

**EVALUACIÓN DE LA CAÍDA DE PRESIÓN PARA SISTEMAS DE FLUJO
BIFÁSICO (LÍQUIDO-GAS) EN TUBERÍAS VERTICALES**

**ANDERSSON STEFANN MONCADA CEBALLOS
DIANA PATRICIA GUERRERO ARDILA**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2012

**EVALUACIÓN DE LA CAÍDA DE PRESIÓN PARA SISTEMAS DE FLUJO
BIFÁSICO (LÍQUIDO-GAS) EN TUBERÍAS VERTICALES**

**ANDERSON STEFANN MONCADA CEBALLOS
DIANA PATRICIA GUERRERO ARDILA**

**Trabajo de Grado presentado como requisito para optar el título de:
Ingeniero de Petróleos**

**DIRECTOR
CESAR AUGUSTO PINEDA GÓMEZ
Ingeniero de Petróleos**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2012

AGRADECIMIENTOS

Agradecemos a la Universidad Industrial de Santander y cada uno de sus docentes que contribuyeron a nuestra formación integral, tanto personal como profesionalmente.

A la Escuela de Ingeniería de Petróleos, por brindarnos un espacio de aprendizaje y facilitar nuestro desarrollo profesional, con sus respectivos docentes que fueron de guía fundamental para el alcance de nuestros propósitos y metas.

A nuestro director Cesar Augusto Pineda por su orientación y apoyo brindado durante todo el desarrollo de este proyecto, su valiosa colaboración fue fundamental para cumplir a cabalidad con todos los objetivos planteados.

DEDICATORIA

Siendo esta monografía el trabajo final de una etapa especial en mi vida, quiero agradecer en primer lugar a Dios Todopoderoso que me ha conservado con vida, con salud, que me dio inteligencia, y me ha guiado y cuidado hasta hoy.

A mis queridos padres por su apoyo incondicional y a su esfuerzo por prepararme un futuro: A ellos mi profundo respeto y amor.

Me despido de grandes amigos y maestros, a quienes agradezco su acompañamiento durante todos estos años, que me permiten estar aquí, a punto de salir con mi título profesional. Gracias por transmitirme sus conocimientos, gracias por su paciencia, por su simpatía, por su comprensión, y recuerden que lo que ustedes han sembrado durante estos años pasados, pronto darán sus más exquisitos frutos.

Gracias a cada uno de mis compañeros, por su amistad.

Gracias a la Universidad porque en su seno crecí y hoy con orgullo ostento mi triunfo.

Gracias a todas aquellas personas que de una u otra forma colaboraron en la realización de este éxito que hoy me acoge.

Andersson Stefann Moncada Ceballos

DEDICATORIA

A Dios por siempre estar presente en mi vida, guiando todas mis decisiones y brindándome fortaleza, felicidad y amor.

A mi madre que desde el cielo fue esa luz y apoyo para seguir adelante en mi camino, a mi padre por ser esa persona incondicional que me ha apoyado en cada decisión tomada, por sus consejos, regaños y por su gran esfuerzo y dedicación para sacarme adelante, por querer hacer de mí una gran mujer cada día

A mi hijo y esposo, quienes hacen parte importante de mi vida y han estado ahí en los momentos que más lo he necesitado, por ser mi compañía y brindarme ese amor incondicional además de compartir junto a mí cada etapa fundamental en mi carrera como profesional.

A mi hermanita Paula, por brindarme siempre una sonrisa y mostrarme ese gran orgullo que me daba fortaleza de seguir adelante en cada paso.

A Martica por estar pendiente de mi cuidado y aconsejarme en cada momento que lo necesitaba, por su apoyo y gratitud.

A mis Abuelitos y tíos, en especial Nelly y Luz, por ser esas amigas que me apoyaron en cada momento y estuvieron pendientes de mí.

A mis amigos que hicieron de mi paso por la universidad una etapa inolvidable en mi vida.

Diana Patricia Guerrero Ardila

TABLA DE CONTENIDO

	Pag
INTRODUCCIÓN.....	21
1 Propiedades de los Fluidos.....	23
1.1 Propiedades del aceite.....	23
1.1.1 Propiedades del aceite saturado.....	25
1.1.1.1 Correlación de Standing.....	26
1.1.1.2 Correlación de Vasquéz.....	27
1.1.1.3 Densidad del Aceite Saturado.....	29
1.1.1.4 Viscosidad del Aceite Saturado.....	30
1.1.1.5 Tensión superficial del Aceite Saturado.....	30
1.1.2 Propiedades del Aceite Subsaturado.....	31
1.1.2.1 Compresibilidad.....	31
1.1.2.2 Densidad del Aceite Subsaturado.....	31
1.1.2.3 Viscosidad del Aceite Subsaturado.....	31
1.1.2.4 Factor de Volumétrico del Aceite Subsaturado.....	31
1.2 Propiedades del Gas Natural.....	32
1.2.1 Densidad relativa del gas.....	32
1.2.2 Factor volumétrico del gas.....	33
1.2.3 Densidad del gas.....	34
1.2.4 Factor de compresibilidad del gas.....	35
1.2.5 Propiedades de gases que contienen N_2, CO_2 y H_2S.....	39
1.2.6 Viscosidad del gas.....	40
1.2.7 Corrección de la viscosidad del gas por presencia de gases contaminantes	41
1.3 Propiedades del Agua Saturada.....	41
1.3.1 Factor del Volumétrico del Agua.....	42

1.3.2	Densidad.....	43
1.3.3	Viscosidad.....	44
1.3.4	Tensión Superficial (agua-gas)	45
1.3.5	Solubilidad del gas en agua.....	45
2	Fundamentos de Flujo Bifásico.....	47
2.1	Ecuaciones Fundamentales.....	47
2.1.1	Pérdidas de presión por fricción.....	48
2.1.2	Flujo de líquidos por tuberías.....	52
2.1.2.1	Ecuación general.....	52
2.1.2.2	Número de Reynolds para el líquido.....	54
2.1.2.3	Eficiencia de flujo para el líquido.....	54
2.1.3	Flujo de gas por tuberías.....	55
2.1.3.1	Ecuación general.....	55
2.1.3.2	Número de Reynolds para el gas.....	58
2.1.3.3	Eficiencia de flujo para el gas.....	59
2.2	Hold up del líquido.....	59
2.2.1	Hold up sin resbalamiento.....	63
2.2.2	Velocidades superficiales.....	63
2.2.3	Velocidad real.....	64
2.2.4	Densidad de la mezcla de los fluidos.....	65
2.2.5	Flujo másico	66
2.2.6	Viscosidad de la mezcla.....	66
2.2.7	Tensión superficial de la mezcla de líquidos.....	67
2.2.8	Densidad de la mezcla de líquidos.....	67
2.3	Patrones de flujo.....	68
2.3.1	Monofásico.....	71
2.3.2	Burbuja.....	71
2.3.3	Tapón.....	72
2.3.4	Transición.....	72

2.3.5	Niebla.....	72
3	Flujo Multifásico en Tubería Vertical.....	73
3.1	Complejidad del Flujo Multifásico.....	73
3.2	Métodos para el Flujo Multifásico.....	75
3.2.1	Correlaciones Empíricas.....	76
3.2.2	Métodos Mecanísticos.....	77
3.3	Rangos de Aplicabilidad de las correlaciones más importantes....	79
3.3.1	Duns y Ros.....	80
3.3.2	Hagedorn y Brown.....	80
3.3.3	Orkiszewski.....	81
3.3.4	Beggs y Brill.....	82
3.4	Correlaciones de Flujo Multifásico en Tubería Vertical.....	83
3.4.1	Poettman y Carpenter.....	85
3.4.1.1	Procedimiento de cálculo.....	85
3.4.1.2	Metodología.....	87
3.4.2	Duns y Ros.....	89
3.4.2.1	Procedimiento de cálculo.....	89
3.4.2.2	Metodología.....	99
3.4.3	Hagedorn y Brown.....	99
3.4.3.1	Procedimiento de cálculo.....	100
3.4.3.2	Metodología.....	107
3.4.4	Orkiszewski.....	107
3.4.4.1	Procedimiento de cálculo.....	108
3.4.4.2	Metodología.....	117
3.4.5	Beggs y Brill.....	118
3.4.5.1	Procedimiento de cálculo.....	120
3.4.5.2	Metodología.....	125

4	Análisis de Sensibilidad.....	126
4.1	Descripción de la Sensibilidad.....	126
4.2	Pozos a Analizar.....	127
4.3	Parámetros estadísticos para la comparación.....	128
4.3.1	Análisis Colorado 25 C-25.....	130
4.3.2	Análisis Colorado 36 C-36.....	133
4.3.3	Análisis Colorado 69 C-69.....	136
4.4	Resultado de Sensibilidad.....	139
	CONCLUSIONES.....	147
	RECOMENDACIONES.....	149
	BIBLIOGRAFÍA.....	150
	ANEXOS.....	152
	NOMENCLATURA.....	187

LISTA DE TABLAS

		Pag
Tabla 1	Clasificación del aceite de acuerdo a su densidad	24
Tabla 2	Coeficientes de Vázquez para R_s y p_b	28
Tabla 3	Coeficientes de Vázquez para B_0	28
Tabla 4	Coeficientes de Vázquez para C_0	29
Tabla 5	Coeficientes de Vázquez para m	29
Tabla 6	Valores comunes de rugosidad	50
Tabla 7	Valores Comunes de Eficiencia de Flujo para el gas	59
Tabla 8	Coeficientes de la ecuación 2.51 para diferentes patrones y direcciones de flujo	63
Tabla 9	Ventajas y Desventajas de los Patrones de Flujo	70
Tabla 10	Regímenes de flujo por Orkisewski	81
Tabla 11	Criterios en el desarrollo de las correlaciones	84
Tabla 12	Resumen de las correlaciones	84
Tabla 13	Límites de los patrones de flujo	109
Tabla 14	Relación de la ecuación a aplicar, con la velocidad de la mezcla y la fase continua	111
Tabla 15	Rangos para determinar el Patrón de Flujo por Beggs y Brill	122
Tabla 16	Coeficientes para determinar el hold up según el patrón de flujo	123
Tabla 17	Coeficientes para la corrección por inclinación	123
Tabla 18	Correlaciones y Modelos Mecánicos de Hysys 3.2	126
Tabla 19	Correlaciones y Modelos Mecánicos de Simulador Comercial	126
Tabla 20	Datos C-25	127
Tabla 21	Datos C-36	128
Tabla 22	Datos C-69	128
Tabla 23	Gradiente de Presión C-25 – Hysys	130
Tabla 24	Parámetros estadísticos C-25 – Hysys	131
Tabla 25	Gradiente de Presión C-25 – Simulador Comercial	132
Tabla 26	Parámetros estadísticos C-25 – Simulador Comercial	132
Tabla 27	Gradiente de Presión C-36 – Hysys	133
Tabla 28	Parámetros estadísticos C-36 – Hysys	134
Tabla 29	Gradiente de Presión C-36 – Simulador Comercial	135
Tabla 30	Parámetros estadísticos C-36 – Simulador Comercial	135

Tabla 31	Gradiente de Presión C-69 – Hysys	136
Tabla 32	Parámetros estadísticos C-69 – Hysys	137
Tabla 33	Gradiente de Presión C-69 – Simulador Comercia	138
Tabla 34	Parámetros estadísticos C-69 – Simulador Comercial	138

