden adoptar, bajo determinadas condiciones a flujo crítico o subcrítico, según sea el caso. En la tabla II.3

MODELO	AÑO	CARACTERIZTICAS	ECUACIONES PRINCIPALES	OBSERVACIONES
FORTUNATI	1972	Considera el gasto de líquido como un todo y esto se afecta con la presencia de agua.	$q_o = \frac{F_r(1-\beta)}{B_o} C_a v' = \frac{F_r(1-\beta)}{B_o} C_a v \left(\sqrt{\frac{p_1^4}{p_2}} \right)^k$	Ver Apéndice A
ASHFORD Y PIERCE	1975	Consideran expansión adiabática del gas, gas libre y gas en solución, propiedades críticas del orificio.	$q_o = C_D 3.51 d^2 a_{10} \psi_{10}$	Ver Apéndice A
SACHDEVA Y COLS.	1986	Flujo en una dimensión, velocidades de las fases son iguales en la garganta, fase líquida incompresible.	$G_2 = C_D \left\{ 2g_c 144 p_1 \rho_m^2 \left[\frac{(1-x_1)(1-\varepsilon)}{\rho_l} + \frac{x_1 k}{k-1} (u_{G1} - a u_{G2}) \right] \right\}^2$	Ver Apéndice A
PERKINS	1990	La temperatura y la velocidad varía con la posición, factor del gas constate, líquidos incompresibles, elevación despreciable, flujo adiabático y sin fricción.	$p_3 = p_1 - \frac{(p_1 - p_4)}{\left[1 - \left(\frac{d_c}{d_d} \right)^{1.85} \right]}$	Ver Apéndice A
MODELO MECANISTICO	1991	Es puramente teórico y esta basado en la combinación de la ecuación de Bernoulli con la ecuación de continuidad.	$\Delta p_{TP} = \Delta p_1 \left[1 + \lambda_s \left[\left(\frac{C_{dl}}{YC_{dg}} \right)^2 - 1 \right] \right]$	Ver Apéndice A
MODELO API 14B RP	1994	Flujo de líquido incompresible, flujo de gas adiabático y compresible.	$\Delta p_l = \rho_N \sqrt{1 + \left(\frac{d_1}{d_2} \right)^4 \left[\frac{q_m}{6870.55 d_1^2} \right]}$	Ver Apéndice A

Tabla II.3 Principales modelos para el cálculo de la caída de presión a través de estranguladores para flujo crítico-subcrítico.

II.4 Modelos termodinámicos de asfaltenos.

El interés por el estudio del comportamiento y la forma como están presentes los asfaltenos en el crudo, han dado lugar al desarrollo de modelos termodinámicos que tratan de explicar el equilibrio de fases de estas fracciones pesadas, así como el comportamiento termodinámico de la mezcla.

Estos modelos son herramientas matemáticas que relacionan los parámetros fisicoquímicos con los mecanismos intermoleculares del sistema asfalteno-solvente que dan origen a la aglomeración y precipitación. A continuación, se presentan brevemente los principales modelos que han aparecido en la literatura.

II.4.1 Modelo Termodinámico de Flory Huggins, 1953.

Esta una teoría explica a un conjunto de cadenas poliméricas que interactúan entre ellas y con un solvente. Para simplificar, se supone que los monómeros de la cadena polimérica y las moléculas del solvente tienen el mismo tamaño. Además, se supone también que cada monómero o molécula de solvente se encuentra sobre uno de los sitios de una red (fig II.7), de los que hay N_{tot} , y cada monómero tiene un volumen igual al volumen por sitio de la red, a^3 . Sea ϕ la fracción de sitios de la red ocupados por monómeros, y N el grado de polimerización de cada cadena.

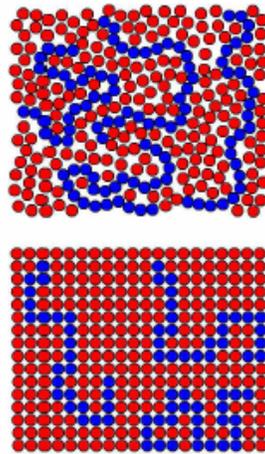


Figura II.7 En la Teoría de Flory-Huggins se supone que las unidades de las cadenas poliméricas (monómeros) y las moléculas del solvente tienen el mínimo tamaño y se encuentran sobre los sitios de una red cuadrada.

La entropía de la mezcla se obtiene como sigue:

- La entropía de N_1 cadenas poliméricas en un volumen V_1 la calculamos en aproximación ideal:

$$S_1 = N_1 k \log \frac{eV_1}{N_1} \tag{2.34}$$

- La entropía de N_2 moléculas de solvente en un volumen V_2 también lo calculamos en aproximación ideal:

$$S_2 = N_2 k \log \frac{eV_2}{N_2} \quad (2.35)$$

Si ahora mezclamos los dos componentes, que ocupan un volumen $V=V_1+V_2$, la entropía total es:

$$S = k \left[N_1 \log \frac{eV}{N_1} + N_2 \log \frac{eV}{N_2} \right] \quad (2.36)$$

donde k es la relación de calores específicos, N_1 es la entropía de cadenas poliméricas, N_2 la entropía de las moléculas del solvente y V el volumen ideal.

La entropía de la mezcla es

$$S_{miz} = S - S_1 - S_2 = -k \sum_{i=1}^2 N_i \log \frac{V_i}{V} \quad (2.37)$$

El número de sitios ocupados por monómeros es igual a ϕN_{tot} , y podemos escribir el número de polímeros N_1 y el número de moléculas de solvente en función de ϕ :

$$N_1 = \phi \frac{N_{tot}}{N} \quad (2.38)$$

$$N_2 = (1 - \phi) N_{tot} \quad (2.39)$$

Ahora:

$$\frac{V_1}{V} = \frac{V_1}{V_1 + V_2} = \frac{\phi N_{tot} a^3}{\phi N_{tot} a^3 + (1 - \phi) N_{tot} a^3} = \phi, \frac{V_2}{V} = \frac{V_2}{V_1 + V_2} = 1 - \phi \quad (2.40)$$

de manera que la entropía de mezcla se puede escribir en términos de ϕ :

$$\frac{S_{mix}}{N_{tot}} = -k \left[\frac{\phi}{N} \log \phi + (1 - \phi) \log(1 - \phi) \right] \quad (2.41)$$

La energía de iteración por sitio de la red es:

$$\frac{U}{N_{tot}} = \frac{1}{2} kT \left[x_{mm} \phi^2 + 2x_{ms} \phi(1 - \phi) + x_{ss} (1 - \phi)^2 \right] \quad (2.42)$$

(el factor $\frac{1}{2}$ tiene en cuenta que cada par de partículas monómero-monómero y solvente-solvente).

La energía de mezcla es:

$$\frac{U_{mix}}{N_{tot}} = \frac{1}{N_{tot}} \left[U - \phi U_{\phi=1} - (1 - \phi) U_{\phi=0} \right] = kTx \phi(1 - \phi) \quad (2.43)$$

donde el parámetro de interacción de Flory:

$$x = x_{ms} - \frac{1}{2} (x_{mm} x_{ss}) \quad (2.44)$$

y la energía libre de mezcla por sitio es

$$\frac{F_{mix}}{kTN_{tot}} = \frac{\phi}{N} \log \phi + (1 - \phi) \log(1 - \phi) + x \phi(1 - \phi) \quad (2.45)$$

donde:

N = grado de polimerización de cada cadena.

T = temperatura.

k = relación de calores específicos.

F_x = fracción de la fase mixta.

x = parámetro de iteración de Flory.

(Observar, que si los monómeros no estuvieran ligados para formar cadenas, es decir, se tuviera una mezcla binaria –monómeros de dos especies-, el factor N en el denominador del primer término habría que sustituirlo por la unidad.)

Las interacciones entre partículas se supone que tienen una parte repulsiva y otra atractiva, está última de tipo van der Waals, que será la más importante, de manera que los coeficientes x_{ij} son negativos y proporcionales a las polarizabilidades de cada partícula (que a su vez dependen de la temperatura T), $x_{ij} \propto \alpha_i \alpha_j$. El coeficiente x puede ser positivo o negativo, dependiendo de interacciones entre partículas sean iguales, dominen o no, sobre las interacciones entre partículas distintas.

En este modelo se supone que la fracción de sitios ocupados por monómeros es pequeña, es decir, ϕ es pequeño.

Desarrollando la serie:

$$\frac{F_{mix}}{kTN_{tot}} = \frac{\phi}{N} \log \phi + \frac{1}{2}(1-2x)\phi^2 + \frac{1}{6}\phi^3 + \dots \quad (2.46)$$

donde:

N = grado de polimerización de cada cadena.

T = temperatura.

k = relación de calores específicos.

F_{mix} = fracción de la fase mixta.

x = parámetro de iteración de Flory.

(se elimina el término lineal, ya que no tiene significado físico). El término $\phi^2/2$ es como un término de volumen excluido, es decir, $\propto \phi^2$.

Podemos distinguir varios casos según el valor de x :

- Si $x < 1/2$, las interacciones atractivas son pequeñas comparadas con las repulsivas. Tenemos el caso llamado buen solvente, y la cadena se comporta como una cadena de Flory.
- Si $x = 1/2$, ambas interacciones se cancelan, y la cadena se comporta como una cadena ideal.
- Si $x > 1/2$, las interacciones atractivas son grandes comparadas con las repulsivas, tenemos el caso llamado mal solvente, y la cadena colapsa sobre si misma (su radio de giro es menor que el predicho para la cadena ideal).

En $x=1/2$ tiene lugar una transición tipo glóbulo enrollado, que en el caso $N \rightarrow \infty$ se puede demostrar que es de primer o segundo orden según la rigidez de la cadena. Puesto que, en realidad, las interacciones entre todas las unidades de interacción dependerán en general de la existencia de cargas en el solvente (que surgen de la presencia de sales parciales disociadas en el mismo), el valor de x varía según las propiedades del solvente.

II.4.2 Modelo Termodinámico de Hirschber, 1984.

Hirschber y su grupo de colaboradores desarrollaron un modelo termodinámico para describir el comportamiento de los asfaltenos en yacimientos de aceite, considerando los cambios de presión, temperatura y composición. El modelo es aplicable en condiciones donde los asfaltenos están asociados a resinas y sirve para identificar las condiciones en las cuales puede ocurrir la precipitación de asfaltenos.

Los autores desarrollaron un modelo basado en la teoría de solución polimérica líquido-líquido de Flory Huggins (1953) para describir el mecanismo de precipitación.

Considera dos tipos de equilibrio vapor/líquido y líquido/líquido, utilizando un modelo composicional que emplea la ecuación de Soave-Readlich-Kwong. Obtuvieron primero, mediante un cálculo flash, las composiciones de la fase líquida y vapor, suponiendo que no existe la fase asfalteno. Calcularon la cantidad de precipitado asfalténico de la fase líquida y supusieron que esta precipitación no cambia la presión, temperatura y composición de las fases vapor-líquido, conservándose así el equilibrio.

Estos autores, derivaron una ecuación para estimar la precipitación máxima de asfaltenos, $(\phi_a)_{\max}$, suponiendo que la fase precipitada esta constituida por asfaltenos puros y la expresaron como una fracción volumétrica:

$$(\phi_a)_{\max} = \exp \left[\frac{V_a}{V^l} \left(1 - \frac{V^l}{V_a} - \frac{V^l}{RT} (\delta_a - \delta^l)^2 \right) \right] \quad (2.47)$$

donde, V^l y δ^l son el volumen molar y el parámetro de solubilidad de la fase líquida, respectivamente; V_a y δ_a son el volumen y el parámetro de solubilidad de los asfaltenos.

El volumen molar del líquido, V^l , se obtiene a partir de la definición de Hildebrand para el parámetro de solubilidad del líquido:

$$(\delta^l)^2 = \frac{\Delta U^v}{V^l} \quad (2.48)$$

donde ΔU^v es el cambio de energía en una vaporización isotérmica de una mole de líquido a gas ideal, que se calcula por medio del modelo vapor/líquido a partir de la siguiente expresión:

$$\Delta U^v = \left(\frac{a}{b} - \frac{T}{b} \frac{da}{dT} \right) \ln \left(1 + \frac{b}{V^L} \right) \quad (2.49)$$

Las constantes que aparecen en la ecuación (2.49) son las mismas que se emplean en la ecuación de estado.

La solubilidad de los asfaltenos en los crudos puede ser estimada a partir de experimentos de titulación en aceites, realizados a condiciones estándar.

II.4.3 Modelo de Burke N., Hobbs R. y Kashou S, 1990.

Este modelo se soporta en la metodología planteada por Hirschberg y colaboradores (1984), para el modelo de precipitación de asfaltenos, utilizando la ecuación de estado de Zudkevitch-Joffe-Redlich-Kwong (Burke, 1990).

Burke et al. (1990), definen a los asfaltenos como la porción de aceite crudo el cuál es insoluble en heptano pero soluble en benceno.

Seleccionan un modelo que describe los mecanismos de precipitación por la teoría de polímeros en solución, el cual es un área de la termodinámica empleada en la industria de la pintura y polímeros. Las moléculas de asfaltenos largas y voluminosas son similares en estructura y comportamiento a las moléculas de polímeros. Los componentes remanentes en el aceite crudo son mucho más pequeños y pueden ser vistos como fase solvente en el cual los asfaltenos son disueltos o suspendidos.

El modelo inicia con el modelo teórico de Flory-Huggins para polímeros en solución líquido-líquido. El modelo depende de dos tipos de fluidos en equilibrio, un equilibrio vapor-líquido (VL) del total de los fluidos del yacimiento y un equilibrio líquido-líquido (LL) entre el líquido, el aceite y un pseudo líquido que representa a la fase asfalteno. El equilibrio VL de los fluidos del yacimiento es modelado primero para que la composición y las propiedades de los fluidos de la fase líquida se puedan obtener. En el segmento del equilibrio LL del modelado, la fase aceite es considerada para consistir en dos fases líquidas, una fase rica en aceite actúa como solvente y una fase rica en asfalteno se comporta como polímetro. De la teoría polimérica en solución líquido-líquido, el volumen de fracción de asfaltenos soluble en la fase aceite se puede determinar.

II.4.4 Modelo de Horno Cheng Ting, 1992.

Se basa en principios termodinámicos para el equilibrio sólido/líquido, tomando en cuenta los efectos de la temperatura y de la composición del aceite crudo, en la precipitación de asfaltenos.

Suponiendo que la fase sólida (asfaltenos) se encuentran en equilibrio termodinámico con la fase líquida, la fugacidad del componente-*i* en la fase sólida, f_i^s , debe ser igual a la fugacidad del mismo componente en la fase líquida,

$$f_i^L: \tag{2.50}$$

$$f_i^s = f_i^L \quad i=1,2,\dots,\dots,nc \tag{2.51}$$

Entonces, si no existen cambios grandes de presión, la constante de equilibrio K_i^{sL} , se puede derivar aplicando las definiciones de fugacidad del componente-*i* en la fase sólida y líquida, obteniéndose:

$$K_i^{sL} = \frac{X_i^s}{X_i^L} = \exp \left[\frac{\Delta h_i^f}{RT} \left(\frac{1-T}{T_i^f} \right) + \frac{V_i^L}{RT} (\delta_m^L - \delta_i^L)^2 + Ln \frac{V_i^L}{V_m} + 1 - \frac{V_i^L}{V_m} \right] \tag{2.52}$$

$$i=1,2,\dots,nc$$

La contribución del primer término de la exponencial en la ecuación (2.52) depende solo de la temperatura; el resto de términos están además relacionados con la composición de la solución, las constantes de equilibrio sólido/líquido de los componentes dependen de la temperatura del sistema y están en función del calor de fusión, Δh_i^f y de la temperatura del punto de fusión T_i^f , de los parámetros de solubilidad δ_m^L y δ_i^L , así como el volumen molar del componente en la solución, V_i^L y del volumen de la mezcla V_m .

Horno y Chung (1992) desarrollaron las siguientes correlaciones empíricas para determinar el calor de fusión, la temperatura de fusión y el volumen molar de los componentes:

$$\Delta h_i^f = 0,9T_i^f (MW_i)^{0,55} \tag{2.53}$$

$$T_i^f = 374,5 + 0,26MW_i - \frac{20172}{MW_i} \quad (2.54)$$

$$V_i^L = 3,8(MW_i)^{0,786} \quad (2.55)$$

donde:

Δh_i^f = calor de fusión

T_i^f = temperatura del punto de fusión

V_i^L = volumen molar del componente en solución

MW_i = peso molecular del componente i .

Así mismo, desarrollaron la correlación para determinar el parámetro de solubilidad de los componentes de la fase líquida:

$$\delta_i^L = 6,743 + 0,938\beta - 0,0395\beta^2 - \frac{13,039}{\beta} \quad (2.56)$$

donde,

$$\beta = \ln(MW_i) \quad (2.57)$$

y MW_i es el peso molecular del componente i .

En este modelo, los asfaltenos son tratados como un componente puro y este se simplifica suponiendo que la fase sólida contiene solamente asfalteno.

Entonces, la ecuación (2.52) puede describirse en términos de la fracción mol del asfalteno en la solución como:

$$X_a^L = \exp \left[-\frac{\Delta h_a^f}{RT} \left(1 - \frac{T}{T_a^f} \right) - \frac{V_a^L}{RT} (\delta_m^L - \delta_a^L)^2 - Ln \frac{V_a^L}{V_m} - 1 + \frac{V_a^L}{V_m} \right] \quad (2.58)$$

donde, el superíndice L denota las propiedades de la fase líquida, aceite y los subíndices a y m denotan asfáltenos y mezcla, respectivamente.

II.4.5 Modelo de Nghiem y Li , 1984.

En este modelo termodinámico el asfalteno precipitado se considera como una fase densa pura, la fase asfalto. La fugacidad de los asfaltenos en la fase asfalto se define como:

$$Ln f_a^s = Ln f_a^{s*} + \frac{V_a^s (p - p^*)}{RT} \quad (2.59)$$

Donde f_a^s y f_a^{s*} son las fugacidades del asfalteno puro en la fase asfalto a las condiciones de presión p y p^* (en la garganta), respectivamente; R es la constante universal de los gases; T es la temperatura y p es la presión de referencia.

En una mezcla de nc componentes, el componente asfalteno es el nc -ésimo componente. Cuando las fases vapor, líquido y asfalto coexisten en equilibrio termodinámico, las siguientes ecuaciones deben cumplirse:

$$f_i^V = f_i^L \quad i=1,2,\dots,nc \quad (2.60)$$

y

$$f_{nc}^V = f_{nc}^L \quad (2.61)$$

Las fugacidades f_i^V y f_i^L fueron determinadas en el calculo flash empleando la ecuación de Peng-Robinson. En este modelo, los componentes pesados contenidos en la fracción C+, son agrupados en dos pseudocomponentes; un pseudocomponente que no precipita y otro componente que precipita. Estos dos pseudocomponentes tienen propiedades críticas y factor acéntrico idénticos, pero sus coeficientes de iteración con los componentes livianos son diferentes.

Para aplicar el modelo se requiere conocer f_a^{s*} y V_a^s a p^* y T.

Las ecuaciones anteriores se pueden escribir en términos de las constantes de equilibrio, K_i^{VL} y K_{nc}^{sL} como a continuación se muestra.

$$g_i \equiv LnK_i^{VL} + Ln\phi_i^V - Ln\phi_i^L = 0 \quad i=1,2,3,\dots,nc \quad (2.62)$$

y

$$g_{nc+1} \equiv LnK_{nc}^{sL} + Ln\phi_{nc}^s - Ln\phi_{nc}^L = 0 \quad (2.63)$$

donde, ϕ_i^j es el coeficiente de fugacidad del componente i en la fase j , K_i^{VL} es la constante de equilibrio vapor/líquido y K_{nc}^{sL} es la constante de equilibrio asfalto/líquido para el componente asfalteno.

Las ecuaciones obtenidas de balance de materia son:

$$\sum_{i=1}^{nc} \frac{(K_i^{VL} - 1)z_i}{1 + F^V(K_i^{VL} - 1) + F^s(K_i^{sL} - 1)} = 0 \quad (2.64)$$

y

$$\sum_{i=1}^{nc} \frac{(K_i^{sL} - 1)z_i}{1 + F^V(K_i^{VL} - 1) + F^s(K_i^{sL} - 1)} = 0 \quad (2.65)$$

donde, F^V y F^s son las fracciones molares de la fase vapor y asfalto, respectivamente, z_i es la fracción mol del componente i en la corriente de alimentación y $K_i^{sL} = 0$ para $i=1,2,\dots,nc-1$.

La fracción mole del componente i en la fase líquida esta dada por:

$$X_i^L = \frac{z_i}{1 + F^V (K_i^{VL} - 1) + F^s (K_i^{sL} - 1)} \quad i=1,2,\dots,nc \quad (2.66)$$

y la fracción mol del componente i en la fase vapor se obtiene como:

$$Y_i^V = K_i^{VL} X_i^L \quad i=1,2,\dots,nc \quad (2.67)$$

La fracción mol del componente asfalteno en la fase asfalto es:

$$X_{nc}^s = K_{nc}^{sL} X_{nc}^L \quad (2.68)$$

pero, $X_{nc}^s = 1$, por lo que:

$$K_{nc}^{sL} = \frac{1}{X_{nc}^L} \quad (2.69)$$

Se realiza un cálculo flash multifásico aplicando la técnica de sustitución sucesiva de cuasi-Newton (QNSS), para resolver las ecuaciones correspondientes a g_i y g_{nc+1} , obteniendo K_i^{VL} y K_i^{sL} ; después se resuelven las ecuaciones 2.64 y 2.65 para calcular F^V y F^s con el método de Newton Raphson.

Al término de cada iteración, se debe comprobar si la fase asfalto existe, por lo tanto se deben comparar las fugacidades del último componente de la fase líquida con la fugacidad de la fase asfalto de la siguiente manera:

$$\ln F_{nc}^L \geq \ln F^s \quad \text{si la fase asfalto existe} \quad \text{y}$$

$$\ln F_{nc}^L < \ln F^s \quad \text{si la fase asfalto no existe}$$

II.4.6 Modelo de Wu y cols, 1998.

Este es uno de los modelos más recientes que han aparecido en la literatura considera una aproximación molecular-coloidal; esta suposición implica que los asfaltenos se mantienen estables en el aceite crudo en estado monomérico o como agregados, gracias a su interacción con las moléculas de resina que limita la asociación entre asfaltenos, evitando la precipitación. Las interacciones asfalto-resina predominan sobre las interacciones asfalto-asfalto. Los asfaltenos y las resinas se consideran pseudocomponentes puros, y los demás componentes del petróleo se consideran como un medio continuo que afecta las interacciones entre resinas y asfaltenos. Las fuertes asociaciones entre moléculas de asfaltenos y resinas son las que determinan la estabilidad de la suspensión. Este modelo se basa en la teoría SAFT (Self Associating Fluids Theory), es decir, en la teoría de fluidos auto-asociantes.

La precipitación se considera reversible y se modela como un equilibrio líquido-líquido. Este modelo unifica el punto de vista coloidal y el de solución verdadera, gracias a que parte de una aproximación molecular en la que los asfaltenos y las resinas, actores principales en el fenómeno de precipitación, pueden estar lo mismo agregados que dispersos como monómeros, dependiendo de la magnitud de su interacción, su tamaño y el efecto de apantallamiento del medio.