LISTA DE FIGURAS

	Pag
Figura 1 Factor de Compresibilidad para Gases Naturales (Standing y Katz)	37
Figura 2 Factor de compresibilidad para gases naturales a presiones pseudocrítica bajas	39
Figura 3 Factores de compresibilidad para gases a presiones pseudocríticas cercanas a la presión atmosférica	40
Figura 4 Gráfica ΔV_{wp}	43
Figura 5 Gráfica ΔV_{wT}	43
Figura 6 Densidad de la salmuera como función del porcentaje total de sólidos disueltos	44
Figura 7 Viscosidad del agua a Presión y Temperatura de yacimiento	45
Figura 8 Diagrama esquemático general del flujo	48
Figura 9 Diagrama de Moody	52
Figura 10 Ilustración de Hold-up	60
Figura 11 Mapa de Patrones de Flujo	69
Figura 12 Patrones de Flujo en Tubería Vertical	71
Figura 13 Correlación de la densidad del fluido	88
Figura 14 Correlación de datos de campo en pozos fluyentes y bombeo neumático para determinar el factor de fricción f	88
Figura 15 Regiones para la Correlación Duns y Ros	96
Figura 16 $F_1, F_2, F_3,$ y F_4 vs Número de la viscosidad del líquido $N_L \mu$	96
Figura 17 Factores L_1 Y L_2 vs el Número de diámetro de la tubería N_d	97
Figura 18 $F_5, F_6,$ y F_7 vs Número de la viscosidad del líquido $N_L \mu$	97
Figura 19 F_1 vs N_{Re}	98
Figura 20 Corrección de la Fricción de Burbuja	98
Figura 21 Correlación para el coeficiente C_{NL} del número de viscosidad	105
Figura 22 Correlación para el factor de hold up	105
Figura 23 Correlación para la segunda corrección	106
Figura 24 Correlación del factor de fricción	106
Figura 25 Mapa de patrones de flujo horizontal modificado	119
Figura 26 E2 C-25 – Hysys	131
Figura 27 E2 C-25 – Simulador Comercial	132
Figura 28 E2 C-36 – Hysys	134

Figura 29	E2 C-36 – Simulador Comercial	136
Figura 30	E2 C-69 – Hysys	137
Figura 31	E2 C-69 – Simulador Comercial	138
Figura 32	Comparación de Perfil de Presión C-25 – Método Hysys	140
Figura 33	Comparación de Perfil de Presión C-36 – Método Hysys	141
Figura 34	Comparación de Perfil de Presión C-69 – Método Hysys	141
Figura 35	Análisis del comportamiento de gradiente de Presión Colorado 25 Simulador comercial	142
Figura 36	Análisis del comportamiento de gradiente de Presión Colorado 36 Simulador comercial	143
Figura 37	Análisis del comportamiento de gradiente de Presión Colorado 69 Simulador comercial	144
Figura 38	Sensibilidad de Perfil de Presión variando diámetros de Tubing Colorado 25	145
Figura 39	Sensibilidad de Perfil de Presión variando diámetros de Tubing Colorado 36	145
Figura 40	Sensibilidad de Perfil de Presión variando diámetros de Tubing Colorado 69	146

LISTA DE ANEXOS

		Pag
Anexo 1	Ejemplo: Poettmann y Carpenter	152
Anexo 2	Ejemplo: Duns y Ros	155
Anexo 3	Ejemplo: Hagedorn y Brown	161
Anexo 4	Ejemplo: Orkisewski	168
Anexo 5	Ejemplo: Beggs y Brill	175
Anexo 6	Composición	180
Anexo 7	Resultado de la Simulación – Hysys C-25	181
Anexo 8	Resultado de la Simulación – Hysys C-36	183
Anexo 9	Resultado de la Simulación – Hysys C-69	185

RESUMEN

TÍTULO: EVALUACIÓN DE LA CAÍDA DE PRESIÓN EN TUBERÍA VERTICAL PARA FLUJO MULTIFÁSICO (LIQUIDO-GAS)¹

AUTORES: DIANA PATRICIA GUERRERO ARDILA
ANDERSSON STEFANN MONCADA CEBALLOS**

PALABRAS CLAVE: Flujo Multifásico, Correlaciones, Modelos Mecanísticos, Gradiente de presión

DESCRIPCIÓN

La frecuente ocurrencia de flujo bifásico gas-líquido durante el transporte de hidrocarburos desde el pozo a la superficie de la mano con los cambios generados en el gradiente de presión, son fenómenos que se deben valorar y precisar para optimizar el desempeño de un pozo. Esta mezcla presenta diferentes distribuciones de fases que da lugar a diversos patrones o regímenes de flujo, característica definida en la literatura como la más importante para el flujo multifásico. Existen numerosas correlaciones que ayudan a determinar el gradiente de presión para estos sistemas, obtenidas mediante estudios experimentales o pruebas a pequeña escala. La búsqueda del patrón de flujo ha sido el principal problema en cada una de ellas.

Conocer la eficiencia con que estas expresiones permiten calcular la caída de presión en una tubería vertical específicamente en el caso de flujo multifásico, es el objetivo principal de este trabajo, en el que se ha desarrollado un análisis de sensibilidad que busca valorar el gradiente presión por medio de múltiples correlaciones implementadas en el simulador de procesos Hysys y un simulador comercial, y comparar su resultado con algunos modelos mecanísticos, identificando así cual perfil se asemeja más al perfil de presión considerado como real en cada pozo.

¹ Proyecto de Grado

**Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Ingeniero de Petróleos Cesar Augusto Pineda Gómez

ABSTRACT

TITLE: EVALUATION OF PRESSURE DROP ON VERTICAL PIPES FOR MULTIPHASE FLOW (LIQUID-GAS)²

**AUTHORS: DIANA PATRICIA GUERRERO ARDILA
ANDERSSON STEFANN MONCADA CEBALLOS ****

KEYWORDS: Multiphase flow, Correlations, Mechanistic models, Gradient of pressure.

DESCRIPTION

The frequent occurrence of gas-liquid two-phase flow during the transport of hydrocarbons from the wellhead to the surface of the hand with the changes generated in the pressure gradient, are phenomena that must be assessed and set out to optimize the performance of a well. The mixture of gas and liquid is transported over long distances causing high pressure drop that influence the system design, this mixture presents different phase distributions creating different patterns or flow regimes, this feature has been defined in literature as the most important for multiphase flow. There are many correlations that help to determine the pressure gradient for these systems; they were obtained through experimental studies or small-scale tests. The search for the flow pattern has been the main problem in each one of them.

To know the efficiency with which these expressions calculate the pressure drop in a vertical pipe specifically in the case of multiphase flow, this is the main objective of this work, which has developed a sensitivity analysis that seeks to evaluate the pressure gradient through many correlations in Hysys simulator process and a commercial simulator, and to compare their results with some mechanistic models, thus identifying which profile is closer to the pressure profile considered real in each well.

² Graduation Project.

**Faculty Physical-Chemical Engineering. School of Petroleum Engineering. Director: Engineer of Petroleum. Cesar Augusto Pineda.

INTRODUCCIÓN

El flujo multifásico en tuberías se define como el movimiento concurrente de gases libres y líquidos, los cuales pueden existir dentro de la tubería como una mezcla homogénea, en baches de líquido con gas empujándolo, o pueden ir viajando paralelamente uno con otro, entre otras combinaciones que se pueden presentar.

La existencia del flujo multifásico y problemas asociados, se ha reconocido desde 1747; desde entonces han sido presentadas numerosas correlaciones y ecuaciones de flujo multifásico tanto para tuberías verticales como horizontales; sin embargo, las contribuciones más significativas se realizaron a partir de 1945.

La aplicación de correlaciones para predecir las pérdidas de presión en la tubería son extremadamente importantes en la industria del petróleo. Para cada caída de presión se requiere calcular las propiedades de los fluidos, y su influencia en la determinación de un modelo que represente el comportamiento de flujo de un ducto o pozo. Este concepto de flujo involucra un gran número de variables, se destacan los caudales de flujo, las propiedades físicas del fluido (viscosidad, densidad, tensión superficial), los diámetros y ángulos de inclinación de la tubería, entre otros. El problema se complica a causa de la presencia de muchos procesos como el deslizamiento entre fases, los patrones de flujo, el movimiento en la interfase del gas-líquido y la posible transferencia de calor y masa.

Algunas de las aplicaciones más importantes en el cálculo de las caídas de presión en la tubería son:

- Minimizar las pérdidas de energía en el flujo de fluidos del pozo a la superficie
- Determinar el diámetro apropiado de la tubería de producción
- Obtener el diseño apropiado de las instalaciones del sistema artificial de producción
- Determinar el diámetro y longitud adecuado de la tubería horizontal que transporta los fluidos de cabeza de pozo a la batería de separación.

En la industria petrolera determinar las características del flujo multifásico en tuberías es de gran importancia, ya que podrían suceder accidentes o problemas múltiples asociados a un mal cálculo.

En el capítulo 1 destacamos las propiedades más importantes del fluido que intervienen en el cálculo de gradiente de presión en flujo bifásico para tubería vertical, aquí mostramos diferentes maneras u opciones para determinar cada propiedad según los datos disponibles del fluido.

En el capítulo 2 mostramos las ecuaciones de flujo de fluidos necesarias en el cálculo de pérdidas de presión por fricción y elevación para líquidos y gases, además de otros factores como el número de Reynolds y eficiencia del flujo. También los conceptos de hold up y su importancia en los patrones de flujo.

En el capítulo 3 se encuentra la descripción de las correlaciones empleadas en la tesis para el análisis de la caída de presión para flujo multifásico en tubería vertical, teniendo en cuenta sus rangos de aplicabilidad y la forma de uso de estas correlaciones.

El último capítulo muestra el análisis de sensibilidad realizado para tres pozos de flujo natural con diferentes condiciones de: caudal, diámetro de tubing y profundidad; esto se hizo con el fin de evaluar la predicción de la caída de presión por las diferentes correlaciones a través de los simulador de procesos de Hysys y el simulador comercial para pozos verticales, además de analizar las propiedades que afectan el gradiente de presión.

1. PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS

La evaluación de las propiedades físicas de mezclas de hidrocarburos es un importante paso para el diseño de diferentes etapas de operación de un campo petrolero. Éstas varían conforme cambia la presión y la temperatura, por lo que la mayoría deben ser evaluadas constantemente.

El cálculo del gradiente de presión en un sistema de tuberías con dos o más fases fluyendo, requiere de la predicción de propiedades de los fluidos como el gas disuelto, los factores de formación, compresibilidad del aceite, la viscosidad en distintos puntos de la tubería. Estas propiedades normalmente se determinan en el laboratorio mediante el análisis de muestras de fluidos tomadas en el fondo de pozos o mediante una apropiada recombinación de muestras tomadas en superficie.

El conjunto de pruebas necesarias para determinar estas propiedades se denominan análisis de Presión- Volumen-Temperatura, P.V.T., y consiste en determinar relaciones entre presión, volumen y temperatura para una mezcla de hidrocarburos (líquido y gas) en particular.

Sin embargo, es bastante común no contar con suficiente información experimental, por lo que estas propiedades deben ser determinadas por analogía o mediante el uso de correlaciones empíricas.

1.1 Propiedades del aceite.

A continuación se presentan algunas definiciones básicas de los principales parámetros que se deben considerar según los objetivos del proyecto

- **Densidad del Aceite:** En la práctica común, el aceite se clasifica de acuerdo a su peso específico, y es expresado en una escala normalizada por el Instituto Estadounidense del Petróleo (American Petroleum Institute). Esta escala es llamada densidad API, o comúnmente conocida como grados API (°API).

La densidad en °API está definida como:

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{\gamma_o} - 131.5 \quad (1.1)$$

Donde,

γ_o = densidad relativa del aceite a condiciones estándar o aceite muerto

En la tabla 1 se muestra una clasificación del aceite crudo en términos de su densidad.