El principio de este modelo es más simple que el de los modelos micelares, pero mucho más realista y fundamental que el de las otras aproximaciones. Basándose en una descripción simplificada de las resinas y los asfaltenos, se considera que estos representan el soluto, mientras que los hidrocarburos saturados y aromáticos forman el medio disolvente continuo, sin estructura. De acuerdo a esto se hacen algunas suposiciones para el sistema asfalteno-resina-aceite:

- a) Se considera a todas las fracciones de los asfaltenos y las resinas como un sólo pseudo-componente. El resto del aceite se presenta como un medio continuo, sin estructura, con propiedades promedio (densidad, peso molecular, constante de Hamaker), que afecta las interacciones entre los asfaltenos y resinas. En este sentido los asfaltenos y resinas se consideran como solutos puros en un medio disolvente.
- b) Las moléculas de asfaltenos se representan mediante el modelo de esfera dura atractiva.
- c) Las moléculas de resina se representan como una cadena de esferas duras atractivas.
- d) Las interacciones asfalteno-asfalteno, resina-resina y resina-asfalteno son interpretadas como derivables de un potencial efectivo, tal como se supone en el modelamiento de coloides en la teoría de McMillan-Mayer (1995).
- e) A fin de concluir el efecto asociativo asfalteno-asfalteno y resina-asfalteno, se incluyen sitios de asociación en las moléculas de asfalteno y resina. Estos sitios modelan fuerzas intermoleculares anisotrópicas pero muy localizadas (como los enlaces de hidrógeno). El número de sitios de asociación en el modelo de asfalteno es variable. Los asfaltenos pueden asociarse entre si y con las moléculas de resina.

Por lo que respecta a la asociación entre moléculas de resina, se ha observado que esta es despreciable, lo que justifica la aproximación establecida por Wu y et al., (1998) de asignar un valor de cero a la energía de asociación entre ellas.

- f) La termodinámica de este sistema con dos pseudocomponentes se modela por medio de la teoría estadística de fluidos asociantes, conocida como SAFT “Self Associating Fluid Theory”. Para considerar la contribución de las interacciones atractivas entre monómeros, se utiliza la aproximación de campo medio, en la cuál las interacciones atractivas descritas por los potenciales de fuerza promedio, se modelan al mismo nivel de Van der Waals, lo que equivale a usar una teoría de perturbaciones de primer orden, donde el termino perturbativo se obtiene asumiendo un fluido de referencia sin estructura alguna.
- g) La fase precipitada se considera una segunda fase líquida en equilibrio, en la cuál participan los asfaltenos, las resinas y el medio.
- h) Se supone la reversibilidad del fenómeno.

La forma general de la energía libre de Helmholtz para moléculas de cadena asociantes está dada por:

$$\frac{A}{NkT} = \frac{A^{ideal}}{NkT} + \frac{A^{mono}}{NkT} + \frac{A^{Cadena}}{NkT} + \frac{A^{Asoc}}{NkT} \quad (2.70)$$

donde cada una de las contribuciones se calculan de acuerdo a ecuaciones establecidas.

El modelo de equilibrio de fases para asfaltenos, propuesto en este trabajo, se soporta en esta teoría, por lo que en el siguiente capítulo se abordará a mayor detalle el modelo.

III. DESARROLLO DEL MODELO DE DEPOSITACIÓN DE ASFALTENOS A TRAVÉS DEL ESTRANGULADOR.

A continuación se describe el modelo en que se basa este trabajo. Dicho modelo consta de cuatro partes, esencialmente. La parte termodinámica donde se utiliza la teoría SAFT para determinar el equilibrio de fases L-V-S (líquido-vapor-sólido) para los asfaltenos; la parte hidrodinámica es la que utiliza la correlación de Mukherjee y Brill con la que se deriva la caída de presión en la tubería de producción bajo las condiciones de flujo. Se presenta también un modelo de difusión molecular, el cuál se basa en la ley de Frick, con este modelo se estima la difusión de los asfaltenos precipitados hacia el depósito en la pared interna de la tubería. Finalmente se describe el modelo para el cálculo de la caída de presión a través del estrangulador.

III.1 Modelo termodinámico de la precipitación de asfaltenos.

Para el cálculo de la precipitación en la tubería, se utiliza el modelo de flujo ampliamente discutido en otros trabajos (Ramírez-Jaramillo et al., 2006).

Para fines de este trabajo sólo se darán algunos detalles del mismo. En el caso del equilibrio de fases para calcular la precipitación, se utiliza una ecuación de estado tipo SAFT (Buenrostro-Gonzalez, 2004) dada por:

$$\frac{A_H}{N_m KT} = \frac{A_H^{ideal}}{N_m KT} + \frac{A_H^{Mono}}{N_m KT} + \frac{A_H^{Cadena}}{N_m KT} + \frac{A_H^{asoc}}{N_m KT} \quad (3.1)$$

Donde A_H incluye todas las diferentes contribuciones a la energía libre de Helmholtz (ideal, Monómeros, cadena y asociación). N_m es el número de moléculas, K es la constante de Boltzmann y T la temperatura.

Cada uno de los términos que aparecen en la ecuación (3.1) se da a continuación. Para el caso de contribución del término ideal, la expansión es:

$$\frac{A_H^{ideal}}{N_m kT} = \left(\sum_{i=1}^n x_i \ln \rho_i \Lambda_i^3 \right) - 1 \quad (3.2)$$

La ecuación representa la energía libre de Helmholtz de una mezcla de N moléculas en el estado de gas ideal a la temperatura T . En esta ecuación, ρ_i es la densidad de moléculas (cadenas) y no de los segmentos esféricos o monómeros (expresada en número de moléculas por unidad de volumen), x_i es la fracción molar, k es la constante de Boltzman y Λ es la longitud de onda de De Broglie ($\Lambda = h(2\pi m kT)^{-1/2}$).

Para el caso de contribución del término monómero, la expansión es:

$$\frac{A^{mono}}{NkT} = \left(\sum_{i=1}^n x_i m_i \right) \frac{A^M}{N_s kT} = \left(\sum_{i=1}^n x_i m_i \right) a^M \quad (3.3)$$

La ecuación (3.3) expresa la contribución a la energía libre de Helmholtz de una mezcla de monómeros o segmentos de cadena donde m_i es el número de segmentos esféricos de la cadena i ; N_s número total de segmentos esféricos o monómeros, x_i es la fracción molar, k es la constante de Boltzman.

En el caso de contribución del término cadena, la expresión es:

$$\frac{A^{cadena}}{NkT} = - \sum_{i=1}^n x (m_i - 1) \ln y_{ii}^M (\sigma_{ii}) \quad (3.4)$$

donde:

m_i = masa molecular.

y_{ii}^M = fracción molar

Los modelos moleculares que se utilizan consisten en cadenas u segmentos monoméricos esféricos de diámetro σ los cuales interactúan mediante un potencial de fuerza promedio de la forma:

$$W^M(r) = W^{ed}(r; \sigma) - \varepsilon \phi(r; \lambda) \quad (3.5)$$

Este potencial monómero-monómero considera una interacción repulsiva de esfera dura W^{ed} , defina por:

$$W^{ed}(r; \sigma) = \begin{cases} \infty \rightarrow r < \sigma \\ 0 \rightarrow r > \sigma \end{cases} \quad (3.6)$$

y una interacción atractiva de profundidad $-\varepsilon$ y forma $\phi(r; \lambda)$, donde λ es un parámetro asociado con el alcance de las fuerzas atractivas. El potencial genérico dado por la ecuación 3.4 depende de tres parámetros σ y ε que son los parámetros usuales de tamaño y energía que definen el comportamiento de estados correspondientes, y el alcance de λ que permite el tratamiento de las propiedades no conformacionales para el fluido en consideración. Mediante el cambio de λ , se modifica la forma del pozo atractivo y el efecto termodinámico de esto es que dos sistemas de partículas interactuando a través de potenciales de la forma ecuación 3.4 que difieren en λ no obedecerán los estados correspondientes.

Para la contribución de asociación la ecuación es:

$$\frac{A^{asoc}}{NkT} = \sum_{i=1}^n x_i \left[\sum_{a=1}^{S_i} \left(\ln X_{\alpha,i} - \frac{X_{\alpha,i}}{2} \right) + \frac{S_i}{2} \right] \quad (3.7)$$

N_m es el número de moléculas, K es la constante de Boltzmann y T la temperatura.

En cuanto a la parte hidrodinámica, para la caída de presión se utilizó la correlación de Mukherjee and Brill (1985), debido a que proporciona el mejor ajuste a los datos del gradiente dinámico presión-profundidad medido en el pozo bajo estudio.

Estos autores determinaron los patrones de flujo para cada fase utilizando números adimensionales para las velocidades del líquido y gas, los cuales fueron utilizados como coordenadas para construir dichos mapas de flujo. Las curvas correspondientes fueron ajustadas utilizando regresión lineal. Las ecuaciones que definen los mapas de flujo son, para el caso de la transición burbuja/tapón (Los subíndices que aparecerán en las siguientes ecuaciones BS, SM y ST se refieren a las transiciones burbuja-tapón, tapón-anular-niebla y estratificado, respectivamente):

$$N_{L^{v_{B/S}}} = 10^x \quad (3.8)$$

donde

$$x = \log N_{gv} + 0.940 + 0.074 \sin \theta - 0.855 \sin^2 \theta + 3.695 N_L \quad (3.9)$$

Para el caso de la transición tapón a anular-niebla, esta es la misma para flujo horizontal y flujo inclinado. Sin embargo, la viscosidad del líquido tiene un efecto importante sobre esta transición. Un incremento en la viscosidad del líquido, acelera la transición tapón a anular-niebla. La descripción de esta se da en la siguiente ecuación:

$$N_{g^{v_{S/M}}} = 10^{(1.401 - 2.694 N_L + 0.521 N_{Lv}^{0.329})} \quad (3.10)$$

En flujo descendente y flujo horizontal, la transición burbuja-tapón se describe por:

$$N_{gvB/s} = 10^y \quad (3.11)$$

donde

$$y = 0.431 - 3.003N_L - 1.138(\log N_{Lv})\sin\theta - 0.429(\log N_{Lv})^2 \sin\theta + 1.132\sin\theta \quad (3.12)$$

Esta última transición genera una familia de curvas para diferentes ángulos de inclinación y viscosidades del líquido. En flujo horizontal, la transición se hace función exclusiva de la viscosidad y se convierte en una línea recta vertical. La determinación de la frontera para flujo estratificado horizontal se da por:

$$N_{LvST} = 10^z \quad (3.13)$$

donde

$$z = 0.321 - 0.017N_{gv} - 4.267\sin\theta - 2.972N_L - 0.033(\log N_{gv})^2 - 3.925\sin^2\theta \quad (3.14)$$

Determinación del colgamiento del líquido.

Estos autores propusieron la siguiente correlación para calcular el colgamiento del líquido:

$$H_L = \exp \left[\left(C_1 + C_2 \sin\theta + C_3 \sin^2\theta + C_4 N_L^2 \right) \left(\frac{N_{gv}^{C_5}}{N_{Lv}^{C_6}} \right) \right] \quad (3.15)$$

Donde los coeficientes C_1 a C_6 se dan dependiendo del tipo de tubería. Se consideran tres tipos diferentes de configuraciones, tubería ascendente, descendente y otras configuraciones.

El cálculo de la caída de presión total se realiza dependiendo del patrón de flujo presente en el flujo. En el caso de flujo burbuja y tapón, este se determina de la siguiente forma:

$$\frac{dP}{dL} = \frac{f\rho_s v_m^2 + \rho_s g \sin \theta}{1 - E_k} \quad (3.16)$$

donde

$$E_k = \frac{\rho_s v_m v_{sg}}{P} \quad (3.17)$$

El factor de fricción se obtiene directamente del diagrama de Moody. Para el caso de flujo anular, el gradiente de presión total se calcula con la ecuación:

$$\frac{dP}{dL} = \frac{f\rho_n v_m^2 + \rho_s g \sin \theta}{1 - E_k} \quad (3.18)$$

Mukherjee y Brill desarrollaron una relación empírica para el factor de fricción que depende del colgamiento del líquido, la expresión es:

$$H_R = \frac{\lambda_L}{H_L} \quad (3.19)$$

El factor de fricción se obtiene como el cociente entre el factor de fricción f_R , el cuál se correlaciona de valores experimentales y f_n ; es decir, el factor de fricción sin resbalamiento, el cual se obtiene directamente del diagrama de Moody.

$$f = f_n f_R \quad (3.20)$$

En el caso de flujo estratificado, los autores utilizaron una aproximación de flujo separado o aproximación de dos-fluidos para desarrollar el gradiente de presión total, el cuál esta dado por la ecuación:

$$\frac{dP}{dL} = -\tau_{wg} \frac{P_g}{A_g} - \rho_g g \sin \theta \quad (3.21)$$

De consideraciones geométricas, se puede mostrar que existe una relación entre las cantidades δ , A_L , A_g , P_L y P_g con H_L y el diámetro d de la tubería. Dichas relaciones están dadas por:

$$\delta = 2 \cos^{-1} \left(1 - 2 \frac{h_L}{d} \right) \quad (3.22)$$

$$H_L = \left(\frac{A_L}{A} \right) = \frac{1}{2\pi} (\delta - \sin \delta) \quad (3.23)$$

$$P = P_L + P_g \quad (3.24)$$

$$P_g = \left(1 - \frac{\delta}{2\pi} \right) P \quad (3.25)$$

En cuanto al esfuerzo cortante en la pared interna de la tubería, estos autores utilizaron la aproximación propuesta por Govier y Aziz, (1972), la cuál esta dada por:

$$\tau = \frac{f_i \rho_i V_L^2}{2g} \quad (3.26)$$

Donde el subíndice i se refiere a la fase respectiva, (1 líquido y 2 gas). Los factores de fricción se pueden obtener directamente del diagrama de Moody.

III.2 Modelo de difusión molecular.

A continuación se describen los modelos de difusión molecular utilizada en este modelo. Se parte de la ley de Fick, con la cual se calcula para cada uno de los componentes presentes en la mezcla, su difusividad hacia las paredes internas de la tubería mientras que el flujo de masa total se determina como la suma de los flujos de todos los componentes, de acuerdo a la ecuación (Svendsen, 1993):

$$J_{MD} = \sum_{i=1}^n J_{MD}^i = -D_m \frac{\partial \rho_x}{\partial r} = -D_m \rho_m \left[-T \frac{\partial w_s}{\partial T} + (1 - w_s) \frac{T}{\rho_m} \frac{\partial \rho_m}{\partial T} \right] \frac{1}{T} \frac{\partial T}{\partial r} \quad (3.27)$$

Donde D_m es el coeficiente de difusión promedio. Se determina con la correlación:

$$D_m = \frac{C_1}{\mu} \quad (3.28)$$

C_1 es una constante que se determina para cada tipo de aceite a estudiar y μ es la viscosidad de la muestra.

En este trabajo se considera también el mecanismo de remoción debido a las fuerzas hidrodinámicas, las cuales tienden a remover parte de la capa de depósito. Se utiliza una aproximación propuesta por Kern and Seaton (1959), para estimar la tasa de remoción, la cual es proporcional a la masa depositada y el esfuerzo cortante en la pared ejercido por el movimiento del fluido. Dicho mecanismo se presenta en la ecuación (3.28)

$$J_{SR} = A_1 \exp\left(-\frac{B_1}{T}\right) \tau_w M(t - dt, z) \quad (3.29)$$

A_1 y B_1 son constantes que se deben ajustar para cada fluido a estudiar y dependen de la composición. T es la temperatura del fluido, $M(t - dt, z)$ es la masa depositada en la tubería. El esfuerzo cortante en la pared esta dado por:

$$\tau_w = \frac{\Delta P r_w}{L 2} \quad (3.30)$$

Con los modelos de difusión propuestos a través de la ley de Fick, se procede a calcular la masa total depositada a lo largo de la tubería, posteriormente se calcula el radio efectivo como función de la masa depositada a lo largo de la tubería, ambas como función del tiempo y la posición a lo largo de la tubería:

$$M_w(t, L) = 2\pi \left[\sum_{i=1}^n \int_0^t \int_0^L r_w J_{MD}^i |_{r=r_w} dz dt - \int_0^t \int_0^L r_w J_{SR} |_{r=r_w} dz dt \right] \quad (3.31)$$

donde $M_w(t, L)$ es la masa del asfalteno depositado en la pared interna de la tubería en un instante dado; r_w es el radio efectivo de la tubería. El incremento en la cantidad de depositación por metro de tubería al tiempo t es $\frac{\partial M_w}{\partial L}$; esta cantidad es la derivada de la ecuación (3.31) y esta dada por:

$$\frac{\partial M_w}{\partial L} = \pi (r_o^2 - r_w^2) \rho_w = \sum_{i=1}^n \frac{\partial M_{MD}}{\partial L} = \sum_{i=1}^n 2\pi \int_0^t r_w J_{MD} |_{r=r_w} dt - 2\pi \int_0^t r_w J_{SR} dt \quad (3.32)$$

Para determinar la cantidad de masa depositada como función del tiempo, es necesario calcular la derivada con respecto del tiempo de la ecuación (3.32) obteniéndose:

$$\frac{dM_w}{dt} = \sum_{i=1}^n \frac{dM_i}{dt} = \sum_{i=1}^n 2\pi \int_0^L r_w J_{MD} \Big|_{r=r_w} dL - 2\pi \int_0^L r_w J_{SR} dt \quad (3.33)$$

Finalmente el radio efectivo interno de la tubería, $r_w(L,t)$ afectada por la capa de depósito, se define en la siguiente forma:

$$r_w = \left(r_o^2 - \frac{1}{\pi \rho_w} \frac{\partial M_w(t,L)}{\partial z} \right)^{1/2} \quad (3.34)$$

donde ρ_w es la densidad del sólido depositado y r_o es el radio interior de la tubería sin depósito. El grosor correspondiente de la capa de depósito se define como:

$$h = r_o - r_w \quad (3.35)$$

III.3 Modelo de caída de presión a través del estrangulador.

Las ecuaciones que describen el flujo isoentropico (adiabático sin pérdidas por fricción) de mezclas multifásicas 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 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 de agua.

El trabajo termodinámico para flujo multifásico esta basado en el principio de conservación de la 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, 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 todos 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.

La conducción 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 conveniente 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 energía cinética perdida, 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, este comportamiento se muestra en la figura III.1.

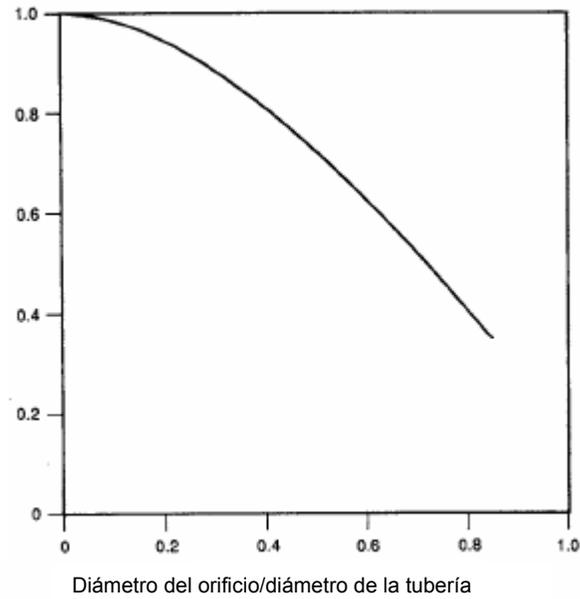


Figura III.1 Perfil de presiones en el estrangulador, Perkins (1993).

Para flujo subcrítico la ecuación de Perkins puede ser aproximada por:

$$p_3 = p_1 - \frac{(p_1 - p_4)}{\left[1 - \left(\frac{d_c}{d_d}\right)^{1.85}\right]} \quad (3.36)$$

donde:

dc= diámetro del estrangulador (ft).

dd= diámetro de la tubería corriente abajo del estrangulador (ft)

El flujo crítico puede obtenerse de la ecuación general de energía. Fig III.2 se ilustra el flujo en el sistema del estrangulador. En la base de un punto el flujo del fluido esta puede escribirse así.

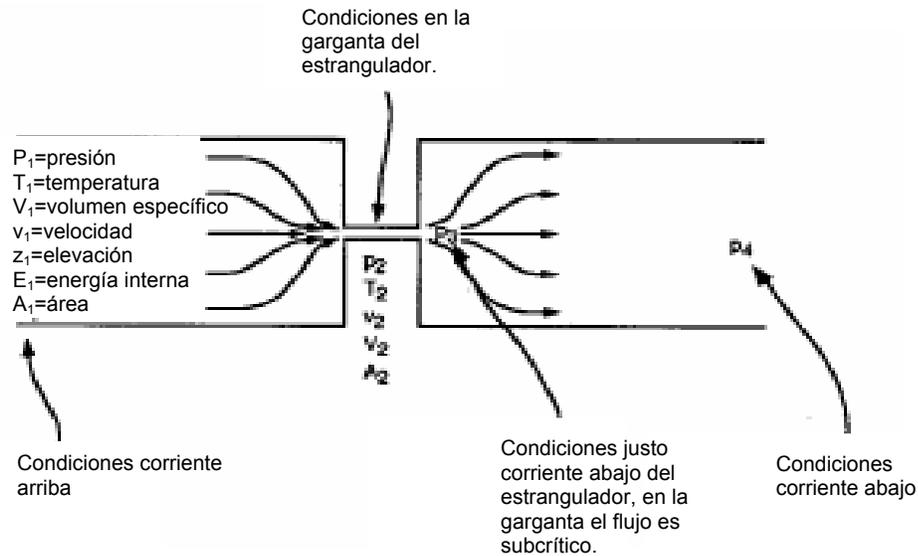


Figura III.2 Diagrama del flujo en el estrangulador, Perkins (1993).

La ecuación general de energía se describe en la siguiente ecuación:

$$144p_1v_1 + E_1 + \frac{v_1^2}{2g_c} + \frac{g}{g_c} z_1 + Q - W = 144p_2v_2 + E_2 + \frac{v_2^2}{2g_c} + \frac{g}{g_c} z_2 \quad (3.37)$$

Donde:

W =trabajo del sistema (L^2/t^2 , ft-lbf/lbm)

E =energía interna (ft-lbf)/lbm)

La diferencia en elevación a través del estrangulador se considera despreciable.

$$z_1 = z_2 \quad (3.38)$$

El trabajo externo es cero y la transferencia de calor se considera despreciable, entonces el cambio en la energía interna puede escribirse como:

$$E_2 - E_1 = C_v(T_2 - T_1) \quad (3.39)$$

E =energía interna (ft-lbf)/lbm)

Haciendo las consideraciones de las ecuaciones 3.38 y 3.39 y sustituyendo las en la ecuación 3.37 se obtiene:

$$144p_1v_1 + \frac{v_1^2}{2g_c} + C_v(T_1 - T_2) = 144p_2v_2 + \frac{v_2^2}{2g_c} \quad (3.40)$$

Para un flujo fraccional se tiene la ecuación 3.41.

$$f_g + f_o + f_w = 1 \quad (3.41)$$

donde f_g , f_o y f_w son el peso del flujo fraccional del gas, aceite y agua respectivamente.

sustituyendo la ecuación 3.41 en la ecuación general de energía obtenemos la expresión 3.42.

$$144f_g(p_1v_1 - p_2v_2) + 144\left(\frac{f_o}{\rho_o} + \frac{f_w}{\rho_w}\right)(p_1 - p_2) + \frac{v_1^2 - v_2^2}{2g_c} + (f_g C_{vg} + f_o C_{vo} + f_w C_{vw})(T_1 - T_2) = 0 \quad (3.42)$$

Para los componentes gaseosos:

$$144pv = \frac{zR(T + 460)}{M} \quad (3.43)$$

La ecuación 3.43 puede escribirse como:

$$144\lambda(p_1v_1 - p_2v_2) + 144\left(\frac{f_o}{\rho_o} + \frac{f_w}{\rho_w}\right)(p_1 - p_2) + \left(\frac{v_1^2 - v_2^2}{2g_c}\right) = 0 \quad (3.44)$$

donde:

$$\lambda = f_g + \frac{(f_g C_{vg} + f_o C_{vo} + f_w C_{vw})M}{zR} \quad (3.45)$$

Si todas las fases se encuentran a la misma temperatura y si el proceso de flujo es adiabático y no hay pérdidas de fricción.

$$dQ = f_g(C_{vg}dT + 144pdv) + (f_oC_{vo} + f_wC_{vw})dT = 0 \quad (3.46)$$

derivando la ecuación 3.43 se tiene:

$$144(pd v + v dp) = \frac{zR}{M} dT \quad (3.47)$$

Sustituyendo en ecuación 3.46 y en 3.47 tenemos:

$$\left[f_g \left(C_{vg} + \frac{zR}{M} \right) + f_oC_{vo} + f_wC_{vw} \right] pdv + (f_gC_{vg} + f_oC_{vo} + f_wC_{vw})vdp = 0 \quad (3.48)$$

Ahora considerando solo los componentes gaseosos, el calor específico del gas a volumen constante es:

$$Q = E_2 - E_1 = C_v(T_2 - T_1) \quad (3.49)$$

La expresión para el calor específico del gas a presión constante es:

$$Q = C_p(T - T_1) = C_v(T_2 - T_1) + 144p(v_2 - v_1) = C_v(T_2 - T_1) + \frac{zR}{M}(T_2 - T_1) \quad (3.50)$$

$$C_p = C_v + \frac{zR}{M} \quad (3.51)$$

M =peso molecular

Definiendo F como el ratio de la capacidad calorífica:

$$F = C_p/C_v \quad (3.52)$$

$$C_v = zR/M(F-1) \quad (3.53)$$

$$C_p = zRk/(M(F-1)) \quad (3.54)$$

Donde:

C_p = capacidad calorífica como constante de presión (ft-lbf)/(lbm-°F)

C_v = capacidad calorífica como constante de volumen (ft-lbf)/(lbm-°F)

sustituyendo ecuación 3.51 y 3.52 en 3.48 es definido

$$n = \left(\frac{f_g FC_{vg} + f_o C_{vo} + f_w C_{vw}}{f_g C_{vg} + f_o C_{vo} + f_w C_{vw}} \right) \quad (3.55)$$

n = coeficiente de expansión politrópico

teniendo

$$npdv = -vdp \quad (3.56)$$

integrando ecuación 3.56 tenemos:

$$p_1 v_1^n = p_2 v_2^n \quad (3.57)$$

definimos:

$$p_r = p_2/p_1 \quad (3.58)$$

sustituyendo las ecuaciones 3.57 y 3.58 en la ecuación 3.44 tenemos:

$$144 \lambda p_1 v_1 \left[1 - p_r^{\frac{n-1}{n}} \right] + 144 \left(\frac{f_o}{\rho_o} + \frac{f_w}{\rho_w} \right) p_1 (1 - p_r) + \frac{v_2^2}{2g_c} \left[\left(\frac{v_1}{v_2} \right)^2 - 1 \right] = 0 \quad (3.59)$$

Haciendo balance de materia obtenemos:

$$\frac{A_1 v_1}{f_g v_1 + \left(\frac{f_o}{\rho_o} + \frac{f_w}{\rho_w} \right)} = \frac{A_2 v_2}{f_g v_2 + \left(\frac{f_o}{\rho_o} + \frac{f_w}{\rho_w} \right)} \quad (3.60)$$

donde:

A = área (L^2 , ft^2)

ρ = densidad (m/L^3 , lbm/ft^3)

La ecuación 3.60 se describe:

$$\frac{v_1}{v_2} = \frac{A_2 (f_g + \alpha_1)}{A_1 \left(f_g p_r^{-\frac{1}{n}} + \alpha_1 \right)} \quad (3.61)$$

de donde:

$$\alpha_1 = \left(\frac{1}{v_1} \right) \left(\frac{f_o}{\rho_o} + \frac{f_w}{\rho_w} \right) \quad (3.62)$$

Sustituyendo la ecuación 3.61 en 3.59 se tiene:

$$v_2 = \sqrt{\frac{288 g_c \left\{ \lambda p_1 v_1 \left[1 - p_r^{\frac{n-1}{n}} \right] + \left[\left(\frac{f_o}{\rho_o} \right) + \left(\frac{f_w}{\rho_w} \right) \right] p_1 (1 - p_r) \right\}}{1 - \left(\frac{A_2}{A_1} \right)^2 \left[\left(f_g + \alpha_1 \right) \left(f_g p_r^{-\frac{1}{n}} + \alpha_1 \right) \right]^2}} \quad (3.63)$$

El gasto del flujo másico es:

$$w_i = A_2 \rho_2 v_2 = \frac{A_2 v_2}{\left[f_g v_2 + \left(\frac{f_o}{\rho_o} \right) + \frac{f_w}{\rho_w} \right]} \quad (3.64)$$

$$w_i = A_2 \sqrt{(288 g_c p_1 / v_1)} = \frac{\lambda \left[1 - p_r^{\frac{n-1}{n}} \right] + \alpha_1 (1 - p_r)}{\sqrt{\left[1 - \left(\frac{A_2}{A_1} \right)^2 \left(\frac{f_g + \alpha_1}{f_g p_r^{\frac{1}{n}} + \alpha_1} \right)^2 \right] \left(f_g p_r^{\frac{1}{n}} + \alpha_1 \right)^2}} \quad (3.65)$$

$$g_c = 32.2 \text{ (lbm-ft)/(lbf/seg}^2\text{)}$$

El posible flujo de gasto máximo es determinado por el descubrimiento que evaluar p_r que produce $dw_i/dp_r=0$; Esta es la misma ecuación de p_r .

$$\frac{d}{dp_r} \left(\frac{w_i}{A_2 \sqrt{288 g_c p_1 / v_1}} \right)^2 = 0 \quad (3.66)$$

Tomando la ecuación 3.64 en la forma de la ecuación 3.65 y diferenciando tenemos

$$\left\{ 2\lambda \left[1 - p_r^{\frac{n-1}{n}} \right] + 2\alpha_1 (1 - p_r) \right\} \left\{ \left[1 - \left(\frac{A_2}{A_1} \right)^2 \left(\frac{f_g + \alpha_1}{f_g p_r^{\frac{1}{n}} + \alpha_1} \right)^2 \right] \left[\frac{f_g}{n} p_r^{\frac{-(1+n)}{n}} \right] + \left(\frac{A_2}{A_1} \right)^2 \frac{f_g (f_g + \alpha_1)^2 p_r^{\frac{-(1+n)}{n}}}{\left(f_g p_r^{\frac{1}{n}} + \alpha_1 \right)^2} \right\}$$

$$= \left[1 - \left(\frac{A_2}{A_1} \right)^2 \left(\frac{f_g + \alpha_1}{f_g p_r^{\frac{1}{n}} + \alpha_1} \right)^2 \right] \left(f_g p_r^{\frac{1}{n}} + \alpha_1 \right) \left[\lambda \left(\frac{n-1}{n} \right) p_r^{\frac{1}{n}} + \alpha_1 \right]$$

(3.67)

El método para distinguir entre flujo crítico y subcrítico y manejarlo es el siguiente:

1. Calcule p_2 , la presión en la garganta del estrangulador cuando el flujo es crítico, resolviendo la ecuación 3.67.
2. Calcule p_3 , la presión de descarga justo corriente abajo del estrangulador resolviendo la ecuación 3.36.
3. Si $p_2 > p_3$, entonces el flujo es crítico y $p_r = p_2/p_1$, deberá ser usada la ecuación 3.63 y 3.65 para calcular la velocidad isoentropica y gasto másico.
4. 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 isoentrópica y gasto másico.
5. Si $p_2 < p_3$, entonces el flujo subcrítico. Use $p_r = p_3/p_1$ en las ecuaciones 3.63 y 3.65 para calcular la velocidad isoentrópica y gasto másico.

$$k = \frac{w_a}{w_i} \quad (3.69)$$

Por ultimo 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 másico. Específicamente si la presión justo corriente debajo 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 debajo de la garganta del estrangulador es mayor que la necesaria para establecer el gasto máximo entonces el flujo podría ser subcrítico.

Para detalles del cálculo y la implementación del modelo, ver apéndice B.

IV. ESTUDIO DE CASO. POZO REAL.

IV.1 Generalidades del campo Puerto Ceiba.

El campo Puerto Ceiba se localiza en el sureste de la República Mexicana, a 70 km al noroeste de la Ciudad de Villahermosa, Tabasco pertenece al Activo Integral Bellota. Es un yacimiento Naturalmente Fracturado, productor en carbonatos, dolomías y brechas. Se encuentra anormalmente presurizado, esto es, su presión inicial del yacimiento fue 1100 kg/cm^2 a una profundidad media de 5700m; actualmente su presión media del yacimiento es de 920 kg/cm^2 , la temperatura de fondo es de 155°C , el tipo de aceite es ligero de $30\text{-}35^\circ\text{API}$. El yacimiento es bajo saturado, la presión de saturación es de 132 kg/cm^2 , con una RGA promedio de $95 \text{ m}^3/\text{m}^3$. En la figura IV.1 se muestra un mapa donde se localiza al campo.

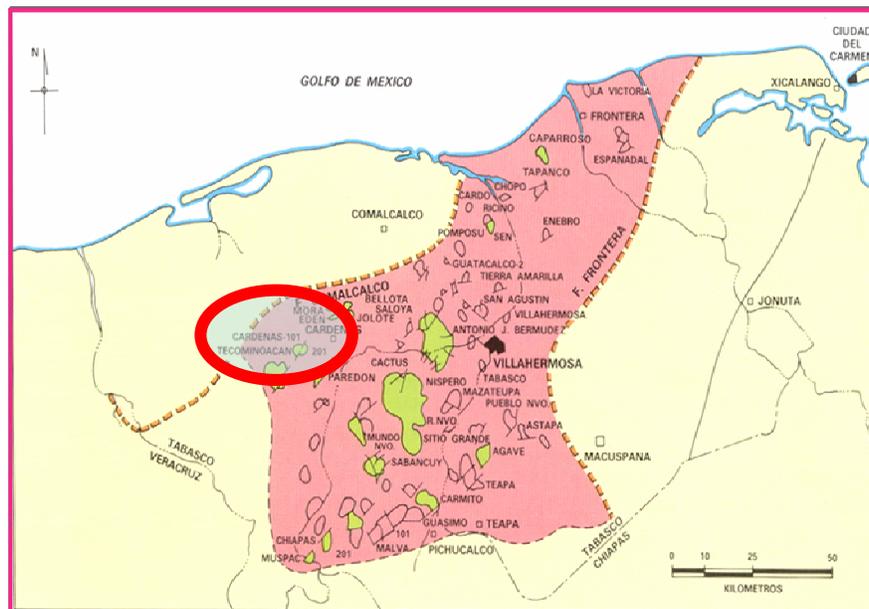


Figura IV.1 Mapa de la ubicación del Campo Puerto Ceiba y pozo A.

El Campo es productor en las formaciones Cretácico Inferior (KI), Jurásico Superior Kimmeridgiano (JSK) y Brecha del Cretácico Superior, descubiertas en 1985, 1997 y 2004 con la perforación de los pozos Puerto Ceiba 101A, 113B y 107, respectivamente; también produce en menor proporción en la formación Encanto del Terciario.

El fenómeno de depositación de asfalteno en los pozos del campo en estudio, ha acarreado un sin número de problemas técnicos-operativos; por ejemplo, el que no se puedan introducir a los pozos herramientas de calibración y sondas de alta resolución para la toma de registros de presión-temperatura, tan necesarios en el estudio del yacimiento. Se ha observado también, que estas sondas al entrar en contacto con los fluidos del pozo, generan a su alrededor depósitos de asfalteno, ocasionando atrapamiento de las mismas e impidiendo su recuperación en superficie, con lo anterior existe la posibilidad de generar desprendimientos de cable o línea, con los cuales se puede llegar a perder el pozo.

Adicionalmente las altas presiones de fondo fluyendo que se tienen en los pozos productores y el fuerte ángulo de desviación que presentan los pozos direccionales del Campo, restringe la introducción de herramientas para la toma de información, lo que conlleva a que no se tenga la certeza, a que profundidad, o a que nivel del sistema yacimiento-línea de descarga se estén acumulando los depósitos de asfalteno.

Por otro lado, los fluidos que se utilizan para perforar y terminar los pozos, juegan un papel clave en la depositación del asfalteno a nivel de yacimiento, de no ser cuidadosamente seleccionados se corre el riesgo de obturar con lodos asfálticos los canales permeables de la formación productora, impidiendo el flujo de fluidos del yacimiento al pozo y por ende, comenzando por zonas probables de acumulación de hidrocarburos.

Las instalaciones superficiales de producción, como los árboles de válvulas, tuberías, bombas, separadores, tanques, etc., también se ven afectadas en la medida que este fenómeno traslade su punto de depósito a la superficie.

Cómo prueba de lo anterior en las figuras IV.2, a la IV.6 se presentan diferentes secciones de la línea de escurrimiento, las cuales observan fuertes problemas de obstrucción y taponamiento debido a los asfaltenos. Dicha producción corresponde a un pozo productor del campo y el cuál será llamado pozo A. Es debido a esta problemática que se ha decidido aplicar este modelo desarrollado para simular el fenómeno.



Figura IV.2 Sección de tubería de línea de escurrimiento con depósito de asfalteno perteneciente al pozo A.



Figura IV.3 Línea de escurrimiento de 8" del pozo A.



Figura IV.4 Sección de tubería de línea de escurrimiento de 8" con depósito de asfalteno perteneciente al pozo A.



Figura IV.5 Tubería de Producción con depósito de asfalteno correspondiente al pozo A.



Figura IV.6 Línea de escurrimiento de 8" que presentó depósito de asfalteno, correspondiente al pozo A.

Debido a que el problema de la depositación afecta de forma considerable a la industria petrolera nacional, es necesario encontrar el modelo de predicción (bajo las condiciones reales de producción de pozo) que se convierta en una herramienta fundamental para la definición de estrategias más eficientes y seguras en la explotación y administración de los yacimientos de petróleo.

El objetivo entonces del presente trabajo es realizar un análisis en la vecindad del estrangulador para determinar si el asfalteno se deposita utilizando el modelo descrito en el capítulo anterior. Para esto, se obtendrán las curvas de depositación de asfaltenos, tanto a nivel de pozo como a nivel de línea de escurrimiento, con el fin de predecir la depositación en el estrangulador.

IV.2 Generalidades del pozo A.

El pozo A se perforó en 1997, terminando su perforación en Marzo de 1998, iniciando con una producción de 9,998 BPD de aceite y 5.66 MMPCD de gas, lo cual cambia totalmente las expectativas del campo para su explotación y desarrollo tanto en perforaciones, producciones e instalaciones, ya que no solamente fue la alta producción, sino también altas presiones de fondo y superficie y altas temperaturas.

El sistema a estudiar consiste de un pozo fluyente, productor de aceite ligero. El estado mecánico del pozo se presenta en la figura IV.7 y en la tabla IV.1 se presenta la configuración final del pozo considerando los datos del giroscopico. El pozo comienza desde el intervalo medio disparado (aproximadamente 5,550 a 5,570 m) hasta la cabeza del pozo (0 mV).

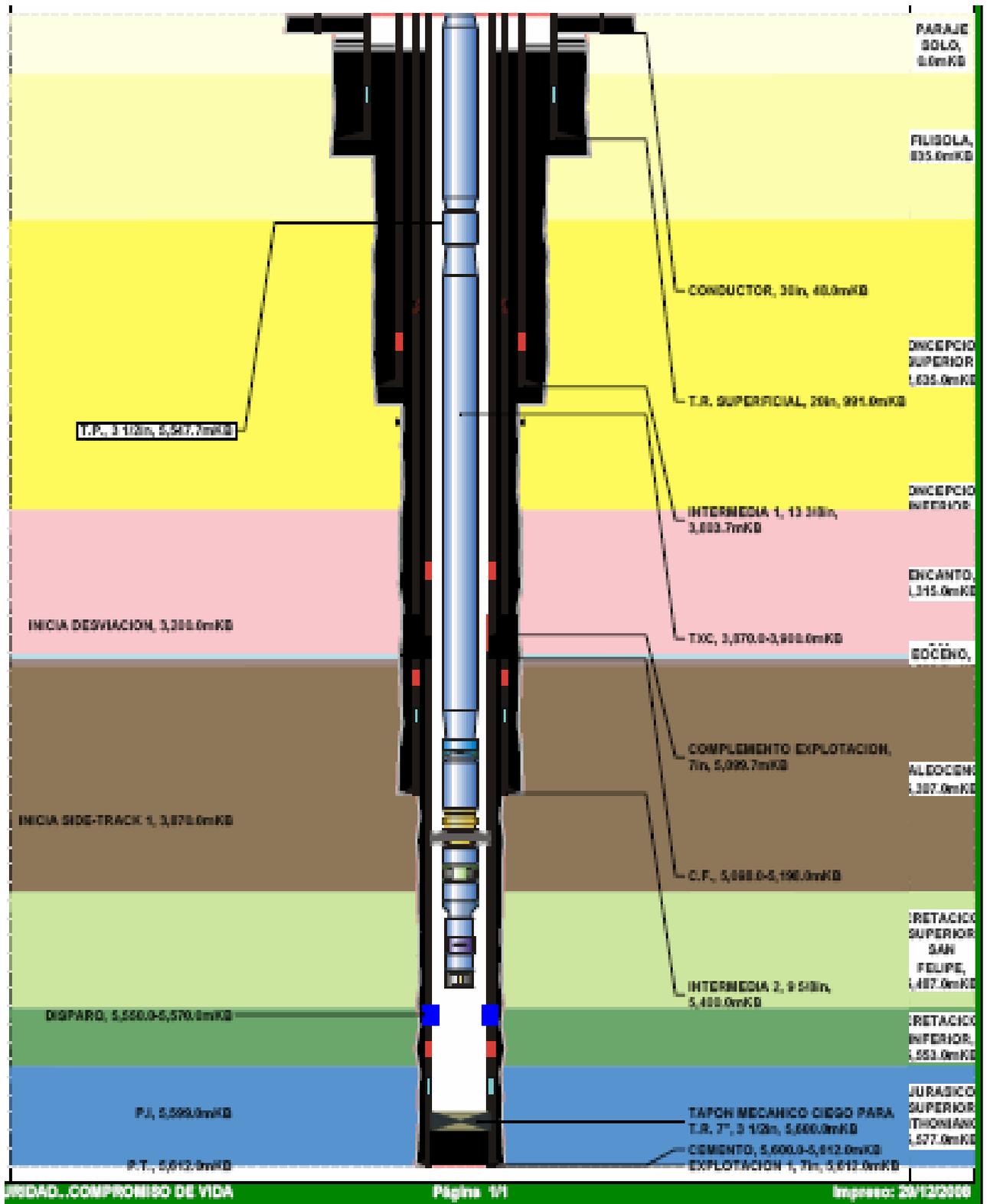


Figura IV.7 Estado Mecánico del Pozo A.

	Di/m	De/m	Long/m	Rugosidad/m	And Desc/º
TP	0.07600	0.08890	266.81162	0.000127	71.450
	0.07600	0.08890	771.11903	0.000127	67.050
	0.07600	0.08890	377.56032	0.000127	63.553
	0.07600	0.08890	121.22932	0.000127	62.900
	0.07600	0.08890	347.07524	0.000127	68.464
	0.07600	0.08890	150.36974	0.000127	77.300
	0.07600	0.08890	224.98990	0.000127	81.878
	0.07600	0.08890	102.92002	0.000127	87.650
	0.07600	0.08890	3186.15548	0.000127	90.000

Tabla IV.1 Características de la TP.

En la tabla IV.2 se presenta la caracterización composicional del fluido estudiado. La composición global consiste de un total de 35 componentes hidrocarburos, y un corte (C₃₀₊). Esta composición se obtuvo directamente de un análisis cromatográfico composicional realizado a una muestra de aceite preservada en presión.

COMPOSICION		
Componente	%mol	peso molecular
H2S	0	34.08
CO2	0.86	44.01
N2	0.41	28.013
Metano	22.37	16.043
Etano	9.39	30.07
Propano	7.27	44.097
iso-Butano	1.21	58.123
iso-Pentano	3.79	58.123
n-Butano	1.65	72.15
iso-Pentano	2.51	72.15
n-Pentano	3.97	84
Hexanos	4.58	96
Heptanos	4.93	107
Octanos	4.36	121
Nonanos	4.05	134
Decanos	3.27	147
Undecanos	2.53	161
Dodecanos	2.43	175
Tridecanos	2.03	190
Tetradecanos	1.86	206
Pentadecanos	1.56	222
Hexadecanos	1.28	237
Heptadecanos	1.25	251
Octadecanos	1.21	263
Nonadecanos	1.04	275
Eicosanos	0.92	291
Henelcosanos	0.81	305
Docosanos	0.71	318
Tetracosanos	0.65	331
Pentacosanos	0.57	345
Hexacosanos	0.54	359
Heptacosanos	0.5	374
Octacosanos	0.43	388
Nonacosanos	0.41	402
Triacantanos ymas	4.65	686
	100	

Tabla IV.2 Composición de la mezcla.

Por otro lado, en la tabla IV.3 se presenta el análisis cromatográfico SARA (saturados, aromáticos, resinas y asfaltenos). Esta información se utilizó para ajustar la envolvente de depositación de asfaltenos de dicho pozo.

ANÁLISIS SARA	
SATURADOS %	45.4
AROMATICOS %	40.07
RESINAS %	10.3
ASFALTENOS %	3.03
RES/ASF	3.04

Tabla IV.3 Análisis SARA

Los resultados del análisis PVT realizado a la muestra se presentan a continuación:

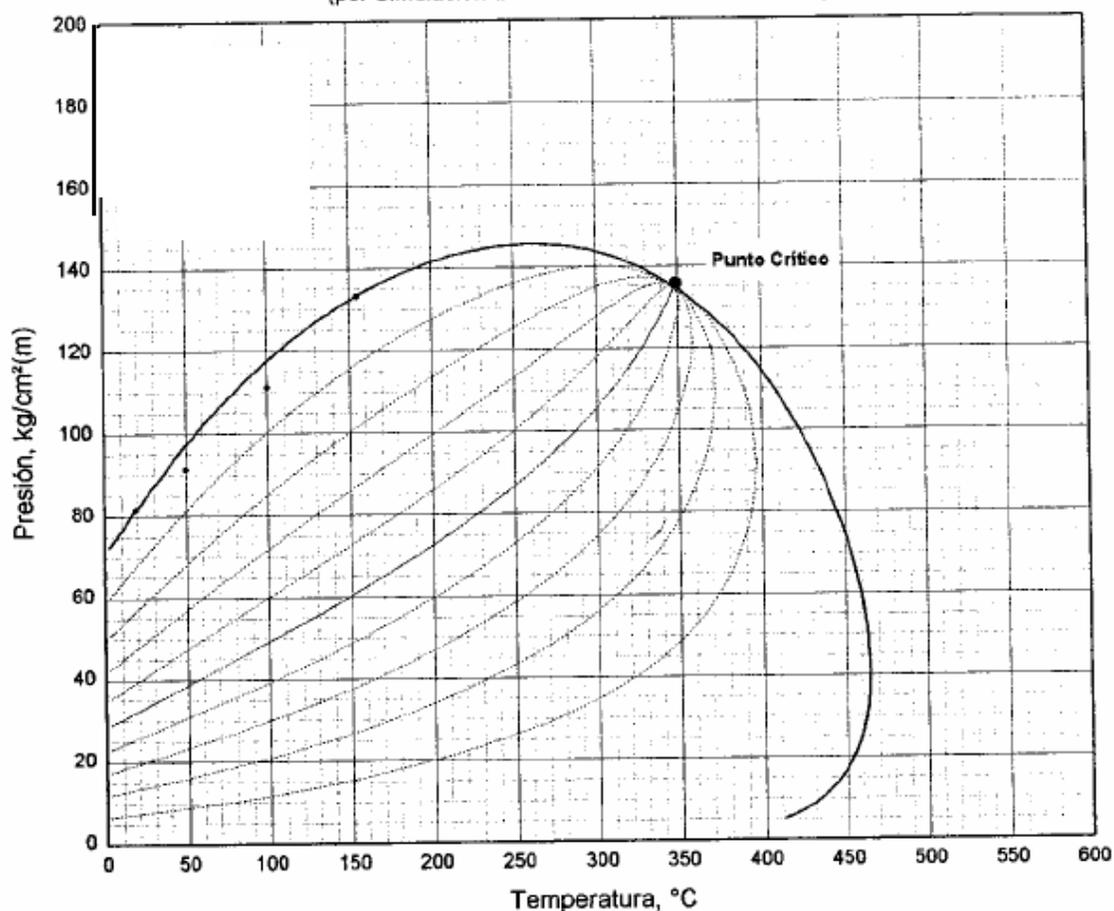


Figura IV.8 Diagrama de Fase del Fluido del Yacimiento.