Tabla 1 Clasificación del aceite de acuerdo a su densidad

Aceite crudo	Densidad (gr/cm³)	Densidad (grados API)
Extra pesado	>1.0	<10.0
Pesado	1.01-0.92	10.1-22.3
Mediano	0.91-0.87	22.4-31.1
Ligero	0.86-0.83	31.2-39
Superligero	<0.83	>39

Fuente: Ingeniería de Yacimientos, José Ramón Rodríguez. 2007

- **Factor volumétrico del aceite (Bo):** Es el volumen que ocupa un barril de aceite con su gas disuelto a condiciones de yacimiento (presión y temperatura de yacimiento) por cada barril a condiciones estándar. Esta es una medida del encogimiento volumétrico del aceite del yacimiento a condiciones de superficie.

$$B_o = \frac{(V_o)_{p,T}}{(V_o)_{cs}} \quad (1.2)$$

- **Factor volumétrico total (Bt):** Es también llamado factor de volumen de las dos fases, es decir, cuando la presión está por debajo de la presión de burbujeo. El Bt a diferencia del Bo, considera también el gas que se liberó en el yacimiento al bajar la presión por debajo de la presión de burbujeo.

$$B_t = B_o + B_g(R_{sb} - R_s) \quad (1.3)$$

Al analizar la ecuación podemos observar que al restar la $R_{sb} - R_s$ nos da la cantidad de gas liberado en el yacimiento debido a la disminución de la presión, y se multiplica por el factor de volumen del gas para que ese gas este a condiciones de yacimiento

- **Relación de solubilidad (Rs):** La relación de solubilidad se define como el volumen de gas disuelto en un barril de aceite a condiciones estándar. La Rs aumenta cuando se incrementa la presión hasta llegar a la presión de burbujeo del aceite, arriba de este punto la Rs se mantiene constante, donde el aceite también es llamado subsaturado (arriba de la presión de saturación).
- **Tensión superficial (σ):** Es la tendencia de un líquido a ofrecer la mínima superficie libre, es decir, la superficie líquida en contacto con un gas tiende a contraerse. Es una medida del inequilibrio en las fuerzas moleculares interfaciales para dos fases en contacto. En el flujo multifásico en tuberías los valores de la tensión superficial o interfacial gas-líquido y líquido-líquido, son usados para determinar patrones de flujo y hold up³ del líquido.
- **Viscosidad del aceite (μ_o):** La viscosidad es una medida de la resistencia al flujo ejercida por un fluido, y sus unidades son usualmente centipoises (cp). La viscosidad, como otras propiedades físicas de los líquidos es afectada por la presión y la temperatura. Un incremento en la temperatura causa una disminución en la viscosidad. Una disminución en la presión ocasiona una disminución en la viscosidad, con la condición de que el único efecto de la presión es comprimir el líquido. En los yacimientos de aceite la viscosidad también se ve afectada, debido a que una disminución en la cantidad de gas en solución en el aceite causa un aumento de la viscosidad del aceite, y por supuesto, la cantidad de gas en solución está en función directa de la presión.

1.1.1 Propiedades del Aceite Saturado

Cuando se ha alcanzado una presión igual o inferior a la presión de burbujeo (P_b), el aceite empieza a liberar las primeras burbujas de gas que estaban disueltos en él, a éste aceite se le denomina aceite saturado. Hay diversos tipos de correlaciones con las cuales se pueden obtener las propiedades del aceite saturado.

³ Ver capítulo 2, sección 2.2

1.1.1.1 Correlación de Standing

Esta correlación establece las relaciones empíricas observadas de la presión de saturación, el factor del volumen del aceite a la presión de saturación y el factor del volumen a las dos fases en función de la relación gas-aceite, densidad del aceite, densidad del gas, presión y temperatura; esto como resultado de la separación instantánea en dos etapas a 100°F, donde la primera etapa se realizó en un rango de presión de 250 a 450 psi y la segunda etapa a presión atmosférica. Ésta correlación está hecha en base a aceites y gases producidos en California.

La presión de saturación del aceite se correlacionó de la siguiente forma:

$$P_b = 18 \left(\left(\frac{R_s}{\gamma_{gd}} \right)^{0.83} 10^{(0.00091T - 0.0125^\circ API)} \right) \quad (1.4)$$

Despejando R_s de la ecuación anterior se tiene:

$$R_s = \gamma_{gd} \left(\left(\frac{P_b}{18} \right) 10^{(0.0125^\circ API - 0.00091T)} \right)^{\left(\frac{1}{0.83} \right)} \quad (1.5)$$

El factor volumétrico del aceite fue relacionado con la relación gas disuelto-aceite, temperatura, densidad relativa del gas y densidad del aceite. El factor volumétrico por debajo de la P_b (B_o) obtenido fue:

$$B_o = 0.972 + 0.000147 (F)^{1.175} \quad (1.6)$$

Donde,

$$F = R_s \left(\frac{\gamma_{gd}}{\gamma_o} \right)^{0.5} + 1.25 T \quad (1.7)$$

Para obtener el B_o por arriba de la P_b se utiliza la siguiente ecuación

$$B_o = B_{ob} * e^{c_o(P_b - P)} \quad (1.8)$$

Donde B_{ob} puede ser calculado en la Ecuación 1.6, reemplazando R_s por R_p en la Ecuación 1.7. C_o se puede calcular por medio de la correlación de Vásquez con la Ecuación 1.14.

1.1.1.2 Correlación de Vázquez

En el desarrollo de la correlación de VAZQUEZ se encontró que todas las propiedades de los fluidos podían ser correlacionadas como función de la presión, temperatura, densidad del gas y del aceite. La densidad del gas es un fuerte parámetro a correlacionar desafortunadamente, es una de las variables mas cuestionadas por su veracidad, porque depende de las condiciones a las cuales se separa el gas del aceite. Por esta razón, se decidió usar la densidad del gas obtenida de condiciones particulares de presión de separación en todas las correlaciones que requieren la densidad del gas. El valor de 100 psig se utiliza como referencia por ser la presión mínima a la que el aceite se encoge por una prueba de separación disponible.

Por lo tanto, es el objetivo de este estudio utilizar las demás correlaciones, corrigiendo la densidad del gas de un resultado de separación a 100 psig, el análisis de regresión dio como resultado la siguiente ecuación para corregir la densidad del gas para las condiciones de separador

$$\gamma_{gs} = \gamma_{gp} \left(1 + 5.912 \times 10^{-5} (API)(T_s) \cdot \log \left(\frac{p_s}{114.7} \right) \right) \quad (1.9)$$

La correlación para determinar R_s se afino dividiendo los datos en los dos grupos, de acuerdo con la densidad del aceite de 30° API, se obtuvo la siguiente ecuación a partir del análisis de regresión y 5008 datos medidos:

$$R_s = C_1 \cdot \gamma_{gs} \cdot p^{c_2} \cdot e^{\left(c_3 \frac{°API}{(T+460)} \right)} \quad (1.10)$$

Para obtener la presión de burbujeo despejamos de la ecuación anterior:

$$p_b = \left[\frac{R \cdot e^{\left(c_3 \frac{°API}{(T+460)} \right)}}{C_1 \cdot \gamma_{gs}} \right]^{\frac{1}{C_2}} \quad (1.11)$$

Los valores de los coeficientes en las ecuaciones 1.10 y 1.11 anteriores se obtienen de la siguiente tabla.

Tabla 2 Coeficientes de Vázquez para R_s y p_b

Coeficiente	$^{\circ}API \leq 30^{\circ}$	$^{\circ}API \geq 30^{\circ}$
C_1	0.0362	0.0178
C_2	1.0937	1.187
C_3	25.724	23.931

Fuente: Correlaciones Numéricas PVT, Ing. Carlos Banzer, 1996

La expresión que se obtuvo para determinar el factor de volumen para aceite saturado⁴ fue una correlación como función del gas disuelto, temperatura, densidad del aceite y densidad del gas: ($p \leq p_b$).

$$B_o = 1 + C_1 \cdot R_s + C_2(T - 60) \left(\frac{^{\circ}API}{\gamma_{gs}} \right) + C_3 \cdot R_s(T - 60) \left(\frac{^{\circ}API}{\gamma_{gs}} \right) \quad (1.12)$$

Los valores de los coeficientes para B_o (ecuación 1.12) se obtienen de la tabla siguiente

Tabla 3 Coeficientes de Vázquez para B_o

Coeficiente	$^{\circ}API \leq 30^{\circ}$	$^{\circ}API \geq 30^{\circ}$
C_1	4.677×10^{-4}	0.00467
C_2	1.751×10^{-5}	0.000011
C_3	-1.811×10^{-8}	1.337×10^{-9}

Fuente: Correlaciones Numéricas PVT, Ing. Carlos Banzer, 1996

La expresión que se obtuvo para determinar el factor de volumen para aceite subsaturado es la siguiente:

$$B_o = B_{ob} \cdot e^{[c_0(p-p_b)]} \quad (1.13)$$

Y la correlación para la compresibilidad del aceite; C_o se desarrolló como función de $R_s, T, \gamma_g, \gamma_o$ y p ; con 4036 datos medidos por medio de un modelo de regresión lineal:

$$C_o = \frac{a_1 + a_2 \cdot R_s + a_3 \cdot T + a_4 \cdot \gamma_{gs} + a_5 \cdot ^{\circ}API}{p \times 10^5} \quad (1.14)$$

⁴ Otras correlaciones para determinar las propiedades del aceite saturado (p_b, R_s, B_o) se encuentran en: Correlaciones Numéricas PVT, Ing. Carlos Banzer, 1996. Pag (48-60)

Donde,

Tabla 4 Coeficientes de Vázquez para C_0

a₁	-1443
a₂	5
a₃	17.2
a₄	-1180
a₅	12.61

Fuente: Correlaciones Numéricas PVT, Ing. Carlos Banzer, 1996

Como la presión incrementa en un aceite subsaturado, la viscosidad también incrementa. Para obtener la viscosidad a la presión de burbujeo se utiliza la correlación de Beggs y Robinson.

$$\mu_o = \mu_{ob} \left(\frac{p}{p_b} \right)^m \quad (1.15)$$

Donde:

$$m = c_1 \cdot p^{c_2} \cdot e^{(c_3 + c_4 \cdot p)} \quad (1.16)$$

Tabla 5 Coeficientes de Vázquez para m

C₁	2,6
C₂	1.187
C₃	-11.513
C₄	-8.98x10 ⁻⁵

Fuente: Correlaciones Numéricas PVT, Ing. Carlos Banzer, 1996

1.1.1.3 Densidad del aceite Saturado

Con la siguiente expresión se calcula la densidad del aceite saturado

$$\rho_o = \frac{62.4 \gamma_o + 0.01362 * R_s * \gamma_{gd}}{B_o} \quad (1.17)$$

Donde,

$$\gamma_o = \frac{141.5}{131.5 + ^\circ API} \quad (1.18)$$

1.1.1.4 Viscosidad del aceite Saturado

La siguiente ecuación representa la viscosidad del aceite saturado propuesta por Beegs y Robinson, y está basada en 2073 mediciones de viscosidad de aceite saturado

$$\mu_o = a(\mu_{om})^b \quad (1.19)$$

Donde,

$$a = 10.715(R_s + 100)^{-0.515}$$

$$b = 5.44 (R_s + 150)^{-0.3388}$$

Para obtener la viscosidad del aceite muerto ($P= 1 \text{ atm}$) tenemos que:

$$\mu_{om} = 10^X - 1 \quad (1.20)$$

Donde,

$$X = Y * T^{-1.163}$$

$$Y = 10^Z$$

$$Z = 3.0324 - 0.02023 \text{ } ^\circ API$$

1.1.1.5 Tensión superficial del aceite saturado

$$\sigma_o = (42.4 - 0.047 T - 0.267 \text{ } ^\circ API) e^{(-0.0007 P)} \quad (1.21)$$

1.1.2 Propiedades del Aceite Subsaturado

1.1.2.1 Compresibilidad

La compresibilidad del aceite subsaturado puede ser calculado con la ecuación 1.14 de la correlación de Vásquez

1.1.2.2 Densidad del Aceite Subsaturado

La densidad del aceite por arriba de la presión de burbujeo es la siguiente:

$$\rho_o = \rho_{ob} \cdot e^{(C_o(p-p_b))} \quad (1.22)$$

Donde:

$$\rho_{ob} = \frac{62.4 \cdot \gamma_o + 0.01362 \cdot R \cdot \gamma_{gd}}{B_{ob}} \quad (1.23)$$

γ_o , ρ_{ob} es la densidad del aceite a la presión de burbujeo, por lo que $B_o = B_{ob}$

1.1.2.3 Viscosidad del Aceite Subsaturado

La viscosidad del aceite arriba de la presión de burbuja se obtiene mediante:

$$\mu_o = \mu_{ob} \left(\frac{p}{p_b} \right)^m \quad (1.24)$$

Donde:

$$m = 2.6 P^{1.187} * 10^{[-0.000039 \cdot p - 5]} \quad (1.25)$$

1.1.2.4 Factor volumétrico del Aceite Subsaturado

Para el aceite subsaturado se tiene la correlación de kartoatmodjo y schmist, z.

$$B_o = B_{ob} \cdot e^{(-C_o(p-p_b))} \quad (1.26)$$

1.2 Propiedades del Gas Natural

1.2.1 Densidad relativa del gas

En los cálculos de las propiedades de los fluidos se utilizan tres tipos de densidades relativas del gas, por lo que es conveniente distinguirlas:

La densidad relativa que generalmente se tiene como dato es la de gas producido (γ_g). Cuando no se tiene como dato se puede calcular de la siguiente manera:

$$\gamma_g = \frac{\sum_{i=1}^n \gamma_{gi} \cdot q_{gi}}{q_g} \quad (1.27)$$

Donde:

n = número de etapas de separación

γ_{gi} = Densidad relativa del gas de salida del separador i

q_{gi} = Caudal a la salida del separador i $\left(\frac{ft^3}{d}\right)_{cs}$

La densidad relativa del gas disuelto puede obtenerse con la correlación de Katz

$$\gamma_{gd} = 0.25 + 0.02 \cdot \text{°API} + R_s \times 10^6 \cdot (0.6874 - 3.5864 \text{ °API}) \quad (1.28)$$

El gas que primero se libera es principalmente metano ($\gamma = 0.55$). Al declinar la presión se vaporizan hidrocarburos con mayor peso molecular, aumentando tanto γ_{gf} como γ_{gd} . Por lo tanto:

$$\gamma_{gd} \geq \gamma_{gf} \geq 0.55$$

El valor de la densidad relativa del gas libre γ_{gf} puede obtenerse de un balance másico:

$$w_g = w_{gd} + w_{gf} \quad (1.29)$$

Donde,

$$w_g = \frac{0.0764 \cdot R \cdot q_o \cdot \gamma_g}{86400} \quad (1.30)$$

$$w_g = R \left(\frac{ft_g^3}{bl_o} \right)_{cs} (q_o) \left(\frac{bl_o \text{ cs}}{día} \right) \left(\frac{1 \text{ día}}{86400 \text{ seg}} \right) (0.0764) \left(\frac{lb_{aire}}{ft_{aire}^3 \text{ cs}} \right) (\gamma_g) \left(\frac{\frac{lb_g}{ft_g^3 \text{ cs}}}{\frac{lb_{aire}}{ft_{aire}^3 \text{ cs}}} \right)$$

$$w_{gd} = \frac{0.0764 \cdot R_s \cdot q_o \cdot \gamma_{gd}}{86400} \quad (1.31)$$

$$w_{gfd} = \frac{0.0764 \cdot R_s \cdot q_o \cdot \gamma_{gfd}}{86400} \quad (1.32)$$

Sustituyendo las ecuaciones 1.30, 1.31 y 1.32 en 1.29 y despejando γ_{gfd} se tiene:

$$\gamma_{gfd} = \frac{R \cdot \gamma_g - R_s \cdot \gamma_{gd}}{R - R_s} \quad (1.33)$$

1.2.2 Factor volumétrico del gas

Se define como el volumen que ocupa un ft^3 de gas medido a condiciones de yacimiento por cada ft^3 de gas medido a condiciones estándar.

$$B_g = \frac{(V_g)_{p,T}}{(V_g)_{cs}} \quad (1.34)$$

De la ecuación de los gases y asumiendo constante el número de moles, n, tenemos:

$$n \cdot R = \frac{p \cdot V}{Z \cdot (T + 460)} = \left(\frac{p \cdot V}{Z \cdot (T + 460)} \right)_{cs} = cte \quad (1.35)$$

$$B_g = \frac{V}{V_{cs}} = \frac{p_{cs} \cdot Z \cdot (T + 460)}{p \cdot Z_{cs} \cdot (T_{cs} + 460)} \quad (1.36)$$

$$B_g = \frac{(14.7) \cdot Z \cdot (T + 460)}{p \cdot (1.0) \cdot (520)}$$

$$B_g = 0.02827 \frac{Z \cdot (T + 460)}{p} \quad (1.37)$$

1.2.3 Densidad del gas

Es el peso molecular por unidad de volumen de un gas a ciertas condiciones de presión y temperatura. En unidades de campo la densidad del gas se expresa en lb_m/ft^3

La densidad del gas se puede calcular mediante muchas ecuaciones de estado dependiendo del tipo de gas, la composición, las condiciones de presión y temperatura, y el grado de sofisticación. Aquí mencionaremos las dos formas más comúnmente usadas para calcular la densidad del gas:

a) Mediante la ecuación de estado para gases reales:

$$p \cdot V = Z \cdot n \cdot R \cdot (T + 460) \quad (1.38)$$

El número de moles se puede obtener de:

$$n = \frac{m}{M_a \cdot \gamma_{gf}} \quad (1.39)$$

Combinando las dos ecuaciones y resolviendo para determinar la densidad del gas tenemos:

$$\rho_g = \frac{M}{V} = \frac{28.96 p \cdot \gamma_{gf}}{Z \cdot 10.72 \cdot (T + 460)} = 2.7 \frac{p \cdot \gamma_{gf}}{Z \cdot (T + 460)} \quad (1.40)$$

b) Mediante el factor de volumen el gas, el cual es más consistente cuando se maneja aceite y agua, tenemos que:

$$\rho_g = \frac{\rho_{g_{CS}}}{B_g} \quad (1.41)$$

Donde,

$$\rho_{g_{cs}} = \gamma_{gf} (0.0764)$$

$$\rho_g = \frac{0.0764 \cdot \gamma_{gf}}{B_g} \quad (1.42)$$

Sustituyendo B_g (Ecuación 1.36) en la ecuación 1.42, obtenemos:

$$\rho_g = \frac{2.7044 \cdot p \cdot \gamma_{gf}}{Z \cdot (T + 460)} \quad (1.43)$$

1.2.4 Factor de compresibilidad

Se denomina también factor de desviación o factor de supercompresibilidad. Es un factor que se introduce en la ley de los gases ideales para tomar en cuenta la desviación que experimenta un gas real con respecto a un gas ideal. Tomando en cuenta este factor de compresibilidad, la ecuación queda como:

$$p \cdot V = Z \cdot n \cdot R (T + 460) \quad (1.44)$$

Existen diferentes correlaciones para calcular las propiedades pseudocríticas del gas. Las curvas correspondientes a los gases han sido establecidas utilizando gases de separadores y vapores son obtenidos en los tanques de almacenamiento.

La ecuación para obtener la temperatura y presión pseudocrítica para gases superficiales es:

$$T_{pc} = 167 + 316.67 \cdot \gamma_{gf} \quad (1.45)$$

$$P_{pc} = 702.5 - 50 \cdot \gamma_{gf} \quad (1.46)$$

La ecuación para obtener la temperatura y presión pseudocríticas para gases húmedos es:

$$T_{pc} = 238 + 210 \cdot \gamma_{gf} \quad (1.47)$$

$$P_{pc} = 740 - 100 \cdot \gamma_{gf} \quad (1.48)$$

Las ecuaciones para calcular la temperatura y presión pseudoreducidas son:

$$T_{pr} = \frac{T + 460}{T_{pc}} \quad (1.49)$$

$$P_{pr} = \frac{p}{P_{pc}} \quad (1.50)$$

Para calcular Z mediante ecuaciones, se hace iterando, suponiendo un valor inicial para factor de compresibilidad (Z_{sup}) con la que se obtiene ρ_r de la siguiente ecuación 1.51:

$$\rho_r = \frac{0.27 \cdot P_{pr}}{Z_{sup} \cdot T_{pr}} \quad (1.51)$$

Con esta ρ_r se obtiene un valor para Z, que es Z_{cal} con:

$$Z = 1 + \left(A_1 + \frac{A_2}{T_{pr}} + \frac{A_3}{T_{pr}^3} \right) \cdot \rho_r + \left(A_4 + \frac{A_5}{T_{pr}} \right) \cdot \rho_r^2 + \left(\frac{A_5 \cdot A_6 \cdot \rho_r^5}{T_{pr}} \right) + \left(\frac{A_7 \cdot \rho_r^2}{T_{pr}^3} \right) \cdot (1 + A_8 \cdot \rho_r^2) \cdot e^{(-A_8 \cdot \rho_r^2)} \quad (1.52)$$