RESUMEN DE DATOS PVT

Condiciones de Yacimiento Reportado

Presión Original del Yacimiento	1100.0	kg/cm ² (m)
Temperatura Promedio del Yacimiento	155.0	°C

Relaciones de Presión-Volumen

Presión de Saturación	133.2	kg/cm ² (m)
Compresibilidad Promedio	2.02	E-4 v/v/(kg/cm ²) (492.1 a 133.2 kg/cm ² (m))

Datos de la Vaporización Diferencial

(a 133.2 kg/cm²(m) y 155.0 °C)

Relación del Gas Disuelto-Aceite	114.7	m ³ / m ³ de aceite residual a 15.6 °C
Volumen Relativo de Aceite	1.568	m ³ / m ³ de aceite residual a 15.6 °C
Densidad del Fluido de Yacimiento	0.6755	gr/cm ³

Viscosidad del Fluido de Yacimiento

0.349 mPa·s a 133.2 kg/cm²(m) y 155.0 °C

Datos del Análisis del Separador

Condiciones del Separador		Factor Volumétrico de Formación (A)	Relación Gas Total Disuelto-Aceite (B)	Gravedad del Aceite Atmosférico (°API a 15.6 °C)
kg/cm ² (m)	°C			
70.0	100.0	1.304	60.9	36.7

Figura IV.9 Resumen de Datos del PVT del Pozo A

En la tabla IV.4 se presentan los datos relevantes de producción del pozo, los cuales incluyen gasto, presiones, temperaturas, corte de agua, RGA, etc.

Intervalo	Formación	KI
	Cima (md)	5550.00
	Base (md)	5570.00
	NMD (md)	5560.00
Aforo	\varnothing_{EST} (pulg)	0.63
	QL (BPD)	5120.00
	Qo (BPD)	2048.00
	Qg (mmpcd)	1.45
	%agua	60.00
	RGA m³/m³	126.00
	γ_{gas}	0.91
	API	32.60
Temperatura	T_{th} °C	120.00
	T_{fondo} °C	150.00
Presión	P_{Le} (Kg/cm²)	31.00
	P_{th} (Kg/cm²)	126.00
	P_{wf} (Kg/cm²)	787.00
	P_{wS} (Kg/cm²)	900.00
	IP (BPD/psi)	3.19

Tabla IV.4 Datos relevantes de la producción del pozo A.

En la tabla IV.5 se muestran los parámetros de la línea de escurrimiento y tubería superficial que sale del pozo, un diagrama de estas referentes al pozo en estudio.

No. Tramo	Di/m	Altura/m	Longitud/m	Rugosidad/m
1	8	0	3	0.004
2	8	3	4	0.004
3	8	0	211	0.004

Tabla IV.5 Datos de la línea de escurrimiento.

En la figura IV.10 se esquematiza la sección de la línea de escurrimiento y tubería superficial, de acuerdo a los valores presentados en la tabla IV.1

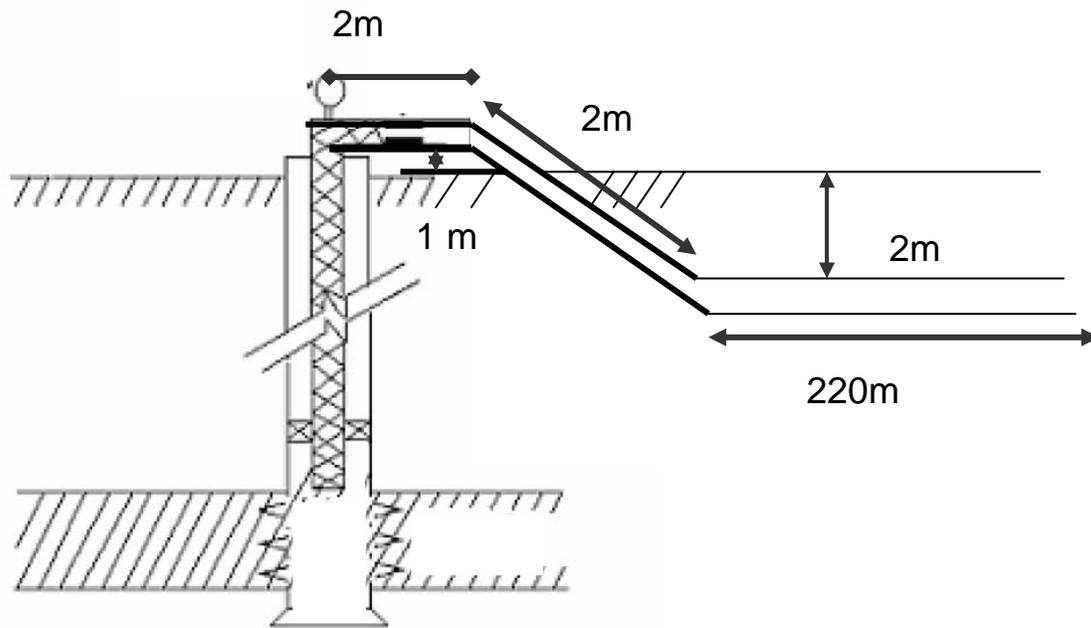


Figura IV.10 Diagrama del pozo A.

V. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS.

Con la información presentada en las tablas IV.2 y IV.3 del capítulo anterior, se realizó el cálculo de la envolvente de precipitación de asfaltenos, en la cual se determinó la curva de presiones de onset superior, la curva de onset inferior, así como la curva de presiones de saturación. La predicción de dicha envolvente se presenta en la figura V.1. El cálculo se realizó utilizando una ecuación de estado basada en el modelo SAFT, la cual esta incluida en este modelo de flujo.

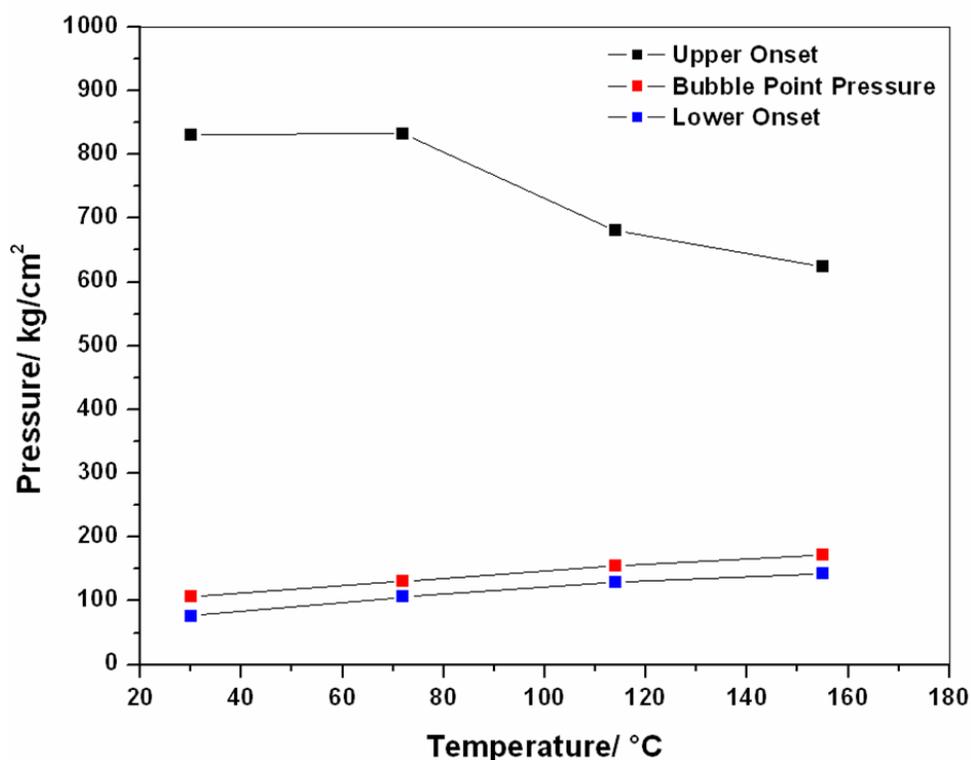


Figura V.1 Predicción de la envolvente de fases.

De los resultados obtenidos con las correlaciones mencionadas en el capítulo anterior para el ajuste del modelo de la TP, se observa que la correlación que mejor ajusta al perfil de presión es la de Mukherjee & Brill, por lo tanto es la que se utiliza para realizar el estudio.

En las figuras V.2 Y V.3 se muestran las comparaciones de los resultados obtenidos para los perfiles de presión y temperatura respectivamente.

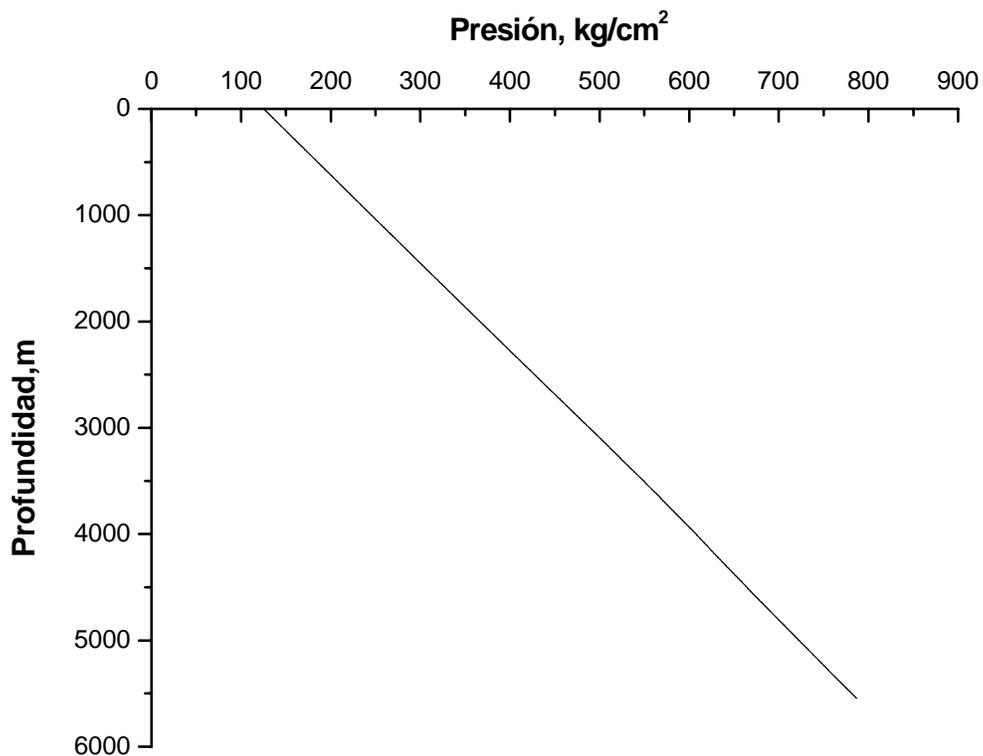


Figura V.2 Gráfica de la presión contra la profundidad.

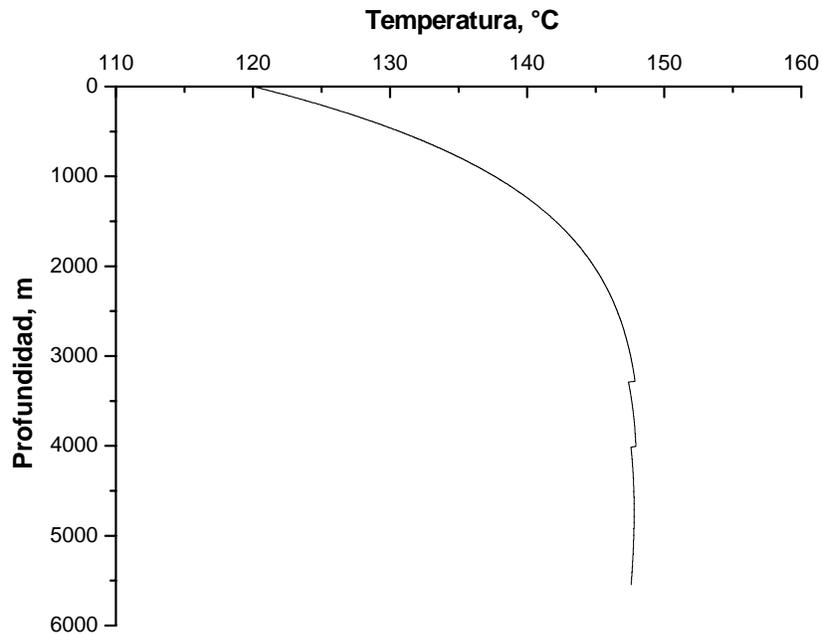


Figura V.3 Gráfica de la temperatura contra la profundidad.

Con el fin de tener una idea aproximada respecto a la zona donde se podrá formar el depósito de sólidos a lo largo de la tubería, se aplicó la metodología desarrollada por Zapata-González et al., 1998, en la cual se sobre ponen el perfil dinámico de presión-profundidad (figura V.2) con la envolvente de precipitación de asfaltenos (figura V.1). Esta superposición podrá indicar en cual región, a lo largo de la tubería, será propicia para la formación de los depósitos. El resultado de este procedimiento se muestra en la figura V.4 En esta se puede observar la zona donde es más probable que se de el problema de la depositación. Esta zona, de acuerdo a la figura, podría empezar a una profundidad de aproximadamente 3400 m y se extenderá hasta la superficie. Este comportamiento, obviamente está en función de otros factores como el gasto volumétrico aportado por el pozo, tal y como se ve más adelante.

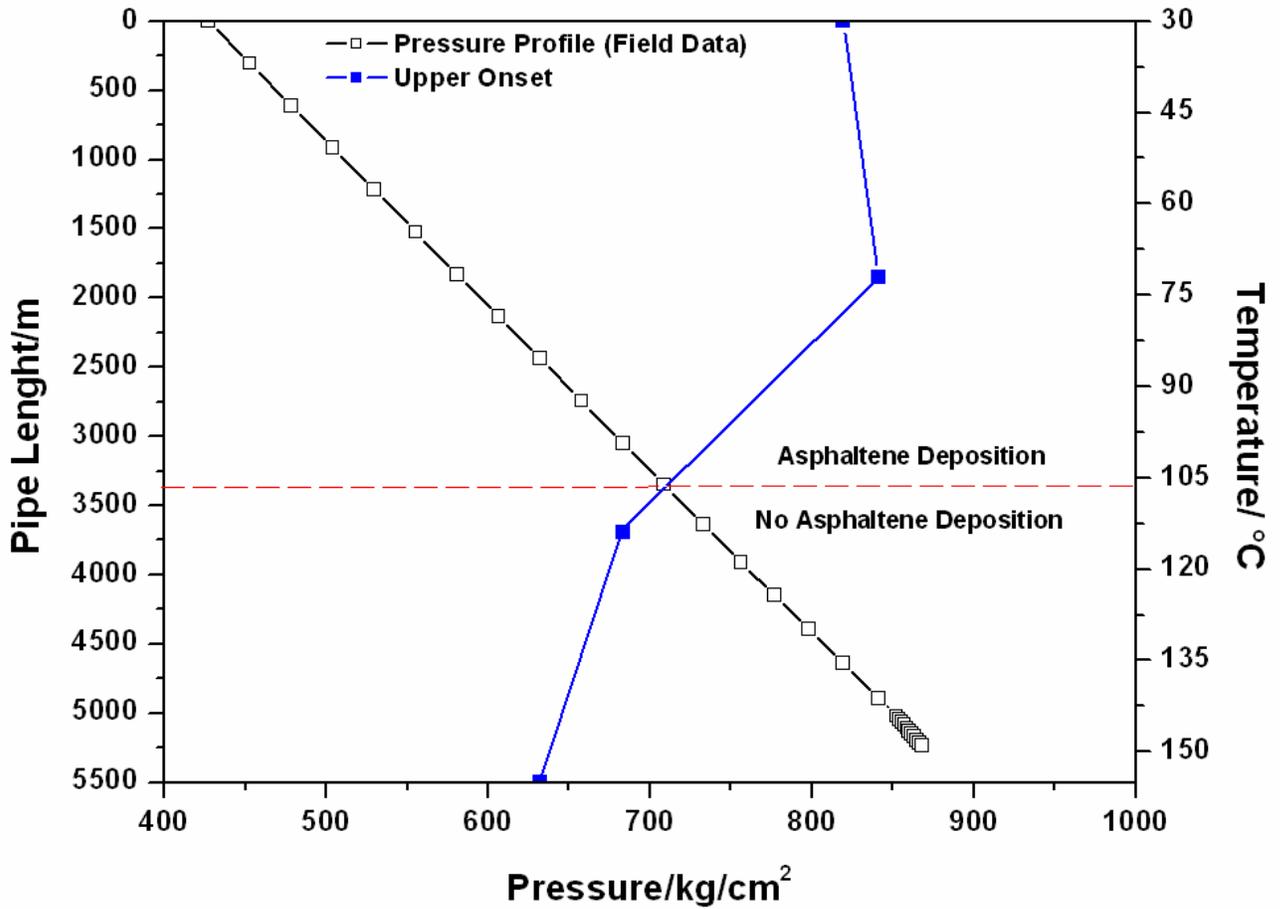


Figura V.4 Gráfica de presión contra tubería de producción y temperatura.

En la siguiente gráfica V.5 observamos la velocidad del líquido con respecto a la profundidad, de la zona mas profunda hasta los 1,000 m la velocidad aumenta y cuando más avanzamos a la superficie la velocidad comienza a disminuir.

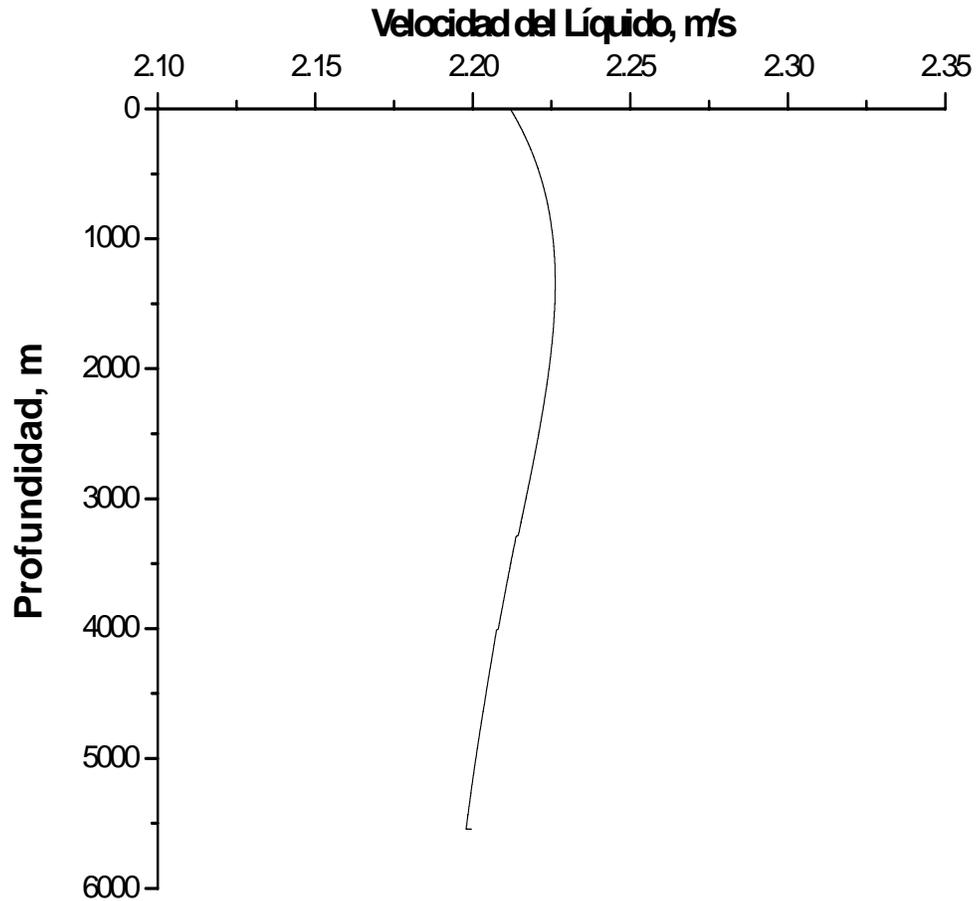


Figura V.5 Gráfica de la profundidad con respecto a la velocidad del líquido.

En la siguiente figura V.6 se muestra el comportamiento de la viscosidad con respecto a la profundidad, observamos una tendencia de la zona más profunda a la superficie en donde tenemos la mayor viscosidad, en parte este comportamiento se debe a la menor temperatura y presión en superficie.

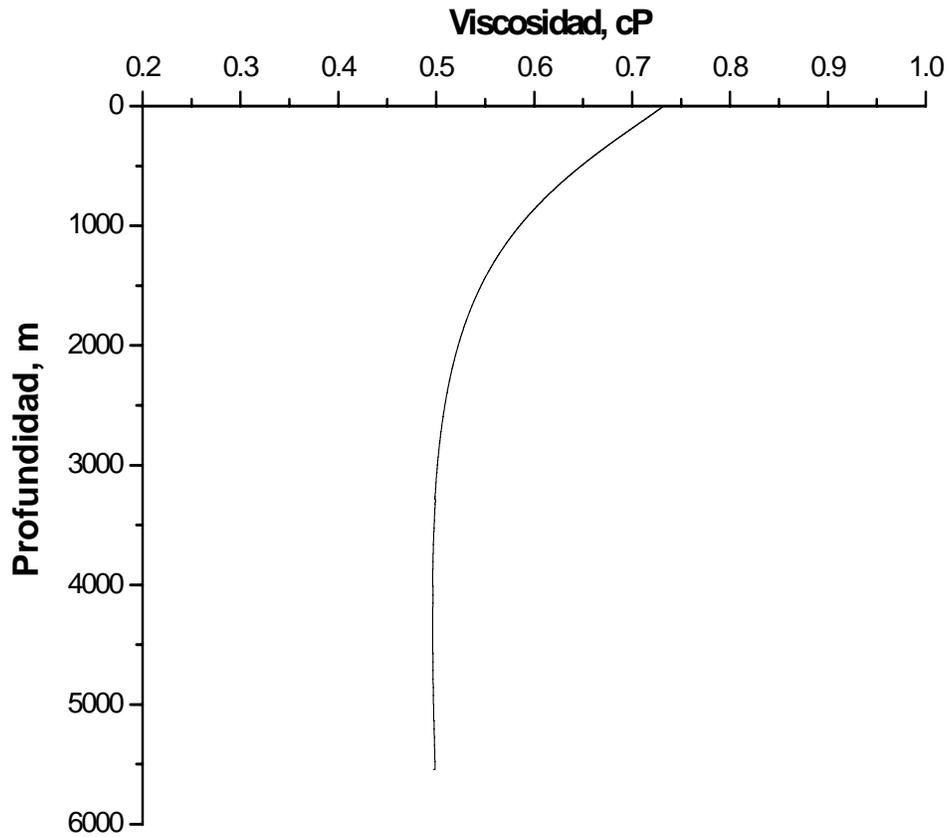


Figura V.6 Gráfica de la Viscosidad contra profundidad.