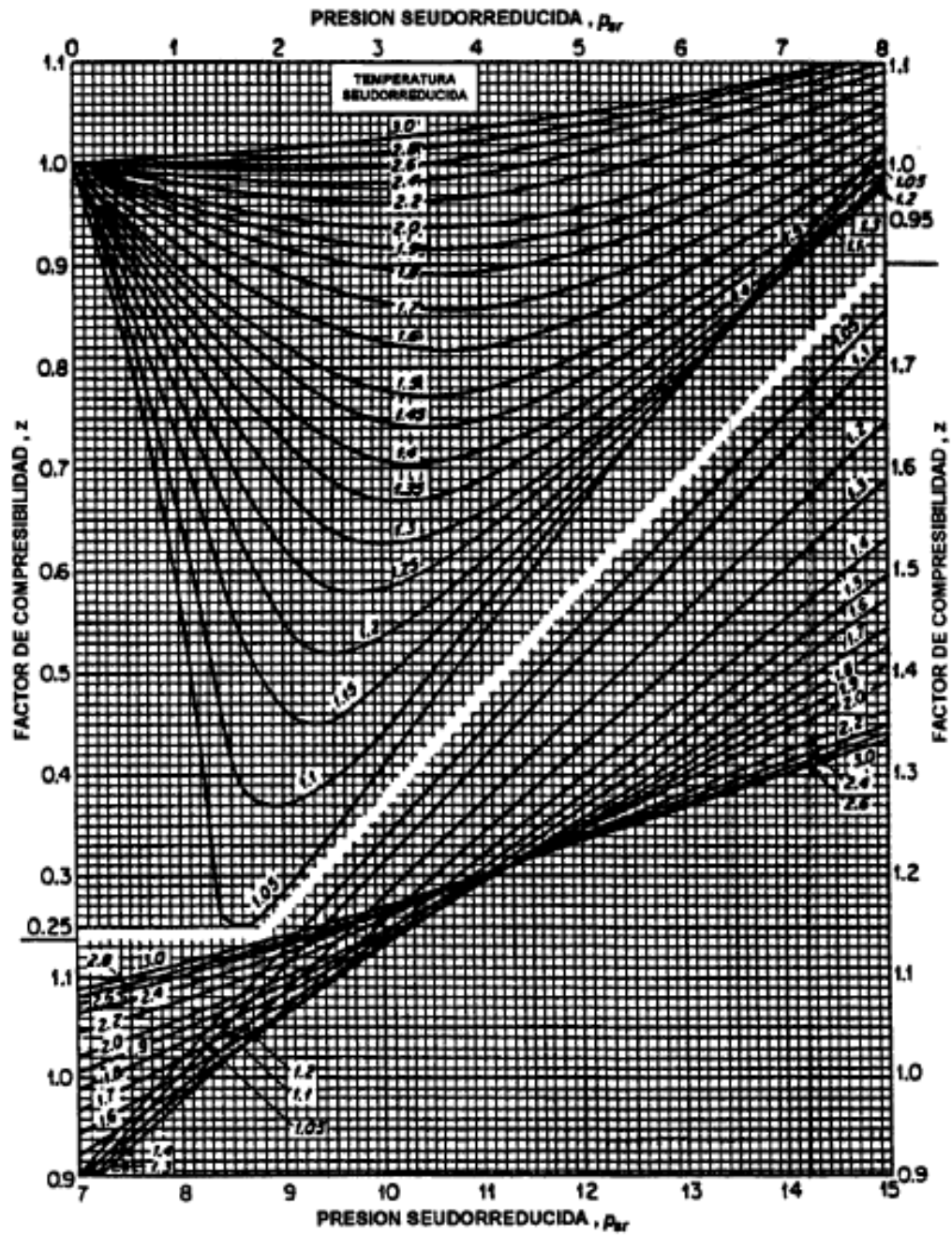
Donde,

$$\begin{array}{llll} A_1 = 0.31506 & A_2 = -1.0467 & A_3 = -0.5783 & A_4 = 0.5353 \\ A_5 = -0.6123 & A_6 = -0.6123 & A_7 = 0.68157 & A_8 = 0.68446 \end{array}$$

Si: $|Z_{sup} - Z_{cal}| \leq 0.0001$, entonces Z_{cal} es el valor del factor de compresibilidad correcto, si no, se sigue iterando haciendo $Z_{cal} = Z_{sup}$, hasta llegar al rango de error máximo o tolerancia definida. Un valor de tolerancia aceptable es 0.0001.

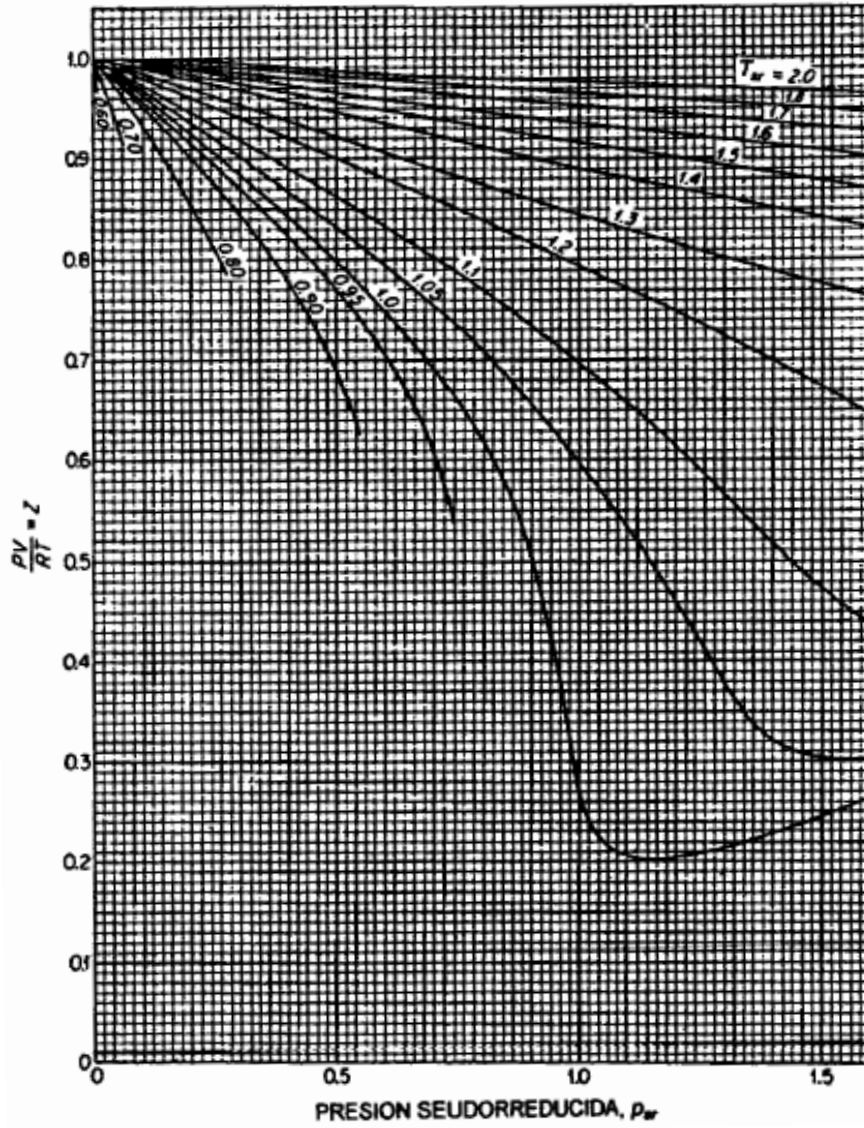
Otra forma de calcular el factor de compresibilidad Z, es mediante la correlación gráfica de la figura 1 que Standing y Katz hicieron siguiendo con el trabajo de Brown, basándose en las presiones y temperaturas pseudoreducidas. Esta gráfica puede ser utilizada para tomar el primer valor de Z_{sup} . Para presiones pseudoreducidas bajas o cercanas a la presión atmosférica, el factor de compresibilidad Z se determina mediante las graficas de las figuras 2 y 3, las cuales son exclusivamente para gases naturales que contengan bajas cantidades de CO_2 Y H_2S .

Figura 1 Factores de Compresibilidad para Gases Naturales (Standing y Katz)



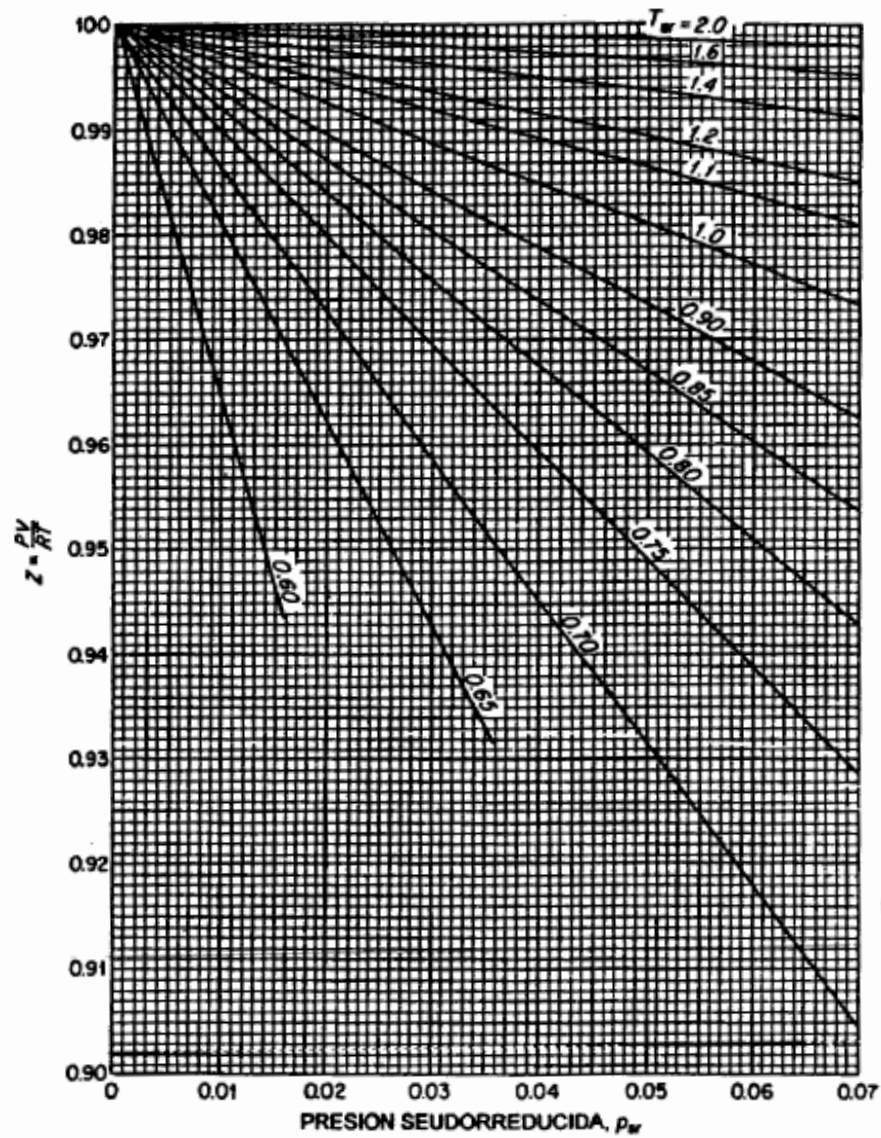
Fuente: Correlaciones Numéricas PVT, Ing. Carlos Banzer, 1996

Figura 2 Factores de compresibilidad para gases naturales a presiones pseudocrítica bajas



Fuente: Correlaciones Numéricas PVT, Ing. Carlos Banzer, 1996

Figura 3 Factores de compresibilidad para gases a presiones pseudocríticas cercanas a la presión atmosférica.



Fuente: Correlaciones Numéricas PVT, Ing. Carlos Banzer, 1996

1.2.5 Propiedades de gases que contienen N_2 , CO_2 y H_2S

Correcciones para el factor de compresibilidad del gas por presencia de gases contaminantes

Los gases naturales a menudo contienen componentes contaminantes como lo son: el dióxido de carbono, nitrógeno y ácido sulfhídrico. En gases que contienen menos del 5% de dicha concentración se considera despreciable el efecto sobre el

factor Z; concentraciones mayores al 5% de gases contaminantes pueden causar un error substancial en el cálculo de Z, por lo cual requiere una corrección.

Las propiedades pseudocriticas de gases que contienen cantidades apreciables de CO_2 y H_2S , pueden calcularse por el método de Standing-Katz, modificando por Wichert y Aziz. La modificación de este método consiste en usar un factor de ajuste (ε_3) para calcular la presión y temperaturas pseudocriticas:

$$T'_{pc} = T_{pc} - \varepsilon_3 \quad (1.53)$$

$$P'_{pc} = \frac{P_{pc} \cdot T'_{pc}}{(T_{pc} + y_{H_2S}(1 - y_{H_2S})\varepsilon_3)} \quad (1.54)$$

ε_3 Se determina con base en las fracciones molares CO_2 y H_2S de la siguiente manera:

$$\varepsilon_3 = 120 (A^{0.9} - A^{1.6}) + 15 (y_{H_2S}^{0.5} - y_{H_2S}^4) \quad (1.55)$$

Donde,

$$A = y_{H_2S} + y_{CO_2}$$

Los valores de T'_{pc} y P'_{pc} obtenidos, se usan en lugar de T_{pc} y P_{pc} para el cálculo del factor de compresibilidad en gases con presencia de contaminantes.