En la gráfica V.7 observamos el depósito de asfalto se forma a la profundidad de 3000 a 4000 m ya que se ve disminuido el radio de la TP y conforme avanza el tiempo se va observando la depositación del asfalto en la tubería.

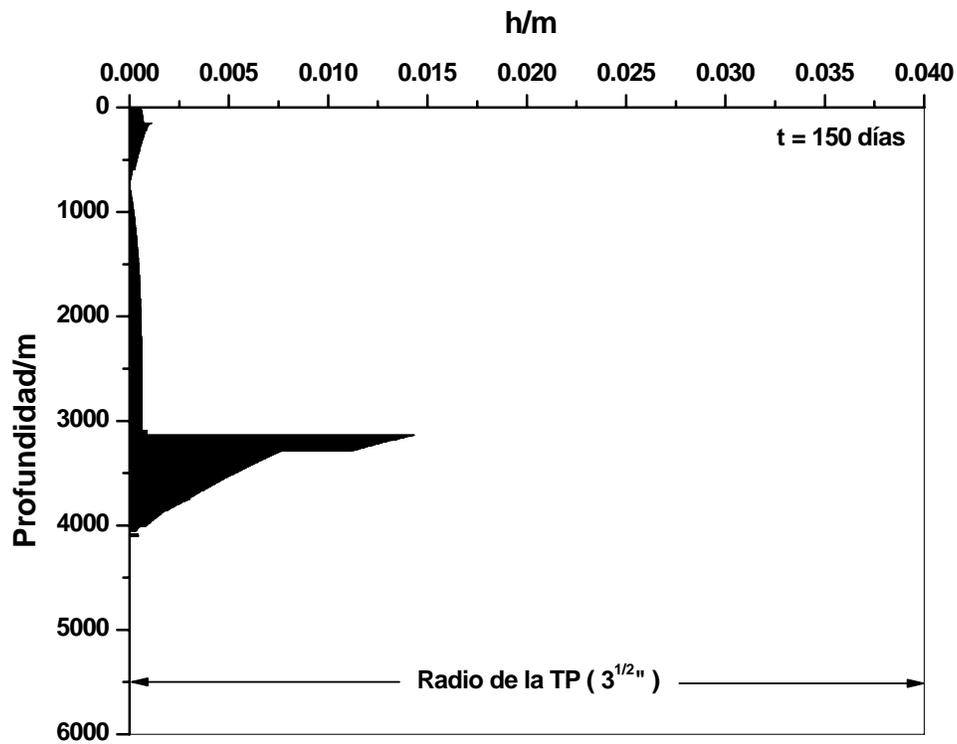


Figura V.7 Profundidad contra radio de la TP.

La figura V.8 muestra el comportamiento del gradiente dinámico teórico y el que tenemos debido a la simulación, como observamos existe un represionamiento del pozo y debido a esto la presión cae en el sistema. Esto se debe a que en la profundidad aproximada de 400m inicia el tapón de depósito, disminuyendo el área efectiva al flujo, simulando el efecto de un estrangulador.

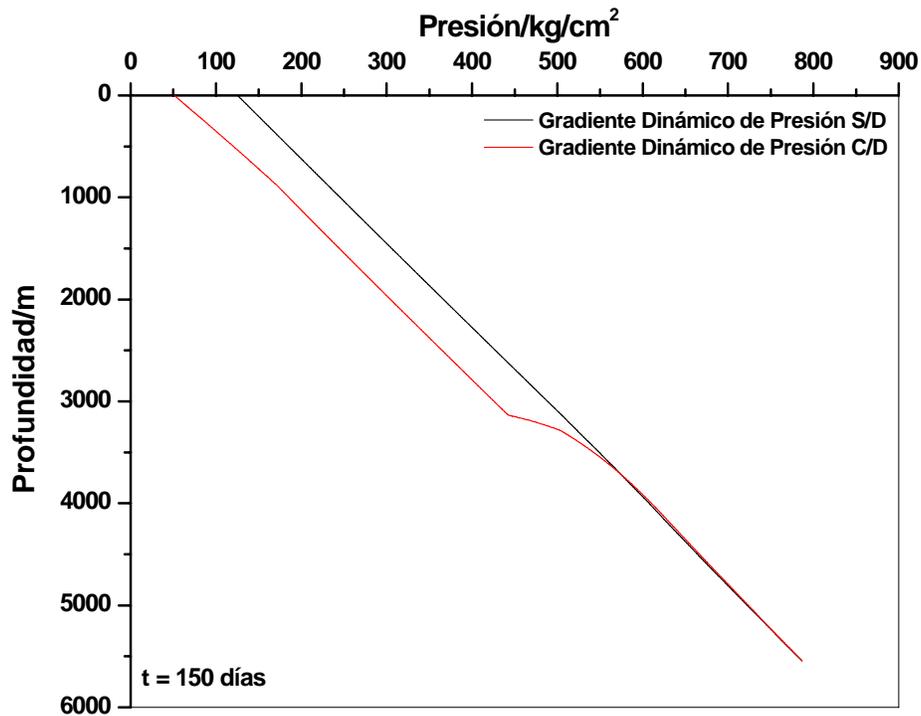


Figura V.8 Profundidad contra presión.

En la gráfica V.9 observamos el grosor de la capa de depósitos con respecto a la longitud de la tubería horizontal después del estrangulador, en esta se muestra que el depósito de asfalteno lo tenemos desde que el fluido sale del pozo y que, sin embargo, aproximadamente a unos 40m aumenta drásticamente casi en un 80% del radio de la tubería.

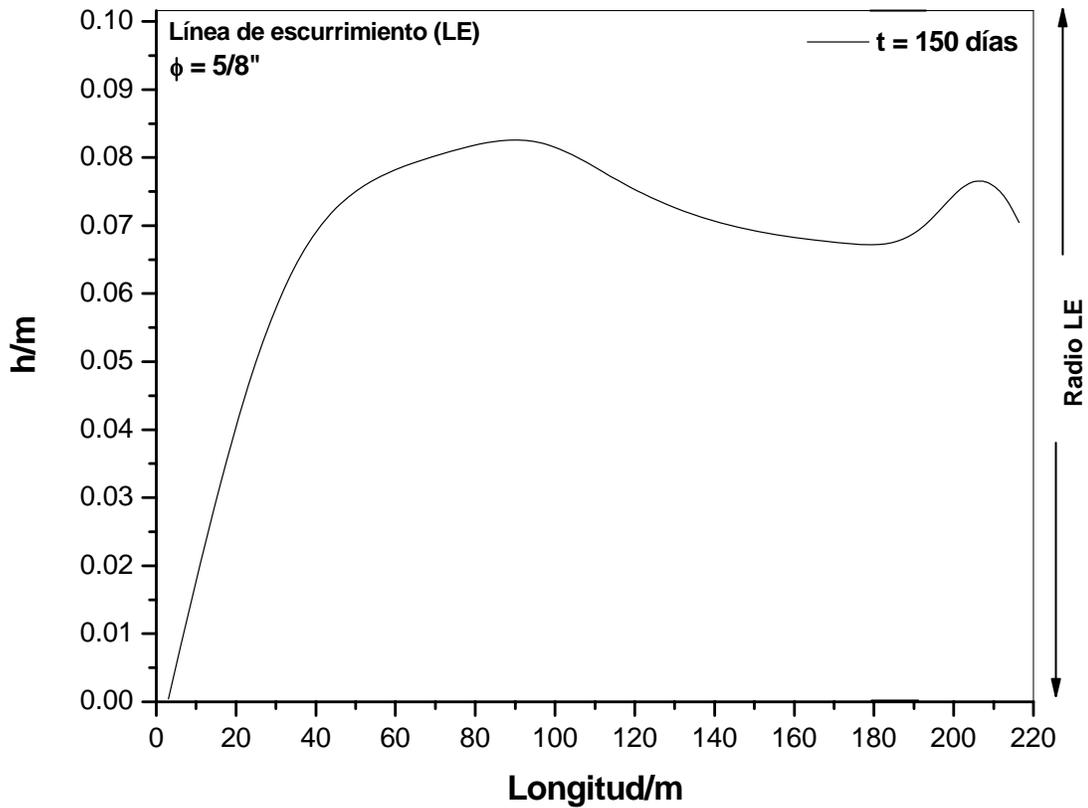


Figura V.9 Gráfica de longitud de la TP contra Radio de la LE.

En la figura V.10 Observamos el perfil del asfalto con respecto al tiempo y se ve que conforme pasa el tiempo el perfil del asfalto aumenta.

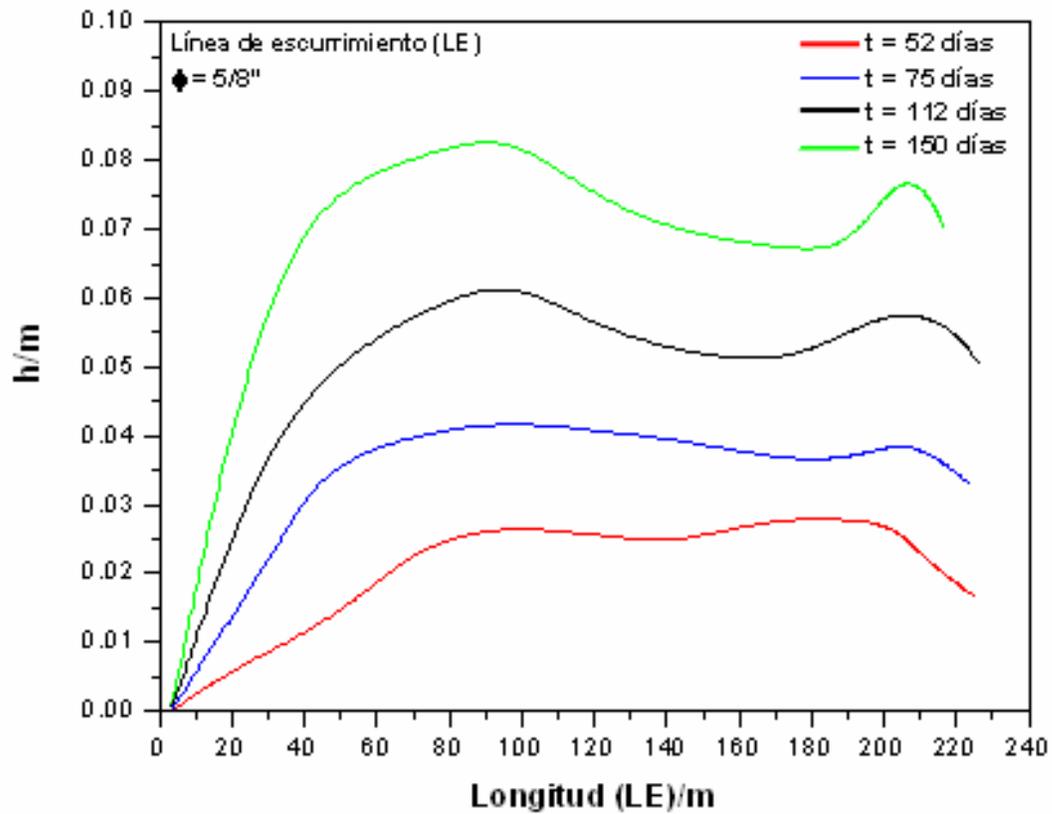


Figura V.10 Gráfica de la TP contra Radio de la LE a través del tiempo.

En la figura V.11 observamos el comportamiento de la Longitud de la Tubería de Producción con respecto de otros diámetros de tubería y lo que nos revela que la mejor opción para presentar el menor depósito de asfalteno sería con un estrangulador de 45/64”.

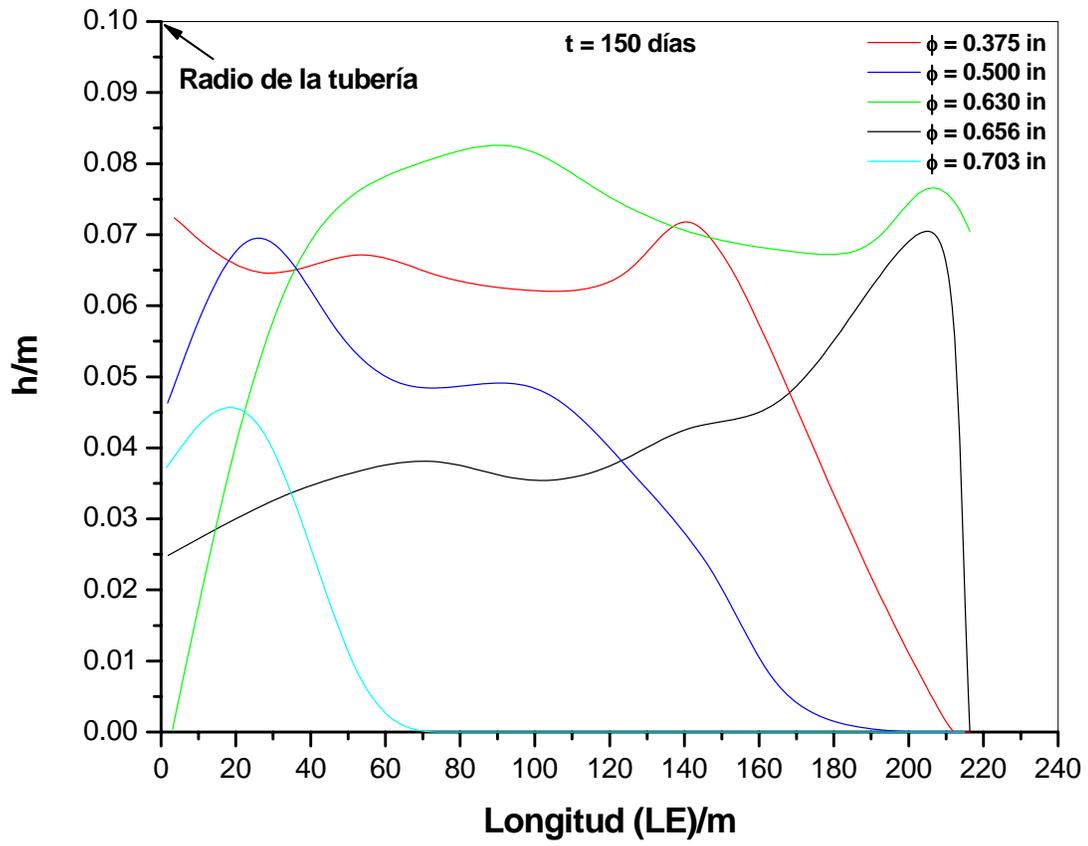


Figura V.11 Longitud contra diámetro de LE.

VI. CONCLUSIONES

El impacto económico debido al fenómeno de la depositación de asfaltenos en el sistema yacimiento-pozo-instalaciones superficiales, es considerable ya que reduce los ritmos de producción, y al mismo tiempo elevan los costos de producción y mantenimiento debido a las constantes intervenciones de limpieza a las que los pozos son sometidos.

Ante este problema, se hace necesario que al diseñar y simular los pozos que presentan depósito de asfaltenos requieran de herramientas de cálculo capaces de predecir las condiciones en las cuales se formara el depósito de asfalteno, y crecerá a lo largo de la tubería de producción y transporte de hidrocarburos.

En este trabajo se ha analizado y probado un modelo de flujo que acopla fenómenos de transporte, flujo multifásico, el equilibrio de fases de mezclas multicomponentes de hidrocarburos, así como la caída de presión a través de estranguladores.

Con la información que nos muestra el modelo, se puede ubicar el punto donde comienza el depósito y el grosor de la capa de asfalteno.

De acuerdo a los resultados que se obtuvieron aplicando el modelo al pozo se observa que presenta depósito de asfalteno en la tubería a lo largo del pozo y sin embargo se hizo un análisis variando el diámetro del estrangulador y por lo que observamos entre menor sea el diámetro del estrangulador tendremos menos depósito de asfalteno, además de que al observar el estrangulador con el que cuenta en este momento el pozo comparado con los diámetros que variamos en el modelo, este es una mala opción ya que es el que presenta el mayor depósito de asfalteno en la tubería de producción.

Como recomendación a través del análisis de este trabajo se infiere que el mejor diámetro del estrangulador que podemos tener en este pozo es de 45/64" para no presentar depósito de asfalteno.

Con el fin de que se reduzca la incertidumbre es necesario realizar estudios de depositación de sólidos debido a que el simulador se alimenta de estos datos.

VII. BIBLIOGRAFÍA

1. Alayon, Mario, “Asfaltenos Ocurrencia y Floculación”, Ministerio de Ciencia y Tecnología, Universidad de los Andes, Venezuela, 2004.
2. Béhar, E., P. Mougin and A. Pina, “Integration of Asphaltene Floculation Modeling into Athos Reservoir Simulator”, Oil & Gas Science and Technology- Rev. IFP. 58, 6, p637-646, 2003.
3. Buenrostro-González; E.,”Tesis Doctoral Caracterización y Modelamiento Termodinámico de la Precipitación de Asfáltenos”, FQ-UNAM, 2002.
4. Burger, E.D., Perkins, T.K. y J.H. Striegler, “Studies of Wax Deposition in the Trans Alaska Pipeline”, J. Of Petroleum Technology, 1075-1086, 1981.
5. Delgado, José Gregorio; “Asfaltenos, Composición, Agregación y Precipitación”, Ministerio de Ciencia y Tecnología, Universidad de los Andes, Venezuela, 2006.
6. Ferworn, K. A. “Thermodynamic and Kinetic Modelling of Asphaltene Precipitation From Heavy Oils and Bitumens”. Dissertation for the Degree of Doctor of Philosophy, p. 236 (1997).
7. Firoozabadi, A. “thermodynamics of Hydrocarbon Reservoirs” McGraw-Hill, New York, 1999.

8. García-Hernández, F. "Estudio sobre el control de la depositación orgánica en pozos del área cretácica Chiapas-Tabasco", Ingeniería Petrolera, Julio, 1989.
9. García-Hernández, F. "Estudio sobre el control de la Depositación Orgánica en Pozos del Área Cretácica Chiapas-Tabasco". Ingeniería Petrolera, Julio, 1989.
10. Hansen, J.H., Fredenslund, A., Pedersen, K.S. y H.P. Ronningsen, A "Thermodynamic Model for Predicting Wax Formation in Crude Oils", AIChE J., Vol 34, 12, p.137, 1988.
11. Holder, G.A. y Winkler, J., "Wax Crystallization from Distillate Fuels" Part.1, Inst. Of Petr., vol 51, pp 499, July, 1965.
12. Holder, G.A. y Winkler, J., "Wax Crystallization from Distillate Fuels" Part.1, Inst. Of Petr., vol 51, p.499, July, (1965).
13. Hunt, Jr., "Laboratory study of paraffin deposition". J. Pet. Technol. 225 pp. 1259-1267, 1962.
14. Ing. Garaicochea Petirena Francisco, "Transporte de Hidrocarburos por ductos", Colegio de Ingenieros Petroleros de México, 1991.
15. Katz D.L., Monroe R.R., y Trainer R.P. "Surface Tension of Crude Oils Containing Dissolved Gases", Pet. Tech., Publication Technical 1624, Sep 1943.

16. Lichaa, P.M., y Herrera, L., "Electrical and other effects related to the information and prevention of asphaltene deposition", Soc. Pet. Eng. J., paper 5304, 1975.
17. Lira-Galeana, C. A. Hammam, "Wax Precipitation from Petroleum Fluids. A Review, in: Asphaltenes and Asphalts-II", Yen, T.F., and R. Chilingarian Eds., Elsevier Science Publishers, Holland, Chapter 21, 2000.
18. Lira-Galeana, C. and A. Hammami, 1998a "Wax Precipitation from Petroleum Fluids. A Review", in : Asphaltenes and Asphalts II, T.F. Yen and G. Chilingarian (Eds.), Chapter II., Elsevier Science Publishers, Holland (in press). Chapter co-Author.
19. Lira-Galeana, C. Firoozabadi, A. y Prausnitz, J.M., "Thermodynamics of Wax Precipitation in Petroleum Mixtures", AIChE J., 42, 1, 239, 1996.
20. Lira-Galeana, C., Ramírez-Jaramillo, E., Buenrostro-Gonzalez, E., Mendoza-de la Cruz, J.L., Aquino-Olivo, M.A. 1998c. Reporte interno proyecto IMP: "Estudio Termodinámico de Mezclas Nitrógeno-Aceite para el Complejo Cantarel".
21. Lira-Galeana, C., Ramírez-Jaramillo, E., Buenrostro-Gonzalez, E., Mendoza-de la Cruz, J.L., Aquino-Olivo, M.A. 1998d. Reporte interno proyecto IMP: "Estudio de Precipitación de Asfaltenos en Pozos del Campo Artesa, Región Sur".
22. Lira-Galeana, C., Strausz, O.P. and T.F. Yen, 1998b Asphaltenes and Asphalts III, Elsevier Science Publishers, Holland (in Review). Book co-Editor.

23. Martínez-Flores, “Evaluación Integral del Comportamiento de producción de un Pozo”, Facultad de Ingeniería, 1999.
24. Mc Millan D. J., Tackett J.E., Jessee M.A., and Mongermcclure T. G., “A Unified Approach to Asphaltene Precipitation: Laboratory Measurement and Modeling”, J. Petrol. Technol. 47, 788, 1995.
25. Ramírez Jaramillo Edgar, “Modelación Matemática De La Deposición De Orgánicos Pesados (Ceras Y Asfaltenos) En Tuberías De Producción Y Transporte De Hidrocarburos”, 2001.
26. Reyes-Reza, PG. and I.M. Méndez-López, “Kanaab-101 Well. A Downhole Application of Magnetic Fluid Conditioners (MFC’S) Offshore Mexico”. IS COP’99, Nov 13-17, Huatulco Oax., México, 1999.
27. Rey-Hegel, “Análisis de Modelos de Flujo Multifásico a través de Estranguladores”, Facultad de Ingeniería, 2004.
28. Ribeiro, F. S. Souza Mendez, P. R. y Braga, S. L., “Obstruction of Pipelines Due to Paraffin Deposition During the Flow of Crude Oils”. Int. J. Heat Mass Transfer, 1-10, 1997.
29. Salazar, B. M., Tejeda, F.P., y Lozada, A.M. “Experiencias, estrategias de control y trabajos futuros”, Revista Boletín Informativo AIPM No. 23 P.58 Delegación Comalcalco, 2000.
30. Simkin, E.M., A.I., Sergeer y A.B. Skeinmann, “Experimental Studies of Operating Characteristics of a Downhole Electric Heater” Neft. Khoz..., No.6, June, p39, 1967.

31. Speight, J; G.; The Chemistry an Technology of Petroleum, Marcel Dekker, Inc. New York, (1999).
32. Yen, T.F.; “The Coloidal Aspect of a Macrostructure of Petroleum Asphalt “. Fuel Sci. & Tech. Int., 10(4-6), p. 273, (1992).
33. Zapata-González, C., C. Lira-Galeana, C. Firó-Reyes, Lucero-Aranda, F., y García-Hernández, F. “Metodología para la predicción y Control de la Deposición de Asfaltenos en Pozos” Ingeniería Petrolera, vol. 38, No. 1, p.58, 1998

APÉNDICE A

MODELOS PARA FLUJO CRÍTICO

Modelo de Gilbert W. E.1954.

Gilbert analizó el problema de flujo de dos fases en pozos fluyentes y en pozos operando 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
- 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 la siguiente expresión:

$$p_1 = \frac{Aq_1RGL^B}{d^C} \quad (A.1)$$

donde :

A, B, C son coeficientes empíricos y sus valores son para A=10.00, B=0.546 y C=1.890

p_1 = presión corriente arriba del estrangulador (lb/pg²l)

RGL= relación gas-líquido producido (pie³/bl)

q_1 =gasto de líquido producido (bl/día)

d = diámetro del estrangulador (64 avos de pg)

()1, condiciones corriente arriba del estrangulador.

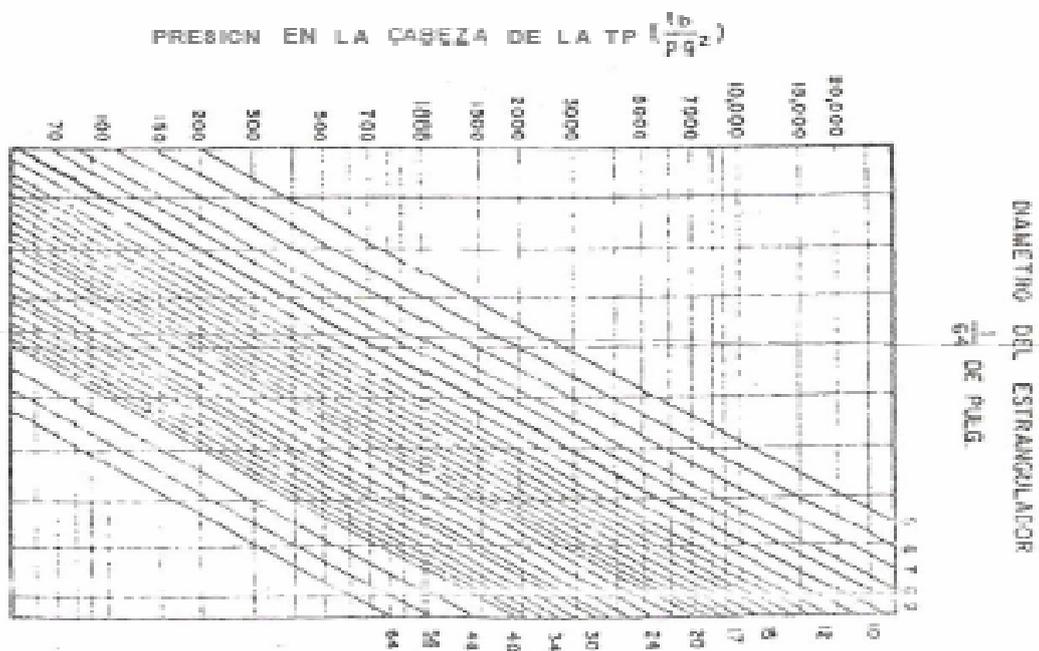
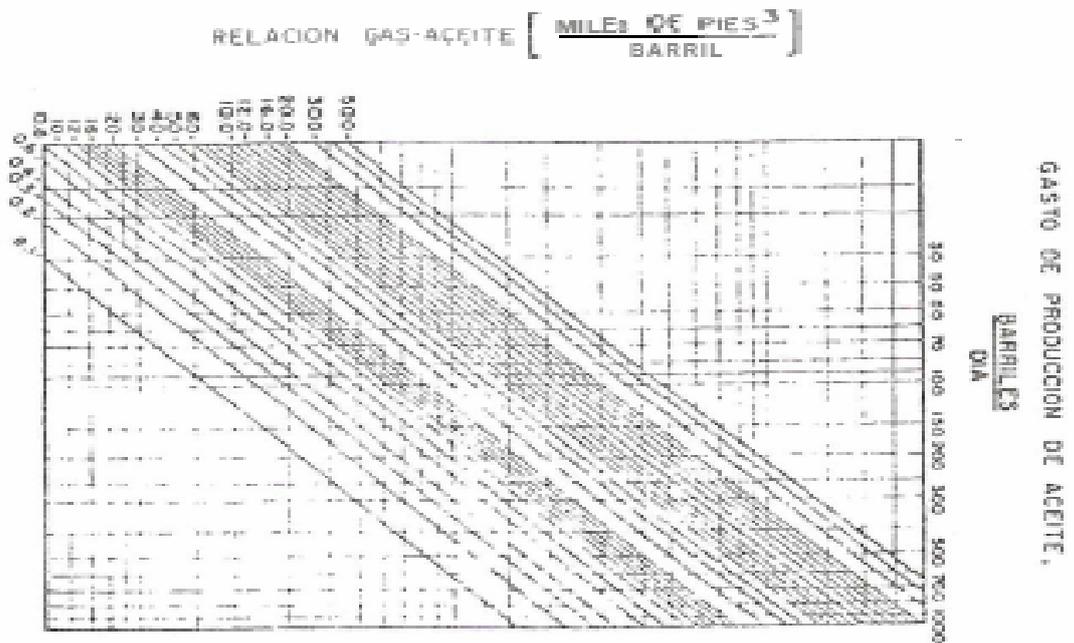


Figura A.1 Gráfica del Comportamiento del Estrangulador

Modelo de Ros N. C. J., 1961.

El, extendió la investigación hecha por Tangren y sus colaboradores, para un rango más alto de RGL, donde la fase continúa fuera gas, el no estuvo de acuerdo en algunas de las consideraciones de Tangren como por ejemplo en que la mezcla se comporte como un modelo homogéneo, pero estuvo de acuerdo en que la velocidad de la mezcla en la garganta del estrangulador, podría considerarse uniforme. El desarrollo hecho por Ros supone una expansión politrópica del gas, desprecia la energía potencial y las pérdidas de energía irreversibles, excepto aquellas debidas al resbalamiento. El concluyó que el patrón de flujo que ocurre en la restricción es niebla; que cualquier capa de líquido formada sobre las paredes de la garganta de la restricción bien podría no tomarse en cuenta, que la dispersión del líquido ocurre a la entrada de la restricción, que las gotitas del líquido son aceleradas por la velocidad del gas, que el resbalamiento al final de la garganta puede despreciarse y finalmente que la fricción debida a la pared puede ser ignorada si la garganta de la restricción es no mayor de 1 cm de longitud.

En el trabajo de Ros considero que la fase líquida esta homogéneamente dispersa como gotas en una fase continúa de gas, las caídas de presión aceleracional dominan completamente el comportamiento del estrangulador, en el desarrollo de su ecuación teórica considero:

- Balance de Materia.
- Gasto de Masa.
- Expansión Politrópica del Gas.
- La Relación Gas Libre-Líquido.
- Efectos de Separación de Fases Despreciables.

$$p = \frac{17.40R^{0.5}q}{d^{2.0}} \quad (A.2)$$

donde:

p =presión corriente arriba del estrangulador (lb/pg²)abs.

R = relación gas-líquido producido (pie³/bl).

q = gasto del líquido producido (bl/día).

d = diámetro del estrangulador (64 avos pg.).

()1 condiciones corriente arriba del estrangulador.

Ros orientó su trabajo al flujo de mezclas con altas relaciones gas-aceite, en las que el gas fue la fase continua, en su caso para alcanzar el flujo crítico recomienda una relación de 0.544 o menor entre las presiones después y antes del estrangulador.

Modelo de Achong, Baxendell y Pilehvari, 1957.

$$P_1 = \frac{Aq_1RGL^B}{d^C} \quad (A.3)$$

donde los coeficientes para cada correlación mencionada se muestran en la tabla A.1.

Correlación	<i>A</i>	<i>B</i>	<i>C</i>
Achong	3.82	0.65	1.880
Baxendell	9.56	0.546	1.930
Pilehvari	46.67	0.313	2.11

Tabla A.1 Coeficientes empíricos para las correlaciones de Achong, Baxendell y Pilehvari

Modelo de Poettmann y Beck, 1963.

$$q_l = \frac{86400A_c}{\rho_m} \left[\frac{9273.6p_1}{v_l(1+0.5m_l)} \right]^{0.5} \left[\frac{0.4513(r+0.766)^{0.5}}{r+0.5663} \right] \quad (\text{A.4})$$

donde:

$$r = \frac{0.00504T_1z_1(R_p - R_{s1})}{p_1Bo_1} \quad (\text{pie}^3 \text{ gas/pie}^3 \text{ líquido}) \quad (\text{A.6})$$

o bien :

$$r = \frac{vsg_1}{vsl_1} \quad (\text{A.7})$$

además :

$$m_l = \frac{1}{1+r \frac{\rho_g}{\rho_l}} \quad (\text{A.8})$$

$$V_l = \frac{m_l}{\rho_l} \quad (\text{A.9})$$

$$\rho_m = 5.614\rho_l c.s. + 0.0765\gamma_g Rp \quad (\text{A.10})$$

$$\rho_l c.s. = \rho_o c.s. f_o + \rho_w c.s. f_w \quad (\text{A.11})$$

donde:

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

B_{o1} = factor de volumen de aceite (bl/bl) @ p_1 y T_1

C = coeficiente de flujo (se sugiere de 1.03).

q_l = gasto de líquido producido (bl/día).

p_1 = presión corriente arriba (lb/pg²) abs.

r = relación gas libre líquido ($\text{pie}^3/\text{pie}^3$).

R_p = relación gas-líquido producido (pie^3/bl).

R_{s1} = relación gas disuelto en el aceite (pie^3/bl) @ p_1 y T_1 .

T_1 = temperatura en la boca del pozo ($^{\circ}\text{R}$).

ρ_m = densidad de la masa total (masa total/bl).

ρ_o = densidad del aceite (lbm/pie^3).

ρ_w = densidad del agua (lbm/pie^3).

γ_g = densidad relativa del gas.

()1 condiciones corriente arriba del estrangulador.

()2 condiciones corriente abajo del estrangulador.

La expresión está reportada en términos del gasto de producción de líquido, en función del diámetro del estrangulador, la relación gas-líquido y las propiedades físicas del fluido.

Poettmann y Beck generaron tres nomogramas de trabajo para crudos cuyas densidades varían entre 15 y 24° API (0.9659 y 0.91) ; 25 y 34° API (0.9042 y 0.855) y mayores de 35° API (0.8498); sin producción de agua (figuras 2,3 y 4); en la elaboración de cartas se considero un gas de densidad relativa de 0.6 y una temperatura de 85°F.

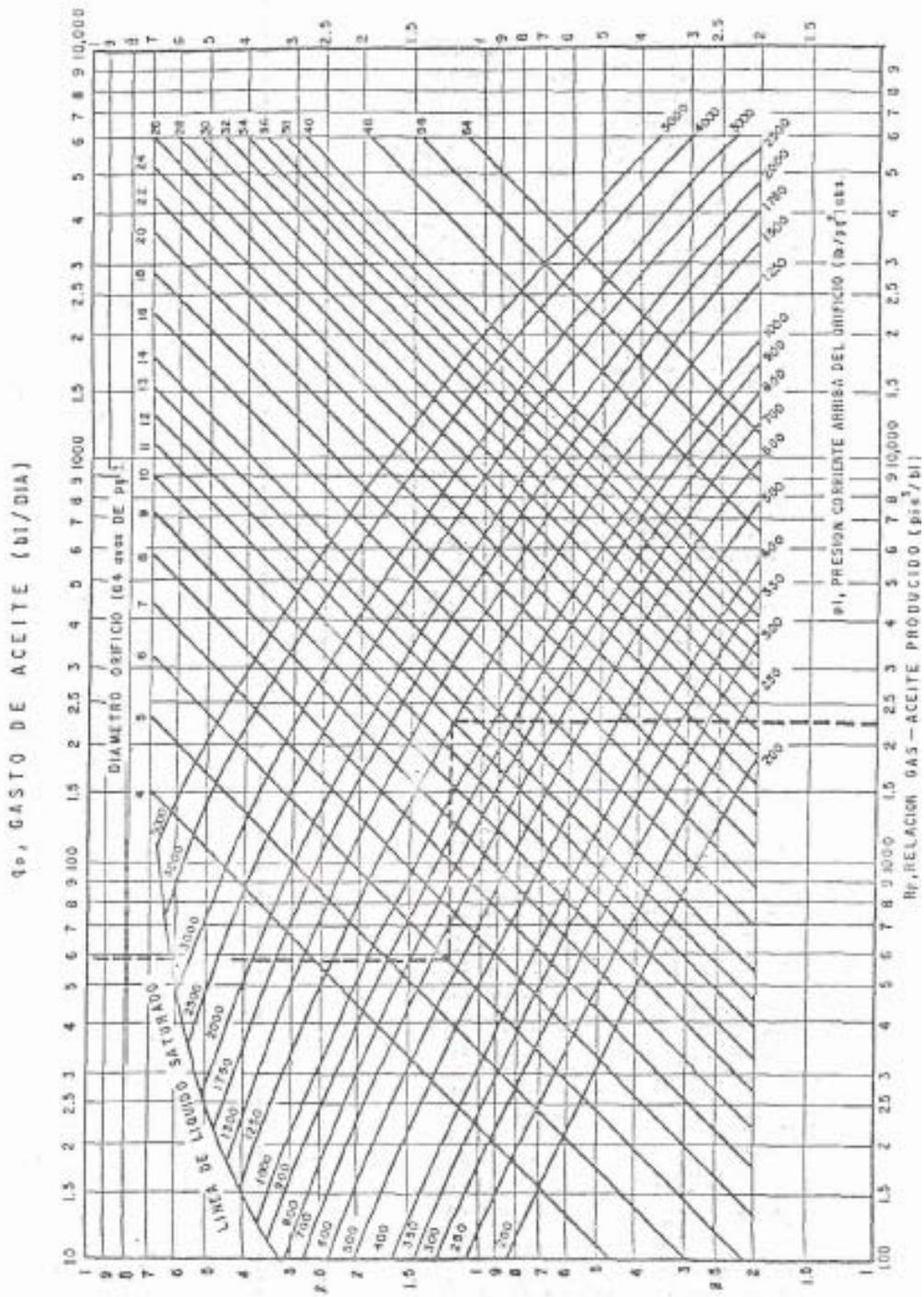


Figura A.2 Capacidades de flujo crítico simultáneo gas-aceite a través de un estrangulador (densidad del aceite 15-24 °API)

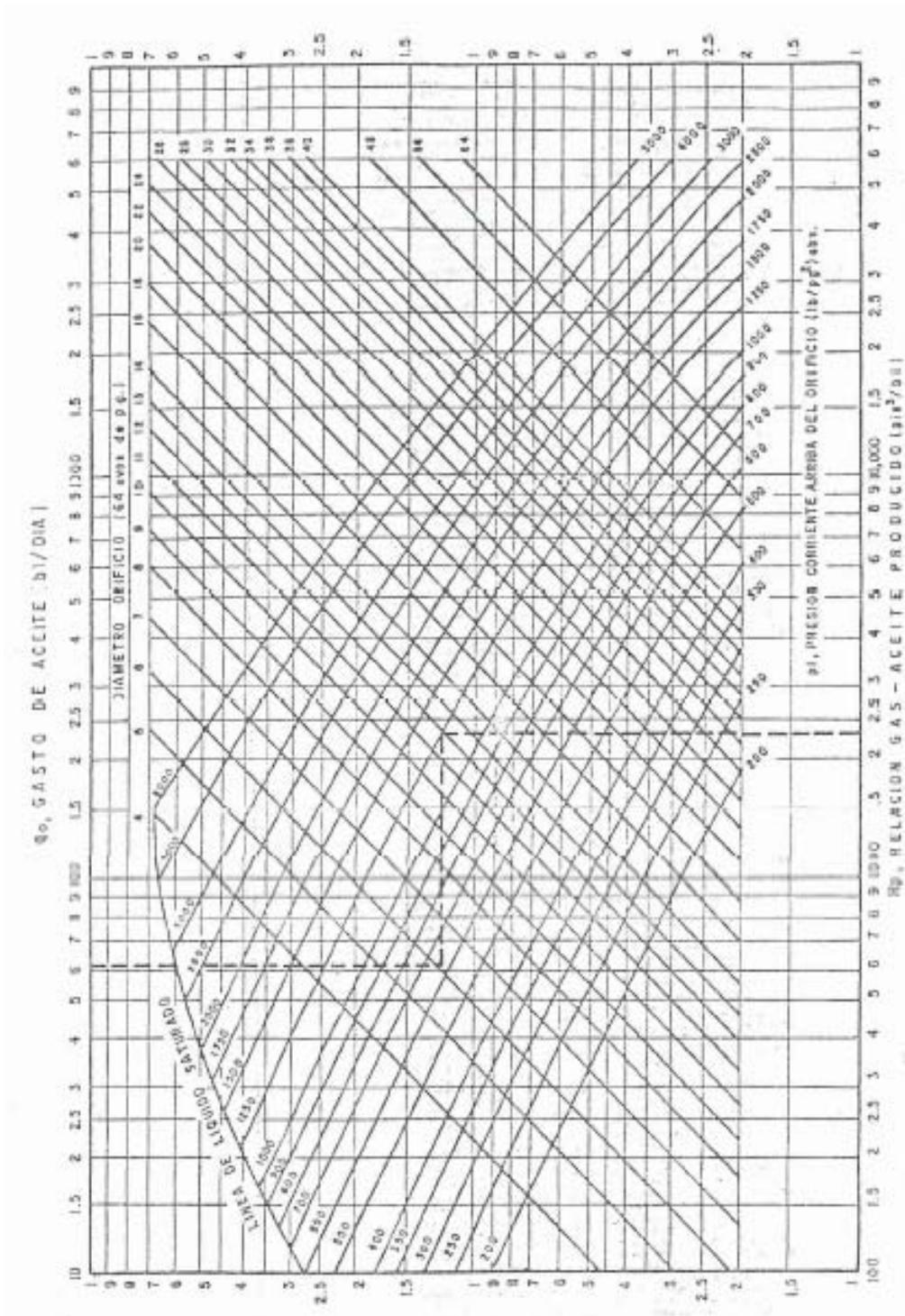


Figura A.3 Capacidades de flujo crítico simultáneo gas-aceite a través de un estrangulador (densidad del aceite 25-34 °API)

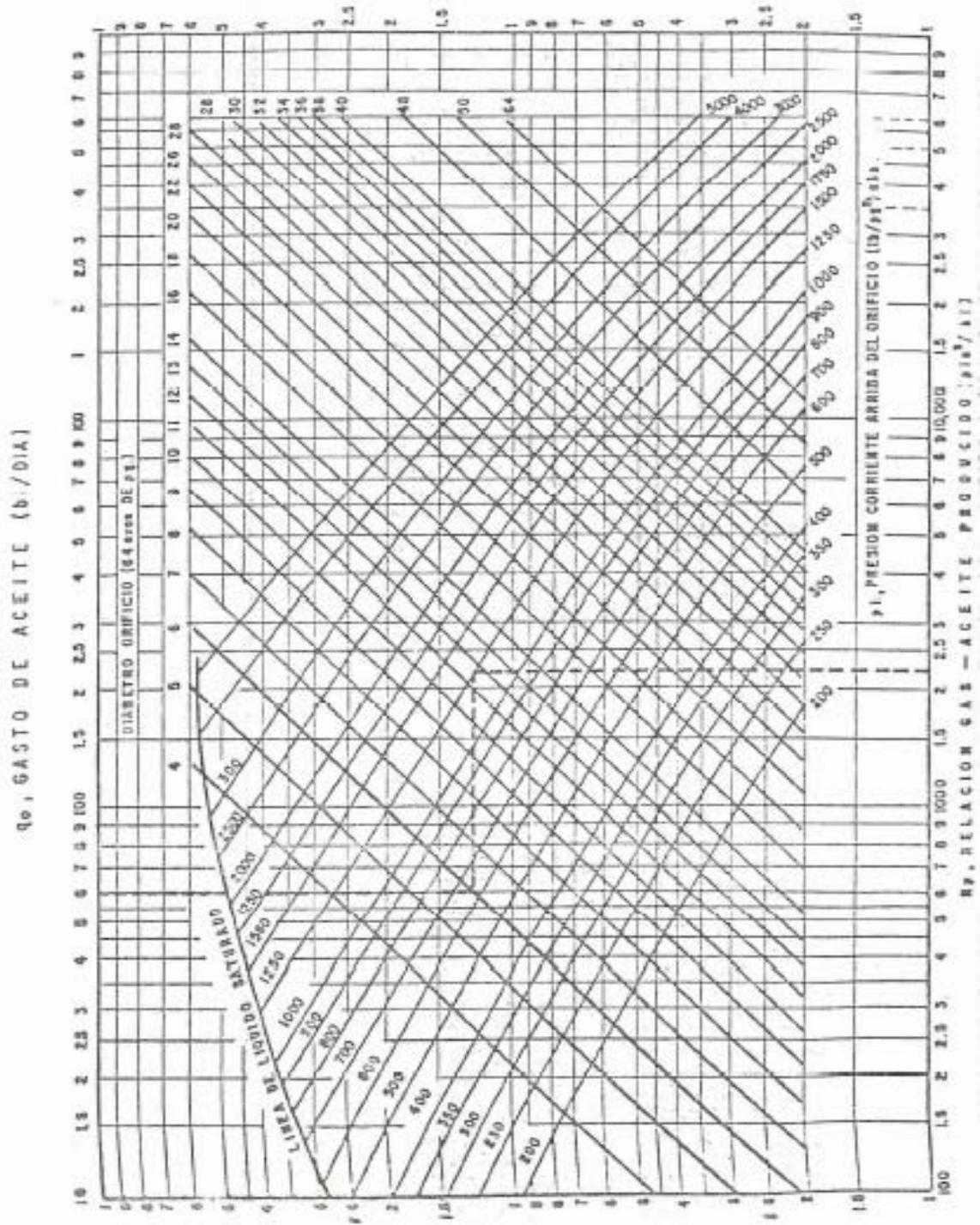


Figura A.4 Capacidades de flujo crítico simultáneo gas-aceite a través de un estrangulador (densidad del aceite mayor a 35 °API)

Modelo de Omaña, 1969.

Los alcances de su trabajo experimental se basaron en cuatro parámetros:

1. Variación de las presiones corriente arriba y abajo, (400 a 1000 (lb/pg²)_{man} corriente arriba y (300 a 900 (lb/pg²)_{man} 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 MMpie³/d).
4. Gasto de líquido (0 a 800 bl/d).

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_{pl} y Q_d obteniendo la siguiente expresión:

$$N_{ql} = 0.263 N_p^{-3.49} N_{pl}^{3.19} Q_d^{0.657} N_d^{1.8} \quad (\text{A.12})$$

Diámetro:

$$N_d = d \left(\frac{\rho_l g}{\sigma} \right)^{0.5} = 120.872 \left(\frac{\rho_l}{\sigma} \right)^{0.5} \quad (\text{A.13})$$

$$N_{vL} = v_{sL} \left(\frac{\rho_L}{g \sigma} \right)^{0.25} = 1.938 v_{sL} \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.25} \quad (\text{A.14})$$

$$N_{vg} = v_{sg} \left(\frac{\rho_L}{g \sigma} \right)^{0.25} = 1.938 v_{sg} \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.25} \quad (\text{A.15})$$

$$R = \frac{N_{vg}}{N_{vL}} \quad (\text{A.16})$$

$$Q_d = \frac{1}{1 + R} \quad (\text{A.17})$$

$$N_L = \mu_L \left(\frac{g}{\rho_L \sigma^3} \right)^{0.25} = 0.15726 \mu_L \left(\frac{1}{\rho_L \sigma^3} \right)^{0.25} \quad (\text{A.18})$$

$$N_p = \frac{\rho_g}{\rho_L} \quad (\text{A.19})$$

$$N_{p1} = p_1 \left(\frac{1}{\rho_L g \sigma} \right)^{0.5} = 1.74 \times 10^{-2} \frac{1}{[\rho_L \sigma]^{0.5}} \quad (\text{A.20})$$

$$N_{qL} = q_L \left(\frac{\rho_L g^3}{\sigma^5} \right)^{0.25} = 1.84 q_L \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{1.25} \quad (\text{A.21})$$

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

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 de datos experimentales se encuentra en la región de flujo turbulento.