1.2.6 Viscosidad del gas

La viscosidad del gas se obtiene con la correlación de Lee

$$\mu_g = K \times 10^{-4} \cdot e^{\left(X \left(\frac{\rho_g}{62.428}\right)^Y\right)} \quad (1.56)$$

Donde,

$$K = \frac{(9.4 + 0.5792 \cdot \gamma_{gf})(T + 460)^{1.5}}{(209 + 550.24 \cdot \gamma_{gf} + (T + 460))}$$

$$Y = 2.4 - 0.2 \cdot X$$

$$X = 3.5 + \frac{986}{(T + 460)} + 0.2896 \cdot \gamma_{gf}$$

1.2.7 Corrección de la viscosidad del gas por presencia de gases contaminantes

La viscosidad del gas natural corregida, se obtiene con las siguientes expresiones (Correlación de Carr).

$$\mu_g = \mu_{gc} + C_{N_2} + C_{CO_2} + C_{H_2S} \quad (1.57)$$

Donde,

$$C_{N_2} = y_{N_2}(8.48x10^{-3} \cdot \log \gamma_g + 9.59x10^{-3})$$

$$C_{CO_2} = y_{CO_2}(9.08x10^{-3} \cdot \log \gamma_g + 6.24x10^{-3})$$

$$C_{H_2S} = y_{H_2S}(8.49x10^{-3} \cdot \log \gamma_g + 3.73x10^{-3})$$

μ_{gc} = Viscosidad del gas natural calculada

1.3 Propiedades del agua saturada

El agua normalmente se encuentra presente en los yacimientos de hidrocarburos, por lo tanto, es importante el conocimiento de ciertas propiedades de estas aguas connatas, intersticiales o de formación; las propiedades físicas del agua, solubilidad, factor de volumen de formación, viscosidad, tensión superficial y compresibilidad juegan un valor importante en los cálculos de flujo multifásico. Así, La densidad relativa o densidad del agua es también muy importante y está disponible de los análisis de agua en campo.

1.3.1 Factor volumétrico del agua

El factor volumétrico del agua, B_w en BY/BN, en forma similar al petróleo, se define como el volumen que ocupa en el yacimiento la unidad volumétrica de agua a CN más su gas en solución. El valor de B_w depende lógicamente de presión, temperatura y de la salinidad del agua que afecta la solubilidad.

$$B_w = \frac{(V_w)_{p,T}}{(V_w)_{cs}} \quad (1.58)$$

Correlación de Mc Cain, WD.

Esta correlación se presenta en la figura 1.4 y 1.5, donde el cambio del volumen durante la reducción de presión es representado por ΔV_{wp} , y el cambio en el volumen debido a la reducción de la temperatura a 60°F es representado por ΔV_{wT} como funciones de presión y temperatura. El factor volumétrico del agua puede determinarse utilizando estos valores mediante la siguiente ecuación:

$$B_w = (1 + \Delta V_{wp})(1 + \Delta V_{wT}) \quad (1.59)$$

Un ajuste de las curvas de la figura 4 y 5 está dado mediante las siguientes ecuaciones.

$$\Delta V_{wT} = -1.0001 \times 10^{-2} + 1.33391 \times 10^{-4}T + 5.50654 \times 10^{-7}T^2 \quad (1.60)$$

$$\Delta V_{wp} = -1.95301 \times 10^{-9}pT - 1.72834 \times 10^{-4}p^2T - 3.58922 \times 10^{-7}p^2 \quad (1.61)$$

Donde p en lpcia y T en °F

Mc Cain indica que el método es válido para aguas con concentraciones de salmuera que varían, puesto que los efectos de la concentración de la salmuera en V_{wp} y ΔV_{wT} se están compensando.

Los factores del volumen del agua de formación sobre la presión del punto de burbujeo se calculan de la misma manera que para los sistemas gas-aceite.

$$B_w = B_{ob} \cdot e^{(-C_w(P-P_b))} \quad (1.62)$$

Figura 4 Gráfica ΔV_{wp}

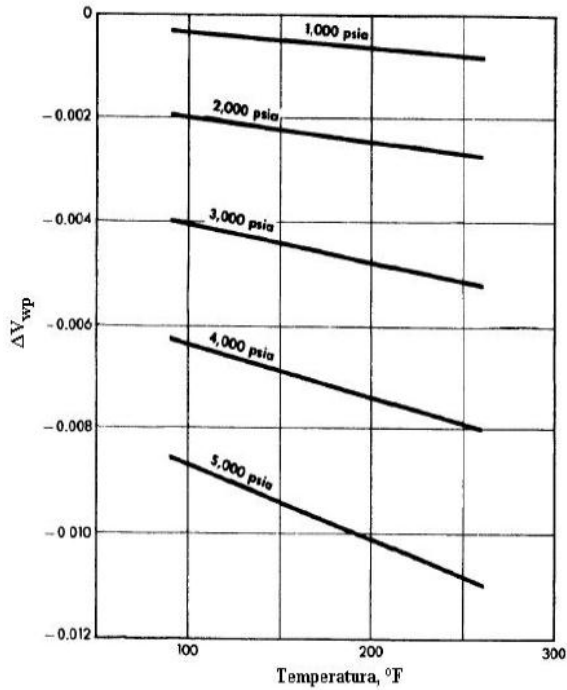
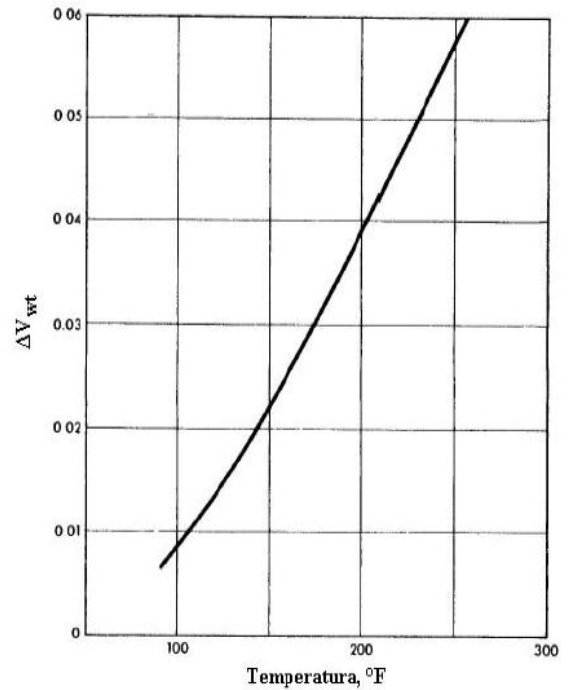


Figura 5 Gráfica ΔV_{wT}



Fuente: Correlaciones Numéricas PVT, Ing. Carlos Banzer, 1996

1.3.2 Densidad del agua⁵

La densidad del agua, ρ_w en lbs/ft^3 , puede ser determinada utilizando la misma aproximación que para un sistema gas-petróleo, excepto que los efectos del gas en solución normalmente son despreciados.

$$\rho_w = \frac{\rho_w \text{ c.s.}}{B_w} = 62.4 \frac{\gamma_w \text{ c.s.}}{B_w} \quad (1.63)$$

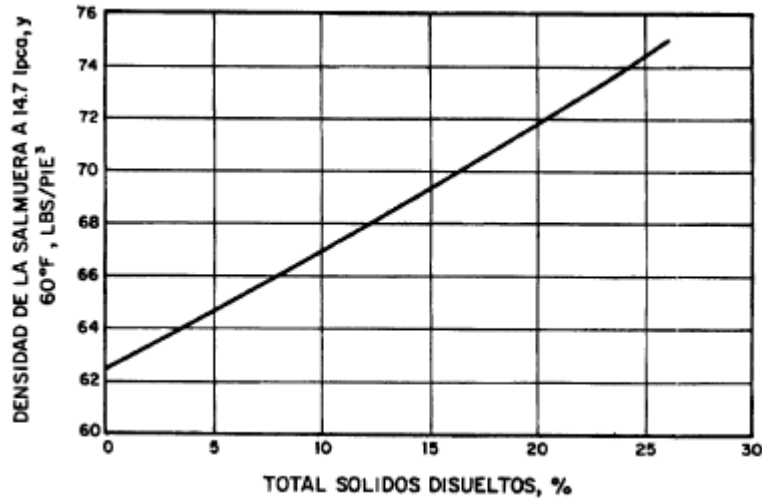
La gravedad específica del agua de formación, γ_w puede ser estimada mediante la siguiente ecuación si se conoce la concentración de sólidos disueltos.

$$\gamma_w = 1.0 + 0.695 \times 10^{-6} \cdot S \quad (1.64)$$

⁵ Otras correlaciones para determinar las propiedades del agua saturada y ejemplos se encuentran en: Correlaciones Numéricas PVT, Ing. Carlos Banzer, 1996. Pag (114-133)

La densidad del agua a condiciones estándar está en función de los sólidos disueltos, ésta puede ser obtenida con la siguiente figura.

Figura 6 Densidad de la salmuera como función del porcentaje total de sólidos disueltos



Fuente: Correlaciones Numéricas PVT, Ing. Carlos Banzer, 1996

1.3.3 Viscosidad del agua

La viscosidad del agua, μ_w en cp. depende de la presión, temperatura y de la cantidad de sólidos disueltos en ella. Así, la viscosidad del agua es directamente proporcional a la presión y a la concentración de sólidos, e inversamente proporcional a la temperatura y gas en solución. El efecto de la temperatura sobre la viscosidad del agua se muestra en la figura por Van Wingen, la curva de ésta figura 7 sugiere que los efectos de presión y salinidad son despreciables.

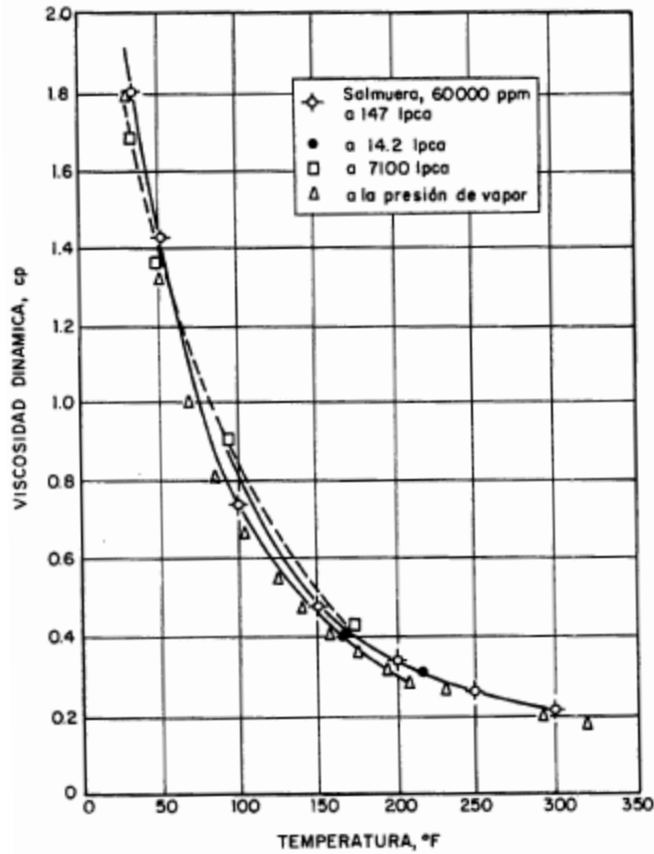
Correlación de Van Wingen.

Esta ecuación sugiere que los efectos de presión y salinidad son despreciables.

$$\mu_w = e^{(1.003 - 1.479 \times 10^{-2} T + 1.982 \times 10^{-5} T^2)} \quad (1.65)$$

Donde, μ_w en cp. Y T en °F

Figura 7 Viscosidad del agua a Presión y Temperatura de yacimiento



Fuente: Correlaciones Numéricas PVT, Ing. Carlos Banzer, 1996

1.3.4 Tensión superficial agua-gas

$$\sigma_{w1} = 52.5 - 0.006 \cdot (\bar{P}) \quad (1.66)$$

$$\sigma_{w2} = 76 \cdot e^{(-0.00025 \cdot \bar{P})} \quad (1.67)$$

$$\sigma_w = \left(\frac{280 - T}{206} \right) \cdot (\sigma_{w2} - \sigma_{w1}) + \sigma_{w1} \quad (1.68)$$

1.3.5 Solubilidad del gas en agua

La razón de gas disuelto(o gas solución) en agua o solubilidad en el agua, se define como el número de pies cúbicos normales de gas que pueden disolverse en un barril de agua cuando ambos son llevados a las condiciones de presión y

temperatura de yacimiento. La solubilidad de los hidrocarburos gaseosos es inversamente proporcional a su peso molecular, así el metano es mas soluble que el etano y el etano mas soluble que el propano. Ahmed recomienda el uso de la correlación solubilidad del gas en agua, la cual se muestra a continuación.

$$R_{sw} = A + B \cdot p + C \cdot p^2 \quad (1.69)$$

Donde:

$$A = 2.12 + (3.45 \times 10^{-3}) T - (3.59 \times 10^{-5}) T^2 \quad (1.70)$$

$$B = 0.0107 - (5.26 \times 10^{-5}) T + (1.48 \times 10^{-7}) T^2 \quad (1.71)$$

$$C = -8.75 \times 10^{-7} + (3.9 \times 10^{-9}) T - (1.02 \times 10^{-11}) T^2 \quad (1.72)$$

P en lpsca y T en °F

La solubilidad del gas corregida por efecto de salinidad es

$$(R_{sw})_b = R_{sw} \cdot C_s \quad (1.73)$$

$$C_s = 1.0 - (0.0753 - 0.000173) \cdot S \quad (1.74)$$

Donde $(R_{sw})_b$ es la solubilidad de salmuera en agua scf/STB, R_{sw} es la solubilidad del gas en agua pura, C_s es factor de corrección por salinidad y S es la salinidad del agua (% en peso de NaCl)

2. FUNDAMENTOS DE FLUJO MULTIFÁSICO

Las caídas de presión en el flujo multifásico son diferentes a las de una sola fase, ya que en la mayoría de los casos existe una interfase donde el gas se desliza dejando atrás el líquido generando superficies de diferentes tipos de rigidez dependiendo del patrón de flujo. Cada fase fluye a través de un área más pequeña, provocando grandes caídas de presión comparando con el flujo en una sola fase. En ésta sección se muestran las expresiones matemáticas para el flujo de gas y líquido por tubería vertical además de las propiedades de la mezcla necesarias en la determinación del gradiente de presión; aquí se resalta la importancia del hold up y presencia de los patrones de flujo en el flujo multifásico.

Con el objetivo de facilitar la aplicación de las expresiones presentes en ésta sección, se han realizado una serie de modificaciones a las ecuaciones para que coincidan con las unidades empleadas normalmente en las operaciones de campo; si la ecuación deducida se trabaja con unidades diferentes a éstas se mencionarán con la ecuación.

$$\begin{array}{ll} p = \text{psi} & T = \text{°F} \\ q = \frac{Bb}{\text{día}} & d = \text{pulg} \\ L = \text{ft} & v = \frac{\text{ft}}{\text{seg}} \\ \rho = \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3} & \mu = \text{cp} \\ \Delta p_f = \frac{\text{lb}_f}{\text{ft}^2} & \end{array}$$

2.1 Ecuaciones Fundamentales

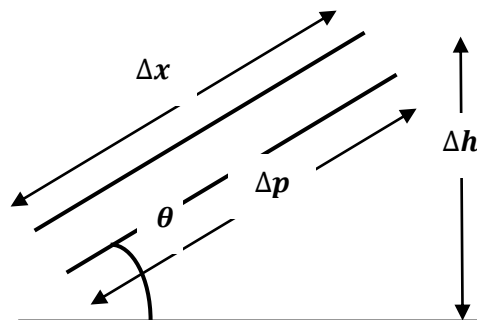
La ecuación para flujo de fluidos en tuberías que se utiliza para cualquier fluido (monofásico o multifásico), y para cualquier ángulo de inclinación (en flujo ascendente) es la siguiente:

$$\begin{array}{ccccccc} \text{Pérdidas de} & & \text{Pérdidas} & & \text{Pérdidas} & & \text{Pérdidas} \\ \text{Presión} & = & \text{por} & + & \text{por} & + & \text{por} \\ \text{Total} & & \text{Elevación} & & \text{Fricción} & & \text{Aceleración} \end{array}$$

Si tomamos las pérdidas de presión (Δp) como consecuencia de la distancia (ΔL), podemos escribir la ecuación⁶ en términos del gradiente de presión en unidades de psi/ft

$$\frac{dp}{dL_{Total}} = \frac{dp}{dL_{Elevación}} + \frac{dp}{dL_{Fricción}} + \frac{dp}{dL_{Aceleración}} \quad (2.1)$$

Figura 8 Diagrama esquemático general del flujo



Fuente: *Multiphase Flow in Wells*, James P Brill, 1999

La componente de elevación es tomada sólo sobre la distancia vertical; la fricción y aceleración toman la longitud completa.

La componente de elevación para flujo vertical o inclinado es la más importante, ya que para flujo vertical contribuye generalmente en más del 80% de las pérdidas totales; es también la más difícil de evaluar debido a que muchas variables tienen efecto sobre él.

2.1.1 Pérdidas de presión por fricción

- Ecuación de Darcy

Darcy, Weisbach y otros, en 1857, dedujeron experimentalmente la siguiente ecuación.

⁶ Ver la deducción de la ecuación de gradiente de presión en: *Multiphase Flow in Wells*, James P Brill, 1999. Sección 3, Pag (7-8)

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f = \frac{f \cdot \rho \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot d} \quad (2.2)$$

- Ecuación de Fanning

La esencia de esta ecuación es similar a la de Darcy sin embargo Fanning obtuvo valores de f cuatro veces menores que los de Darcy. Esta diferencia se debe al uso del radio hidráulico en lugar del diámetro de la tubería al formular su correlación:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f = \frac{f \cdot \rho \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot r_h} \quad (2.3)$$

Donde,

$$r_h = \frac{\left(\frac{\pi \cdot d^2}{4}\right)}{\pi \cdot d} = \frac{d}{4} \quad (2.4)$$

$$r_h = \text{radio hidráulico} = \frac{\text{área de la sección transversal}}{\text{perímetro mojado}}$$

Por lo tanto, sustituyendo tenemos:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f = \frac{f \cdot \rho \cdot v^2}{g_c \cdot d} \quad (2.5)$$

- Factor de fricción

El valor de factor fricción (f), es función de la rugosidad de la tubería (ϵ) y el número de Reynolds (N_{Re}); esto es:

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

El número de Reynolds adimensional se define como:

$$N_{Re} = \frac{d \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (2.6)$$

Rugosidad (ε): la rugosidad de una tubería, es una característica de su superficie la cual está constituida por pliegues o crestas unidas, formando una zona homogéneamente distribuida y depende del tipo de material que se emplee en su construcción.

Para obtener la ecuación de la rugosidad se relaciona en forma directa la variación de la longitud con la rugosidad por medio de la siguiente expresión:

$$\varepsilon = \frac{\sum_{i=1}^n \Delta p_i}{\sum_{i=1}^n \Delta \left(\frac{p_i}{A_i} \right) L_i} \quad (2.7)$$

Donde,

$$\sum_{i=1}^n \Delta p_i = P_e - P_s$$

Actualmente se admite que la rugosidad puede expresarse por la altura media (ε) de dichos pliegues, al considerar las características de flujo. Los valores más comúnmente empleados en la industria son:

Tabla 6 Valores comunes de rugosidad

Tubería	ε (pg)
Estriada	0.00006
Producción o Perforación	0.0006
Escurrimiento	0.0007
Galvanizada	0.006

Para calcular el valor de f, es necesario determinar el régimen de flujo

Flujo laminar $N_{Re} < 2300$
 Flujo turbulento $N_{Re} > 3100$

Para flujo laminar de una sola fase, el factor de fricción depende exclusivamente del número de Reynolds⁷ y está dado por:

$$f = \frac{64}{N_{Re}} \quad (2.8)$$

Para flujo turbulento ($N_{Re} > 3100$), el factor de fricción esta dado por la ecuación de Colebrook y White

$$f = \left[-2 \cdot \log \left(\frac{\varepsilon}{3.71 \cdot d} + \frac{2.514}{\sqrt{f} \cdot N_{Re}} \right) \right]^{-2} \quad (2.9)$$

Se observa que para calcular f, en este caso, se requiere de un proceso iterativo.

Basándose en la ecuación anterior, Moody preparó un diagrama para determinar el factor de fricción en tuberías de rugosidad comercial.

En la figura 2.2 se nota lo siguiente:

- a) Para $N_{Re} < 2300$ (flujo laminar) f depende exclusivamente del número de Reynolds
- b) A partir de $N_{Re} = 3100$ se inicia la zona de transición. Dentro de ésta, f depende tanto de N_{Re} como de ε/d (rugosidad relativa)
- c) La zona francamente turbulenta se inicia a diferentes valores de $N_{Re} > 3100$, dependiendo del valor de ε/d . En esta zona f es independiente de N_{Re} y varia únicamente con la rugosidad relativa, el valor de f puede obtenerse, para flujo turbulento, con:

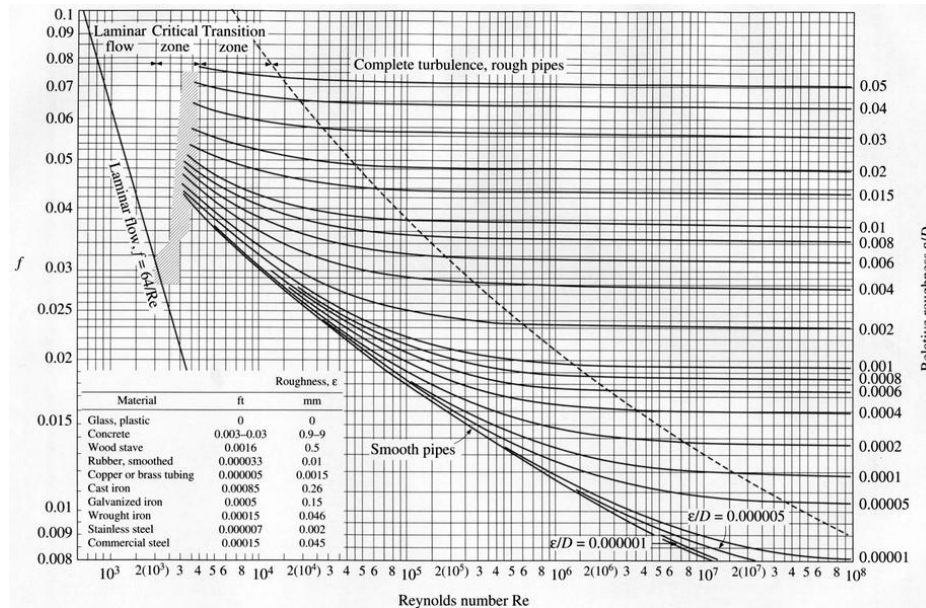
$$f = \left(-2 \cdot \log \left(\frac{\varepsilon}{3.71 \cdot d} \right) \right)^{-2} \quad (2.10)$$