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

Modelo de Ashford, 1974.

Una expresión para la velocidad de orificio, v_2 , es desarrollada a partir de la relación resultante para el gasto másico a través del estrangulador es:

$$q_m = C_D A_c \frac{v_2}{v_{f2}} \quad (\text{A.22})$$

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 ε_c , es definida como la relación de la presión corriente arriba a la presión corriente abajo del estrangulador tal que ocurre cuando:

$$\varepsilon = \varepsilon_c \quad (\text{A.23})$$

$$\frac{dq_m}{d\varepsilon} = 0 \quad (\text{A.24})$$

$$\varepsilon_c = \frac{p_2}{p_1} = \text{relación de presión crítica} \quad (\text{A.25})$$

La expresión apropiada para la relación de gas libre-líquido $R(p,T)$ es:

$$R(p,T) = \frac{p_{sc} T_1 z_1}{p_1 T_{sc}} (R - R_s) \frac{1}{5.615} \quad (\text{A.26})$$

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

$$\frac{q_m}{q_{TF}} = \frac{\rho_o + \frac{R\rho_g}{5.615} + WOR\rho_w}{B_o + \frac{(R - R_s) T_1 z_1 P_{pc}}{5.615 T_{sc} P_1} + WOR} \quad (\text{A.27})$$

Con esto obtenemos una expresión para el gasto de aceite como una función del gasto total (aceite, gas y agua), cada gasto expresado en términos del gasto del aceite:

$$q_{TF} = q_o \left[B_o + (R - R_s) \frac{T_1 z_1}{P_1} \frac{1}{198.6} + WOR \right] \frac{5.615}{86400} \quad (\text{A.28})$$

El coeficiente de descarga se define como un campo de aceite en particular, por lo que la ecuación puede ser usada en una forma convencional para evaluar:

- Gastos a partir de cambios en el tamaño del estrangulador.
- Presión en la cabeza debido a cambios en el tamaño del estrangulador.
- Dimensionamiento del estrangulador necesario para alcanzar una presión en la cabeza dada para un gasto de líquido conocido.

Modelo de Surbey y Cols., 1985.

$$P_1 = \frac{A(RGL)^B q_L^{D'}}{A_c^C} \quad (\text{A.29})$$

donde:

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

sin embargo, esta correlación es restrictiva y no se aplica a estranguladores convencionales.

Modelo Abdul-Majeed, 1986.

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

Tamaño del Estrangulador (1/64)	Correlación
$d < 6$	$N_{qL} = 272 N_p^{-0.2357} N_p^{0.6357} Q_d^{0.61605} N_d^{1.6704}$
$6 \leq d < 10$	$N_{qL} = 197.6 N_p^{-0.3797} N_p^{0.5916} Q_d^{0.51645} N_d^{1.7042}$
$10 \leq d < 30$	$N_{qL} = 321.837 N_p^{-0.07955} N_p^{0.37395} Q_d^{0.5928} N_d^{2.0072}$
$d \geq 30$	$q = C_1 C_2 API^{0.31} RGL^{-0.52}$

Modelo de Osman, 1990.

El procedimiento para usar los nomogramas es el siguiente:

1. Conecte el tamaño de estrangulador al gasto (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 corriente arriba o la caída depresión 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.

La figura A.5 deberá ser utilizada únicamente dentro del rango de datos de la siguiente tabla:

Variable	Mínimo	Máximo	Unidades
Tamaño del estrangulador	28	72	1/64 pg
Presión corriente arriba	2950	5200	(lb/pg ²) _{abs}
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 ³ /d
Temperatura en la cabeza del pozo	40	98.9	°C

Tabla A.2 Tabla de datos usados por Osman

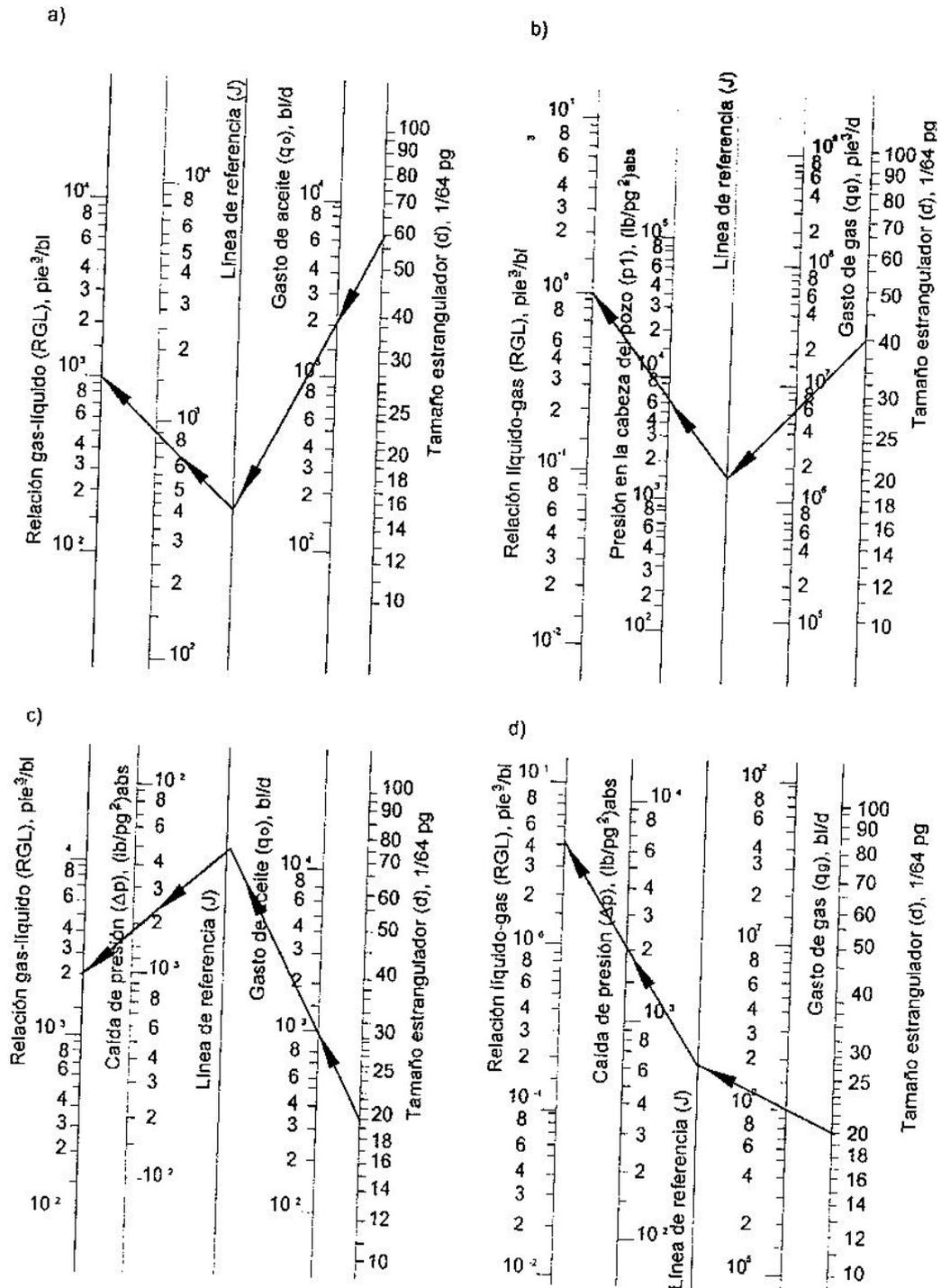


Figura A.5 Nomogramas de la correlación de Osman

Modelo de Chacón, 1994.

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 gasto aceite, el diámetro del estrangulador y la densidad del fluido, la cual se expresa como:

$$q_o = \frac{0.124473 p_{wh}^{0.93353613} d^{1.8474201}}{RGA^{0.43795894} API^{0.058843895}} \quad (A.30)$$

Los datos probados por Chacón variaron dentro de los rangos:

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

Tabla A.3 Rango de datos empleados por Chacón.

MODELOS PARA FLUJO CRÍTICO-SUBCRÍTICO

Modelo de Fortunati, 1972.

Fortunati desarrolló 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, Guzhov y Medviediev, desarrollaron las ecuaciones para flujo crítico y subcrítico, también presentaron una ecuación para determinar el límite entre estos regímenes. El modelo es válido si la presión corriente abajo del estrangulador excede 1.5 atmósferas (150 KPa), éste relaciona la presión corriente arriba y corriente abajo con la velocidad de la mezcla. Las propiedades del fluido son calculadas a condiciones de la corriente abajo del estrangulador.

La velocidad de flujo de dos fases para ambos tipos de flujo crítico y subcrítico, depende de la concentración de gas “ β ” con respecto a la mezcla y de la relación de presión corriente abajo-presión corriente arriba del estrangulador la cuál puede ser menor a 0.225.

El flujo de dos fases es caracterizado por dos funciones φ y β , las cuales se definen como:

$$\varphi = \frac{F_g}{F_t} \quad (\text{A.31}) \quad \text{y} \quad \beta = \frac{q_g}{q_l + q_g} \quad (\text{A.32})$$

donde:

F_g = área de la sección transversal del estrangulador ocupada por la fase gaseosa (m^2).

F_t = área de la sección transversal total del estrangulador (m^2).

q_g = gasto de gas a p_2 y $T(q_g \times B_g)$ (m^3/seg).

q_g^o = gasto de gas a condiciones estandar p_0 y T_0 (m^3/seg).

q_l = gasto de líquido q^o_{l0} Bo a p_2 y T (m^3/seg).

q_l^o = gasto de líquido a condiciones estandar p_0 y T_0 (m^3/seg).

Generalmente cuando el gas fluye con líquido, éste tiende a separarse fuera del líquido y debido a esta condición φ y β tienen valores diferentes como lo muestra la figura A.6, los valores de φ y β son experimentales para el caso de flujo tapón.

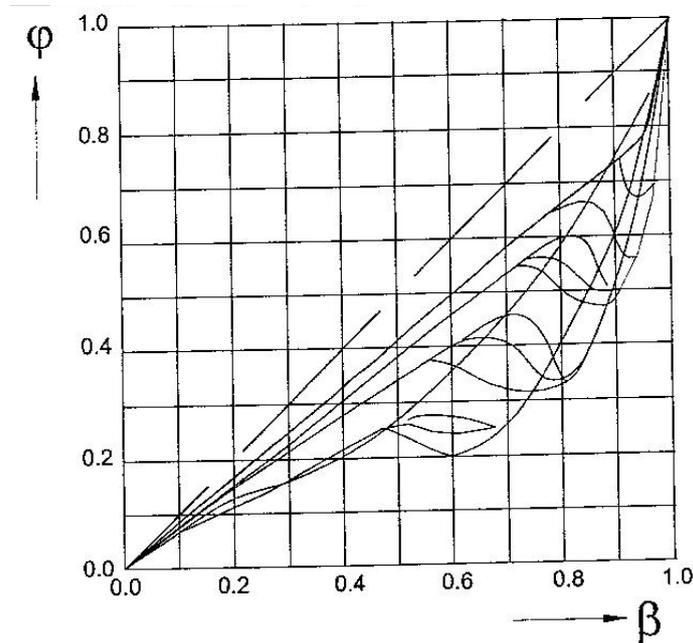


Figura A.6 Valores de φ vs β .

En la figura A.7 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 β ; en ellas se muestra la influencia de la concentración de gas β sobre el valor de la relación p_2/p_1 , la cual es alrededor de 0.5 únicamente para $\beta=1$.

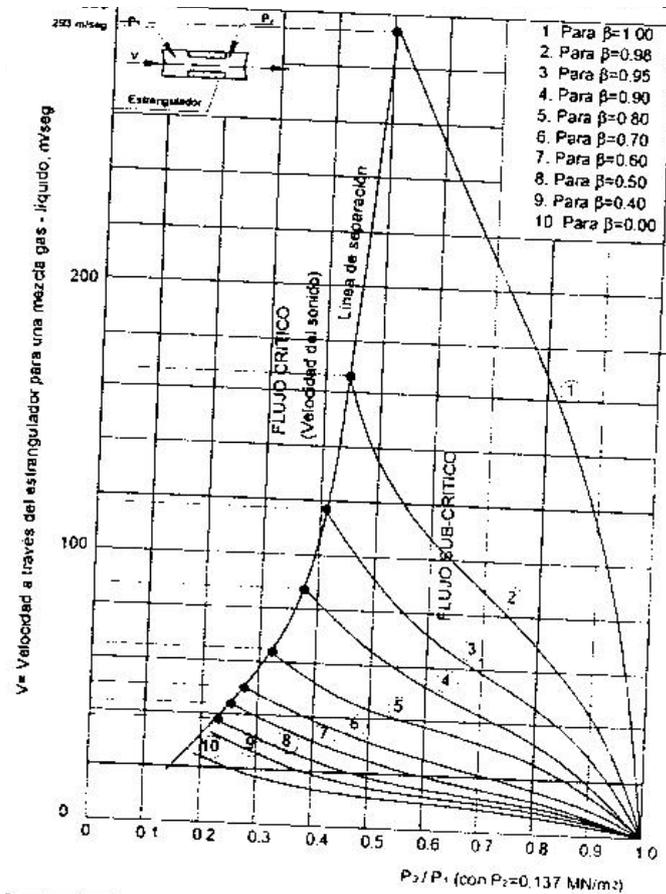


Figura A.7 Velocidad de mezclas de gas-aceite a través de estranguladores.

Debe puntualizarse que las curvas experimentales de la figura anterior fueron preparadas únicamente para una $p_2=1396$ kg/cm², pero los autores Guzov y Medvediev encontraron que para presiones prácticas p_2^1 diferentes de 0.137 MN/m² la correspondiente velocidad de mezcla puede ser encontrada al usar la siguiente relación.

$$v^1 = v \left(\sqrt{\frac{p_2^1}{p_2}} \right)^k \tag{A.33}$$

donde:

v_1 = velocidad de la mezcla o fase correspondiente a la presión actual p_2^1 m/seg.

v =velocidad de la mezcla o fase correspondiente a $p_2=1396$ kg/cm² (se lee de la figura 2.7).

$p^2=1396$ kg/cm², presión corriente abajo del estrangulador usada para graficar las curvas experimentales de la figura 2.7.

p_2^1 =presión corriente abajo del estrangulador actual MN/m² con:

$$k = (1 - \beta^3)^{0.38} \quad (A.34)$$

Las simplificaciones realizadas se compensan por los errores efectuados en la medición. Una de las simplificaciones se encuentra al considerar simplemente el gasto de líquido como un todo y esto afecta con la presencia de agua. Con 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) (velocidad)

$$q_o^0 = \frac{F_t(1-\beta)}{B_o} C_a v' = \frac{F_t(1-\beta)}{B_o} C_a v \left(\sqrt{\frac{p_2^1}{p_2}} \right)^k \quad (A.35)$$

donde:

F_t = área total de la sección transversal del estrangulador (m²).

C_a = coeficiente de descarga acumulativa (adimensional).

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

$F_i(1-\beta)$ = porción del área de la sección transversal que esta libre del flujo de líquido (m²).

q_o^0 = gasto de aceite (m³/seg).

así que:

$$Q_o^0 = 86400xq_o^0 \quad (A.36)$$

Q_o^0 = gasto de aceite a condiciones estándar (m³/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 ¼ 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.

Fortunati 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 los datos de una buena aproximación.

Modelo de Ashford y Pierce, 1975.

El modelo que proponen 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 del estrangulador. Las correcciones por medio de gráficas también se presentan para predecir la capacidad crítica de un orificio para las diferentes condiciones dinámicas.

La información que obtuvieron la usaron para trabajar un coeficiente de descarga de orificio, este se presenta 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 multifásicas a través de restricciones en válvulas de seguridad de otras configuraciones internas.

Los autores consideraron los siguientes factores concernientes al flujo subcrítico multifásico a través de orificios.

1.- La mayoría de los modelos de flujo no reflejan adecuadamente la naturaleza comprensible del flujo multifásico en orificios para pozos de aceite. Consecuentemente, los modelo en uso, no describen adecuadamente el comportamiento dinámico del flujo de 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 lo 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 del aceite, gas y agua así como propiedades del fluido.

Los autores 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, la cual relaciona la pérdida en la energía presión-volumen a un incremento en la energía cinética a través del orificio.

$$144 \int_{p_1}^{p_2} u_f dp = - \int_{v_1}^{v_2} \frac{v}{g_c} dv \quad (\text{A.37})$$

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 de orificios.

Continuando con la teoría de la ecuación de balance de energía y relacionándola con otra expresión que involucra la velocidad del fluido en el orificio, v_2 y el volumen del fluido específico u_{f2} , se produce una expresión para el gasto másico en el orificio:

$$w = C_D A \frac{v_2}{u_{f2}} \quad (\text{A.38})$$

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

$$q_o = C_D 3.51 d^2 a_{10} \psi_{10} \quad (\text{A.39})$$

donde:

$$a_{10} = (B_o + WOR)^{-1/2} \quad (\text{A.40})$$

y

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

(A.41)

donde C_D es el coeficiente de descarga. Este parámetro es proporcional al tamaño de orificio así como 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 Gula Research and Development Co; U.S. y Otis Engineering Corp. La prueba fué 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. Comparará 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.
3. Usar los datos en la ecuación del gasto másico del orificio para evaluar una serie de coeficientes de descarga de orificio para varios tamaños de restricción.

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 fué 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 termino “gasto sensible” aplica principalmente por que de la sensibilidad externa de la caída de presión depende el gasto total del fluido.

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

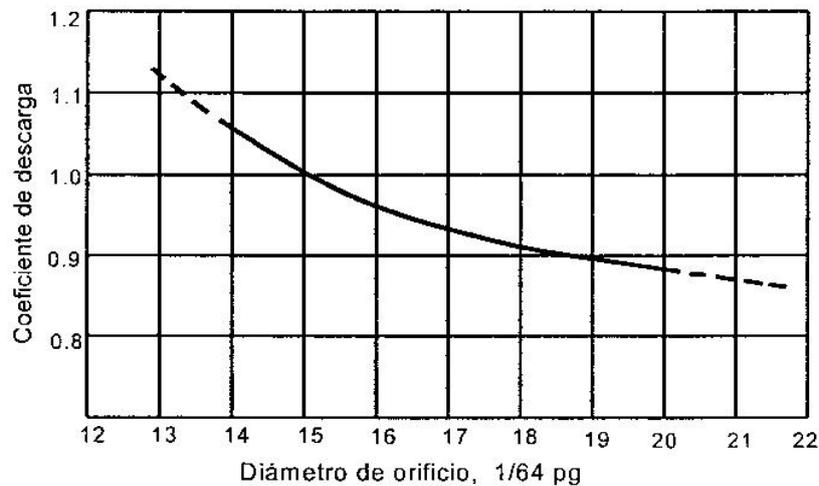


Figura A.8 Coeficiente de descarga para flujo no crítico.

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 A.39 ha sido representada gráficamente para una muestra de parámetros de entrada. Una familia de curvas como la mostrada en la figura siguiente se construyó para predecir el comportamiento del orificio en la instalación de prueba, se considero un tamaño de restricción de 8/64 pg, relación gas-aceite en solución igual a 200 pie³/bl y la relación gas-aceite producida igual a 600 pie³/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 A.9 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, ϵ .

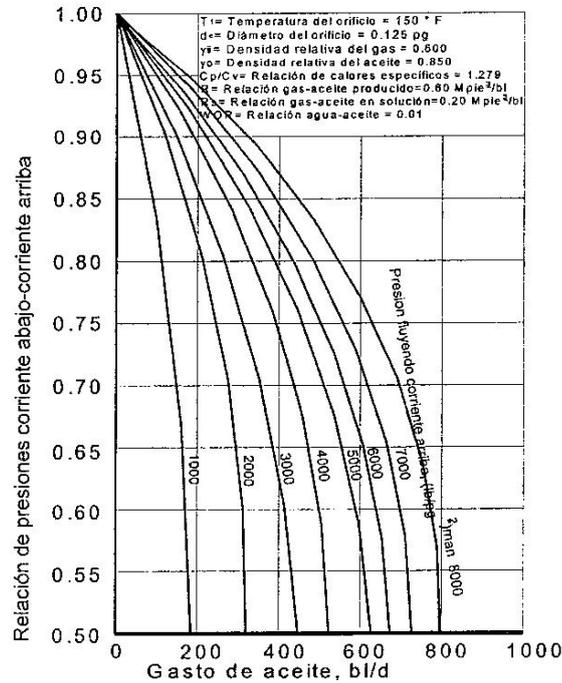


Fig A.9 Gastos presentados en los experimentos de Ashford y Pierce.

La relación de presión crítica, ϵ_c es calculada para la curva. Con este valor de ϵ 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 éste. Lo anterior se enuncia matemáticamente con la condición siguiente:

$$\frac{dq_o}{d\epsilon} = 0 \quad \epsilon = \epsilon_c \tag{A.42}$$

La condición estipulada por la ecuación A.42 y la dictada por la figura A.9 puede ser satisfecha por la relación.

$$1 = \frac{R(p,T)/n \left[R(p,T) \frac{n}{n-1} \left(1 - \varepsilon_c^{\frac{n-1}{n}} \right) + (1 - \varepsilon_c) \right]}{0.5 \left[1 + R(p,T) \varepsilon_c^{-1/n} \right] \varepsilon_c^{\frac{n+1}{n}}} \quad (\text{A.43})$$

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 ε, es el que satisface la ecuación A.43 para cualquier R(p,T), para cualquier valor de presión y temperatura en el orificio. La utilidad de la figura A.9 es que el valor de ε, puede ser gráficamente obtenido.

La figura A.9 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 obtenidas de extensiones de la figura A.10 pero los resultados no serán soportados de datos reales. Aun así se encontró que el coeficiente de descarga promedio se puede dividir en tres grupos:

Tamaño de orificio (pg)	Coeficiente de descarga C _D
14/64	1.1510
16/64	1.0564
20/64	0.9760

Tabla A.5 Coeficientes de descarga sugeridos por Ashford y Pierce.

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.

Modelo Sachdeva y Cols., 1986.

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 práctica, además se sustituyó 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 del gasto.

Cada corrida realizada por Sachdeva produjo datos en la región crítica, subcrítica y en el límite. La figura 2.11 muestra la localización de los datos sobre el mapa de patrones de flujo en el modelo de Manhane.

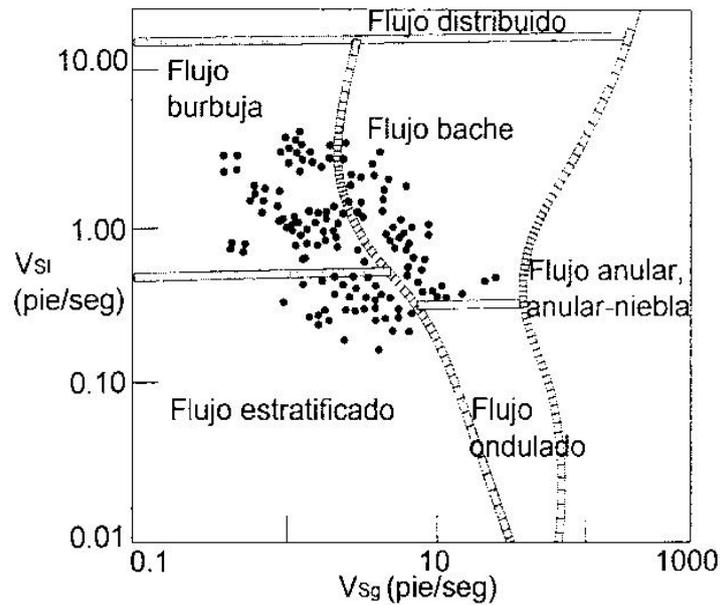


Figura 2.11 Localización de los datos de Sachdeva.

Las pruebas fueron realizadas con los siguientes rangos:

- El gasto de líquido máximo: 1340 bl/d
- El gasto de gas máximo: 136.6 Mpie³/d
- Máxima presión corriente arriba: 105.5 lb/pg²
- Número de puntos críticos: 223
- Número de puntos subcríticos: 220
- Número de puntos límite: 110

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

- Flujo 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 “ ε ” de la siguiente ecuación:

$$\varepsilon = \left\{ \frac{\frac{k}{k-1} + \frac{(1-x_1)u_l(1-\varepsilon)}{x_1 u_{gl}}}{\frac{k}{k-1} + \frac{n}{2} + \frac{n(1-x_1)u_l}{x_1 u_{g2}} + \frac{n}{2} \left[\frac{(1-x_1)u_l}{x_1 u_{g2}} \right]^2} \right\}^{\frac{k}{k-1}} \quad (\text{A.44})$$

donde

k = relación de calores específicos

n =exponente politrópico para el gas

nótese que los valores cubiertos de “ ε ” de la ecuación anterior son la relación de presiones críticas (ε_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

$$G_2 = C_D \left\{ 2g_c 144 p_1 \rho_{m2}^2 \left[\frac{(1-x_1)(1-\varepsilon)}{\rho_l} + \frac{x_1 k}{k-1} (u_{G1} - \varepsilon u_{G2}) \right] \right\}^2 \quad (\text{A.45})$$

donde

$$G_2 = \frac{M_{g2} + M_{l2}}{A_c} \quad (\text{A.46})$$

$$u_{g2} = u_{gl} y^{-1/k} \quad (\text{A.47})$$

$$\frac{1}{\rho_{m2}} = x_1 u_{gl} y^{\frac{1}{k}} + (1 - x_1) u_l \quad (\text{A.48})$$

Si $\varepsilon_c \leq \varepsilon_{\text{actual}}$ (ε_c obtenida de la ecuación A.44) flujo crítico existe y el valor apropiado de ε esta dado por $\varepsilon = \varepsilon_c$. Si $y_{\text{actual}} > \varepsilon_c$ entonces flujo sónico debe ser usado en la ecuación A.45. 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 entre distinguir 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 del gas disuelto y el factor de compresibilidad del gas con la finalidad de ser usado para obtener el volumen in-situ correcto gas libre.

La instalación de estranguladores involucra codos corriente debajo 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.

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 considero 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 utilizo en las instalaciones de esta prueba. $C_D=0.75$ de 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 el correcto cuando la caída de presión aceleracional no es dominante.

Modelo Perkins, 1990.

Las ecuaciones que describen el flujo isoentropico (adiabático sin pérdidas por fricción) de mezclas multifásicas 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 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 de agua.

El trabajo termodinámico para flujo multifásico esta basado en el principio de conservación de la 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, 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 todos 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 isentrópica de un estrangulador puede ser calculada con la ecuación:

$$v_2 = \sqrt{\frac{288g_c \left[\tau p_1 u_1 \left(1 - p_r^{\frac{n-1}{n}} \right) + \left(\frac{f_o}{\rho_o} + \frac{f_w}{\rho_w} \right) p_1 (1 - p_r) \right]}{1 - \left(\frac{A_2}{A_1} \right)^2 \left[(f_g + \alpha_1) / (f_g p_r^{-1/n} + \alpha) \right]^2}} \quad (\text{A.49})$$

y el gasto másico isentrópico puede ser calculado con la ecuación

$$W_i = A_2 \sqrt{\frac{288g_c p_1 \left[\tau \left(1 - p_r^{\frac{n-1}{n}} \right) + \alpha_1 (1 - p_r) \right]}{v_1 \left\{ 1 - \left(\frac{A_2}{A_1} \right)^2 \left[(f_g + \alpha_1) / (f_g p_r^{\frac{1}{n}} + \alpha) \right]^2 \right\} \left\{ f_g p_r^{\frac{1}{n}} + \alpha_1 \right\}^2}} \quad (\text{A.50})$$

El termino p_r es definido como la relación de 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

$$\left[2\tau \left(1 - p_r^{\frac{n-1}{n}} \right) + 2\alpha_1 (1 - p_r) \right] \left\{ \left[1 - \left(\frac{A_2}{A_1} \right)^2 \left(\frac{f_g + \alpha_1}{f_g p_r^{\frac{1}{n}} + \alpha} \right)^2 \right] \left[\frac{f_g}{n} p_r^{\frac{1+n}{n}} \right] + \left(\frac{A_2}{A_1} \right)^2 \frac{f_g (f_g + \alpha_1)^2 p_r^{\frac{1+n}{n}}}{\left(f_g p_r^{\frac{1}{n}} + \alpha \right)^2} \left[1 - \left(\frac{A_2}{A_1} \right) \left(\frac{f_g + \alpha_1}{f_g p_r^{\frac{1}{n}} + \alpha} \right)^2 \right] \right\} \left\{ (f_g p_r^{-1/n} + \alpha) \left[\tau \left(\frac{n-1}{n} \right) p_r^{\frac{1}{n}} + \alpha_1 \right] \right\} \quad (\text{A.51})$$

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 conducción 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 conveniente 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 energía cinética perdida, 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 ecuación de Perkins puede ser aproximada por:

$$p_3 = p_1 - \frac{(p_1 - p_4)}{\left[1 - \left(\frac{d_c}{d_d} \right)^{1.85} \right]} \quad (A.52)$$

El método para distinguir entre flujo crítico y subcrítico y manejarlo es el siguiente:

1. Calcule p_2 , la presión en la garganta del estrangulador cuando el flujo es crítico, resolviendo la ecuación A.51.
2. Calcule p_3 , la presión de descarga justo corriente abajo del estrangulador resolviendo la ecuación A.52.
3. Si $p_2 > p_3$, entonces el flujo es crítico y $p_r = p_2/p_1$, deberá ser usada la ecuación A.49 y A.50 para calcular la velocidad isoentropica y gasto másico.
4. Si $p_2 = p_3$, entonces el flujo esta 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.
5. Si $p_2 < p_3$, entonces el flujo subcrítico. Use $p_r = p_3/p_1$ en las ecuaciones A.49 y A.50 para calcular la velocidad isoentropica y gasto másico.

En todos los casos, el gasto real es determinado por multiplicar el gasto isoentrópico 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 determino 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 másico. Específicamente si la presión justo corriente debajo 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 debajo 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, 1991.

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

$$\Delta p_{TP} = \Delta p_l \lambda_l + \Delta p_g \lambda_g \quad (A.53)$$

$$\Delta p_l = \frac{\rho_l}{2g_c 144} \left(\frac{q_l}{C_l A_c} \right)^2 \quad (A.54)$$

$$\Delta p_g = \frac{\rho_l}{2g_c 144} \left(\frac{q_g}{Y C_g A_c} \right)^2 \quad (A.55)$$

$$Y = 1.0 - \left[0.41 + 0.35 \left(\frac{d_2}{d_1} \right)^2 \right] (1/k) \left(\frac{p_2 - p_1}{p_1} \right) \quad (A.56)$$

$$C = \frac{C_D}{\sqrt{\left(1 - \frac{d_1}{d_2} \right)^4}} \quad (A.57)$$

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

$$\Delta p_{TP} = \Delta p_1 \left[1 + \lambda_g \left[\left(\frac{C_{dl}}{YC_{dg}} \right)^2 - 1 \right] \right] \quad (A.58)$$

$$\Delta p_l = \rho_1 \left[1 + \left(\frac{d_1}{d_2} \right)^4 \right] \left[\frac{q_m}{8083 d_1^2 C_{dl}} \right] \quad (A.59)$$

donde

A_c Área de la sección transversal del estrangulador, pie^2

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, 1994.

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 Mecanístico, 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 λ_g aproximándose al estrangulador.
4. La densidad y el gasto de cada fase pueden ser remplazados por una densidad de mezcla indivisible ρ_{NL} , y gasto total de la mezcla q_m .

De esta correlación se presentan sus ecuaciones.

$$\Delta p_{TP} = \Delta p_1 \left[1 + \lambda_g \left[\left(\frac{C_{dl}}{YC_{dg}} \right)^2 - 1 \right] \right] \quad (A.60)$$

$$\Delta p_l = \rho \left[1 + \left(\frac{d_1}{d_2} \right)^4 \right] \left[\frac{q_m}{8083d_1^2 C_{dl}} \right] \quad (A.61)$$

$C_g=0.9$; $C_l=0.85$

Usando las ecuaciones anteriores se produce

$$\Delta p_{TP} = \Delta p_1 \left[1 + \lambda_g \left[\left(\frac{1.121}{Y^2} \right) - 1 \right] \right] \quad (A.62)$$

y donde

$$\Delta p_l = \rho_N \sqrt{1 + \left(\frac{d_1}{d_2} \right)^4 \left[\frac{q_m}{6870.55d_1^2} \right]} \quad (A.63)$$

q_m Gasto total de la mezcla (pie³/seg)

Δp_l Cambio de presión de la fase líquida (lb/pg²)

Δp_g Cambio de presión de la fase gaseosa (lb/pg²)

ρ_N Densidad de la mezcla indivisible (lbm/pie³)

C_{Dg} Coeficiente de descarga de la fase gaseosa

C_{Dl} Coeficiente de descarga de la fase líquida

Y Factor de compresibilidad

d_1 Diámetro de la tubería corriente arriba (pg)

d_2 Diámetro del orificio

Subíndice TP para dos fases.

APÉNDICE B

Procedimiento de cálculo del simulador.

Para el empleo del simulador PIPESOLIDS® en el análisis de un pozo problemático, es necesario contar entre otros datos, con la siguiente información:

Yacimiento - Pozo Productor:

- a) Configuración Geométrica y mecánica del pozo
- b) Datos de Producción (i.e. aforos, perfil dinámico de presiones y temperaturas en función de la profundidad).
- c) Presión estática del Yacimiento
- d) Factores de daño del yacimiento
- e) Caída de Presión por daño de la formación
- f) Radio de drene
- g) Eficiencia del flujo

Aceite Producido:

- a) Análisis PVT-Composicional
- b) Composición Cromatográfica extendida (hasta C30 +)
- c) Presiones onset de la precipitación (entre T_f y T_{wh} para la elaboración de la envolvente de precipitación de ceras o parafinas).

A continuación se detalla el procedimiento para realizar la simulación del pozo considerando el problema de la depositación de asfalteno. Dicho procedimiento se basa en un modelo matemático que permite analizar el comportamiento de flujo de una mezcla multicomponente, desde el fondo del pozo hasta la llegada de los fluidos a las baterías de separación.

Con este modelo también se puede diseñar aparejos de producción, líneas de descarga de los pozos y oleogasoductos (capacidades de transporte, diámetros, longitudes, etc.); el modelo incluye procedimientos de cálculo para la determinación del perfil de presión y temperatura en tuberías verticales, inclinadas y horizontales con flujo multifásico (correlaciones semi-empíricas), así como el comportamiento de fases para la deposición de asfalteno (modelo de múltiples fases sólidas), con el cual es posible aplicarlo a cualquier tipo de aceite, incluyendo sistemas de gas y condensado o aceite volátil. El correspondiente diagrama de flujo se muestra en la siguiente figura.

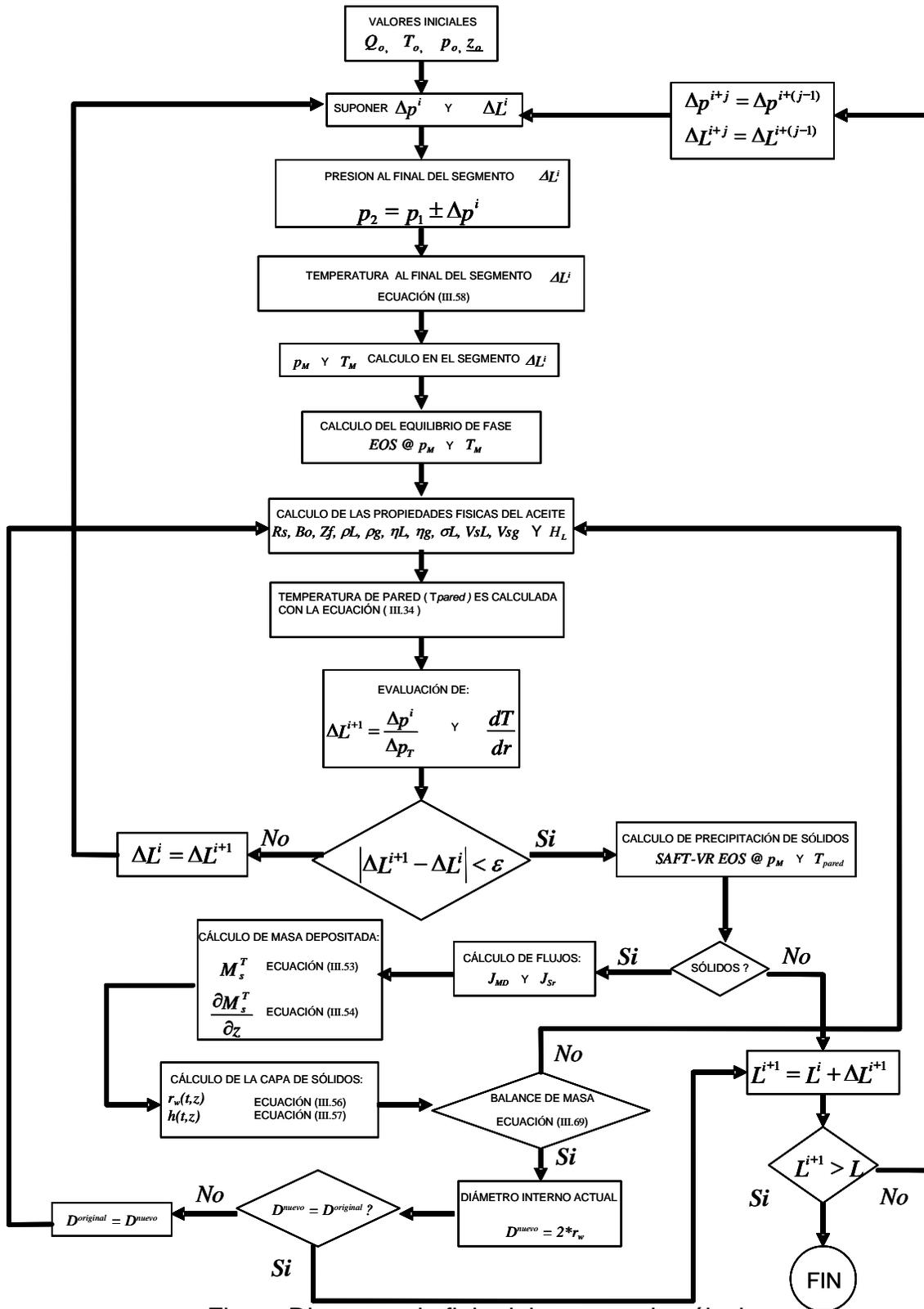


Figura Diagrama de flujo del proceso de cálculo.

Para acoplar dichos procedimientos dentro del modelo, el esquema general es el de seccionar la tubería y determinar la temperatura y presión al final de cada segmento. El modelo debe satisfacer en primer lugar el balance de calor conjuntamente con el equilibrio de fases y posteriormente verificar la convergencia en la presión conjuntamente con el equilibrio de fases para cada segmento.

1. A partir de un punto de presión y profundidad ó longitud de línea que se conozcan (P_1, L_1), se supone una caída de presión y un incremento de longitud de la tubería (ΔP^i y ΔL^i), además de definirse la temperatura de los alrededores de dicho segmento (T_1), así como el desnivel del terreno para el caso de tuberías horizontales superficiales.

2. Con estos valores iniciales de presión y longitud, se calcula la presión al final del segmento ($P_2 = P_1 \pm \Delta P^i$), donde \pm indica la dirección del cálculo (del fondo a la superficie o viceversa).

3. Con P_2 se determinan las propiedades PVT requeridas en la correlación de Romero-Juárez (1993), para el cálculo de la temperatura del fluido al final del segmento (T_2), la cual esta dada por la ecuación:

$$T_x = Ta + (T_1 - Ta)e^{-Ax} \quad , \quad (B-1)$$

donde

$$A = \frac{\pi DU}{12W_f C_f} \quad , \quad (B-2)$$

En (1) y (2), D es el diámetro de la tubería, U es el coeficiente global de transferencia de Calor, T_a es la temperatura de los alrededores, x es la longitud, W_f es el gasto másico del fluido y C_f es el calor específico del fluido. Con la ecuación (1) se puede calcular la temperatura del fluido en una tubería horizontal o inclinada (oleoducto). Para calcular la distribución de temperaturas en gasoductos, se debe considerar el efecto del cambio en la temperatura, debido a la expansión del gas, al abatirse su presión a lo largo de la tubería (efecto Joule-Thompson). En dicho caso, la ecuación (1) se debe sustituir por la ecuación,

$$T_x = \left[T_1 - \left(T_a - \left(\frac{\eta}{A} \right) \frac{dp}{dx} \right) \right] e^{-Ax} \quad , \quad (B-3)$$

donde η es el coeficiente de Joule-Thompson y $\frac{dp}{dx}$ es el gradiente de presión.

Para el caso de tuberías verticales, con el procedimiento propuesto por Romero-Juárez (1979), se puede determinar la temperatura a lo largo del pozo, utilizando la ecuación de Ramey (1962):

$$T_x = T_{wf} - Ge \left(A \left(1 - e^{-\frac{x}{A}} \right) - x \right) \quad , \quad (B-4)$$

donde:

$$A = \frac{86400 W_f C_f (Ke + DUF_T)}{2\pi D Ke U} \quad (B-5)$$

La función del tiempo F_T puede calcularse para tiempos menores de 400 días en la forma:

$$\log f(t) = 0.31333 \log Y - 0.06(\log Y)^2 + 0.006666(\log Y)^3 \quad , \quad (\text{B-6})$$

donde $Y = \frac{552t}{D^2}$, por lo que:

$$F_T = 10^{\log f(t)} \quad , \quad (\text{B-7})$$

Por otro lado, si $t \geq 400$ días, entonces $F_T = 1$.

En las ecuaciones (B-4) y (B-5), K_e es la conductividad térmica de la tierra, G_e es el gradiente geotérmico del fluido, T_{wf} es la temperatura de fondo del pozo y t es el tiempo.

4. Una vez conocidas las presiones y temperaturas en los extremos del mismo, se determinan la presión, temperatura y profundidad media del segmento (P_M , T_M y L_M).

5. De acuerdo a las condiciones medias, se determinan las propiedades PVT de la mezcla (R_s , BO , Z_f , ρ_L , ρ_g , μ_L , μ_g , σ_L , V_{sL} y V_{sg}). Posteriormente se calcula la caída de presión total (ΔP_T) en el segmento, el colgamiento del líquido (H_L), la densidad de la mezcla, los patrones de flujo de acuerdo a la correlación seleccionada y el número de Reynolds (N_{RE}) del fluido.

6. Se calcula el incremento de longitud $\Delta L^{i+1} = \frac{\Delta P^i}{\Delta P_T}$ para el mismo segmento bajo

estudio. Se comparan ΔL^i y ΔL^{i+1} . Si estas cantidades son iguales se continúa con el paso 7, en caso contrario, se igualan y se regresa al paso 2.

7. Se calculan el gradiente de temperatura radial ($\frac{dT}{dr}$) utilizando la aproximación

$\frac{dT}{dr} \approx \frac{\Delta T}{\Delta r}$, donde $\Delta T = T_{pared} - T_{fluido}$ y Δr es el espesor de la capa límite y la temperatura en la pared (T_{pared}) mediante la ecuación (B-1).

8. Con los valores calculados de T_{pared} y P_M (temperatura en la pared y presión media en el segmento de tubería), se calcula el equilibrio de fases, quien dictamina que tipo, monto y propiedades de fases fluidas (gas y líquido) y sólidas (asfaltenos) que existen en el tramo a las condiciones de presión y temperatura específicas. En caso de que si se tenga la presencia de sólidos, se continua con el paso 9, en caso contrario, ir a 18.

9. Se calculan el flujo de masa con la ecuación de los componentes en la fase sólida y el flujo de sólido removido por el esfuerzo de corte, shear renoval.

10. Se determina la cantidad de masa total depositada en la pared interna de la tubería al tiempo t , sobre una distancia desde la entrada $z = 0$, hasta un punto en $z = z_o$ para cada componente en la fase sólida, en la forma:

$$\frac{\partial M_w^i(t + \Delta t, z)}{\partial z} = \frac{\partial M_w^i(t, z)}{\partial z} + 2\pi \int_t^{t+\Delta t} r_w(t, z)(J_{MD}^i + J_{gel} - J_{SR})dt \quad , \quad (3.32)$$

11. Se actualiza el valor del radio efectivo $r_w(t, z)$ utilizando la ecuación (3.34)

12. Se calcula el grosor de la capa de depósito (ecuación 3.35) $h(t, z)$.

13. Se calcula la masa de sólido depositada para cada componente a lo largo de la tubería al tiempo $t + \Delta t$ en la forma:

$$M_w^i(t + \Delta t) = M_w^i(t) + \int_0^L \frac{\partial M_w^i(t + \Delta t, z)}{\partial z} dz \quad , \quad (3.31)$$

14. Calcula la cantidad total de sólidos sobre la pared al tiempo $t + \Delta t$ en la forma:

$$M_w^T(t + \Delta t) = \sum_{i=1}^n M_w^i(t + \Delta t) \quad , \quad (3.32)$$

15. Calcula la cantidad de masa depositada por metro cuadrado de la superficie interna de la tubería sin depósito:

$$m_w(t + \Delta t) = \frac{M_w^T(t + \Delta t)}{2\pi R_0 L} \quad (B-8)$$

16. Determinar el nuevo diámetro de la tubería, modificado debido a la presencia del depósito de sólidos en la pared, $D = 2r_w$.

17. Se realiza el balance de masa para este segmento de acuerdo a la ecuación:

$$(\rho_m Q)_{i+1} = (\rho_m Q)_i - \frac{dM_w^T}{dt} \quad (B-9)$$

El lado izquierdo de (B-9) representa la masa de aceite que entra a la posición $i+1$ desde la posición i ; el primer término del lado derecho es la masa de aceite que sale desde la posición i y el segundo término está dado por la ecuación (III.55), según sea el caso. Si (B-9) se cumple, entonces continuar con el paso 18, en caso contrario se hace $P_M^* = P_M \pm \delta$, se hace $P_M = P_M^*$ y regresar al paso 8.

18. Determinar el extremo superior del intervalo:

$$p_2 = p_1 + \Delta p^{i+1}$$

$$L_2 = L_1 + \Delta L^{i+1}$$

Verificar si ya se alcanzó la profundidad ó la longitud total de la línea de descarga. Los cálculos terminarán cuando se llegue a la profundidad o longitud total; en caso contrario hacer $p_1 = p_2$ y $L_1 = L_2$ y regresar al paso 2.