- d) Cuando el flujo critico ($2300 < N_{Re} < 3100$) el factor de fricción se puede aproximar con la siguiente expresión:

⁷ Ver ejemplo de cálculo de factor de fricción con número de Reynolds en: Petroleum Production Systems, Michael J. Economides, 1994. Pag (142-143)

$$f = \frac{N_{Re} - 2300}{2300} \left[\frac{1.3521}{2.3026 \cdot \log \left(\frac{\varepsilon}{3.71 \cdot d} + \frac{2.514}{3100 \cdot \sqrt{f}} \right)} \right] + 0.032 \quad (2.11)$$

Figura 9 Diagrama de Moody



Fuente: Multiphase Flow in Wells, James P Brill, 1999

2.1.2 Flujo de líquidos por tuberías

2.1.2.1 Ecuación General

La ecuación general en unidades de campo que describe el flujo de líquidos por tuberías, parte de la ecuación general de energía, sólo que se considera despreciable el efecto de la aceleración.

$$\Delta p_L = \Delta p_e + \Delta p_f \quad (2.12)$$

La caída de presión por elevación es:

$$\Delta p_e = 0.433 \cdot \gamma_L \cdot \Delta h \quad (2.13)$$

La pérdida de presión de la fase líquida por fricción en unidades de campo, se obtiene con la ecuación de Darcy, de la siguiente manera:

$$\Delta p'_f = f \frac{\rho' \cdot v'^2 \cdot L'}{2 \cdot g_c \cdot d'} \quad (2.14)$$

Como:

$$\rho = 62.428 \cdot \gamma_L \left(\frac{lb_m}{ft^3} \right) \quad (2.15)$$

$$v' = \frac{4 \cdot q'}{\pi \cdot d^2} \left(\frac{ft}{seg} \right) \quad (2.16)$$

Entonces,

$$v'^2 = \frac{4^2 \cdot q'^2}{\pi^2 \cdot d'^4} \quad (2.17)$$

Sustituyendo

$$\Delta p_f = 1.572768 \frac{f \cdot \gamma_L \cdot q'^2 \cdot L'}{d'^5} \quad (2.18)$$

Para emplear unidades de campo se realizan las sustituciones necesarias y tenemos:

$$\Delta p_f = 1.1476 \times 10^{-5} \frac{f \cdot \gamma_L \cdot q_L^2 \cdot L}{d^5} \quad (2.19)$$

Donde, 1.1476×10^{-5} = factor de conversión para poder introducir los valores de q, L, d y Δp_f en unidades de campo.

Por último, al sustituir las ecuaciones 2.19 y 2.13 en la ecuación 2.12, obtenemos:

$$\Delta p_L = 0.433 \cdot \gamma_L \cdot \Delta h + 1.1476 \times 10^{-5} \left(\frac{f \cdot \gamma_L \cdot q_L^2 \cdot L}{d^5} \right) \quad (2.20)$$

Esta es la ecuación que determina el gradiente de caída de presión total para el flujo de líquidos por tuberías en unidades de campo.

2.1.2.2 Número de Reynolds para el líquido

El número de Reynolds para la fase líquida en unidades de campo es:

$$N_{Rel} = 92.2 \frac{q_L \cdot \gamma_L}{d \cdot \mu_L} \quad (2.21)$$

Donde, 92.2=Factor de conversión para introducir q, μ y d en unidades de campo.

2.1.2.3 Eficiencia de Flujo

Es lógico que la rugosidad de las tuberías dependa del proceso empleado en su fabricación, su grado y tamaño; aún las tuberías nuevas y con mayor razón las almacenadas muestran valores aleatorios de rugosidad. Los efectos de la corrosión, erosión e incrustaciones, que ocurren en las tuberías en operación, también afectan las condiciones de flujo. Por lo anterior, los caudales calculados mediante las correlaciones raramente concuerdan con los medidos.

Para compensar esta imprecisión, generalmente se introduce en los cálculos un factor de eficiencia E, el cual se define como la fracción (o por ciento) del caudal total calculado al manejado realmente en una tubería. Cuando se carece de datos de campo, la selección de E se basa en la experiencia; sin embargo, es apropiado considerar un valor de 0.90 para cálculos en el diseño de tuberías.

Para calcular el caudal real de una línea, su caudal teórico se multiplica por el factor E, para corregir las pérdidas de presión calculadas, éstas se dividen por la raíz cuadrada de E. este procedimiento tiene el mismo efecto que cambiar el factor de fricción por un nuevo valor f/E^2 .

Por lo tanto, la ecuación anterior para determinar el gradiente de presión total queda:

$$\Delta p_L = 0.433 \cdot \gamma_L \cdot \Delta h + 1.1476 \times 10^{-5} \left(\frac{f \cdot \gamma_L \cdot q^2 \cdot L}{E^2 \cdot d^5} \right) \quad (2.22)$$

Para el diseño de tuberías se puede utilizar la ecuación 2.22, para obtener el diámetro para un caudal y caída de presión dados. El procedimiento de solución

es iterativo, ya que el número de Reynolds y por consiguiente el factor de fricción son función del diámetro.

$$d = \left[\frac{1.1476 \times 10^{-5} \cdot f \cdot \gamma_L \cdot q^2 \cdot L}{E^2 (\Delta p_L - 0.433 \cdot \gamma_L \cdot \Delta h)} \right]^{0.2} \quad (2.23)$$

Y ahora despejando el caudal de la ecuación 2.22, queda de la siguiente manera:

$$q = E \left[d^5 \left(\frac{\Delta p_L - 0.433 \cdot \gamma_L \cdot \Delta h}{1.1476 \times 10^{-5} \cdot f \cdot \gamma_L \cdot L} \right) \right]^{0.5} \quad (2.24)$$

2.1.3 Flujo de gas por tuberías

2.1.3.1 Ecuación General

Al igual que en el flujo de líquidos por tuberías, el efecto de la aceleración se considera despreciable; así la ecuación que muestra el flujo de gas es la siguiente:

$$\Delta' P_f = f \cdot \frac{\rho \cdot L \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot d'} \quad (2.25)$$

$$\rho_g = 0.0764 \frac{\gamma_g}{B_g} \quad (2.26)$$

$$B_g = \left(\frac{p_o}{T_o + 460} \right) \frac{\bar{Z} (\bar{T} + 460)}{\bar{p}} \quad (2.27)$$

$$\bar{v} = \frac{q'}{A} = \frac{4 \cdot q' \cdot \bar{B}_g}{\pi \cdot d'^2} \quad (2.28)$$

$$\bar{v}^2 = 1.6211 \frac{q'^2 \cdot \bar{B}_g^2}{\pi \cdot d'^4} \quad (2.29)$$

Sustituyendo las ecuaciones 2.29, 2.27 y 2.26 en 2.25, tenemos:

$$\Delta' P_f = f \cdot \frac{(0.0764 \gamma_g) \cdot (1.6211 q'^2 \cdot \bar{B}_g^2) \cdot L'}{2 \cdot \bar{B}_g \cdot d'^5} \quad (2.30)$$

Simplificando:

$$\Delta'P_f = \frac{f}{519.98} \cdot \frac{\gamma_g \cdot q'^2 \cdot \bar{B}_g \cdot L}{d'^5} \quad (2.31)$$

Reemplazando la ecuación 2.27 en 2.31

$$\Delta'P_f = \left(\frac{f}{519.98} \right) \cdot \left(\frac{p_o}{T_o + 460} \right) \cdot \frac{\bar{Z} \cdot \gamma_g \cdot q'^2 \cdot (\bar{T} + 460) \cdot L'}{d'^5 \cdot \bar{p}} \quad (2.32)$$

Los términos de la ecuación 2.32 excepto \bar{p} , están en unidades de campo:

Δp_f (lb/ft ²)	q' (ft ³ /seg)
\bar{p} (lb/pg ² abs)	L' (ft)
\bar{T} (°F)	d' (ft)

Haciendo las sustituciones por unidades de campo y tomando en cuenta que:

$$\bar{p} = \frac{(p_1 - p_2)}{2} \quad (2.33)$$

$$\Delta p = p_1 - p_2$$

La ecuación 2.32 queda de la siguiente forma:

$$(p_1^2 - p_2^2) = \left(\frac{f}{33513.5316^2} \right) \cdot \left(\frac{p_o}{T_o + 460} \right) \cdot \frac{\bar{Z} \cdot q^2 \cdot \gamma_g \cdot (\bar{T} + 460) \cdot L}{d^5} \quad (2.34)$$

Esta ecuación permite evaluar las pérdidas de presión por fricción en gasoductos horizontales con unidades de campo: $q = ft^3/día$, $L = ft$, $d = pg$. y $\Delta p_f = psi$.

Las pérdidas de presión debido al cambio de elevación, se expresa de la siguiente forma:

$$\Delta'p_e = \bar{\rho} \cdot h \quad (2.35)$$

De las ecuaciones 2.26 y 2.27 y usando unidades de campo, tenemos:

$$\Delta p_e = \left(\frac{2.7044}{144} \right) \cdot \left(\frac{\bar{p} \cdot \gamma_g \cdot h}{\bar{Z} \cdot (\bar{T} + 460)} \right) \quad (2.36)$$

Y como

$$\Delta p_e = p_1 - p_2$$

La ecuación 2.36 queda:

$$p_1 - p_2 = 0.01878 \frac{\bar{p} \cdot \gamma_g \cdot h}{\bar{Z} \cdot (\bar{T} + 460)} \quad (2.37)$$

Multiplicando ambos lados de la ecuación por: $\frac{(p_1 - p_2)}{2}$ se obtiene finalmente:

$$(p_1^2 - p_2^2) = 0.01878 \frac{\bar{p}^2 \cdot \gamma_g \cdot h}{\bar{Z} \cdot (\bar{T} + 460)} \quad (2.38)$$

Con esta ecuación se cuantifica las pérdidas de presión por elevación; además se puede determinar la p_{ws} , cuyo conocimiento permitirá analizar las condiciones de flujo tanto del yacimiento como de la tubería vertical y designar con esto el criterio de elección del aparejo en el pozo, sólo si la presión del pozo se encuentra estabilizada.

Con la ecuación 2.38 se puede determinar la P_{ws} por medio de ensayo y error de una forma iterativa como se muestra en el siguiente algoritmo:

1. Datos a recopilar: γ_g , h , \bar{T} y p_{th}
2. Se supone una p_{ws}
3. Obtener \bar{p}
4. Determinar Z a \bar{p} y \bar{T}
5. Calcular el nuevo valor de p_{ws}
6. Calcular la diferencia entre p_{ws} supuesta y p_{ws} obtenida; si se encuentra dentro de la tolerancia, el valor de p_{ws} supuesto es el correcto. En caso contrario, p_{ws} calculada es la nueva p_{ws} supuesta, y se repiten los pasos 3 al 6.

Sumando las ecuaciones 2.34 y 2.38 se obtiene la siguiente ecuación para calcular p_1 o p_2 en unidades de campo y bajo las siguientes condiciones supuestas:

- Flujo de régimen permanente

- Una sola fase
- Energía cinética despreciable

$$(p_1^2 - p_2^2) = \left(\frac{f}{33513.5316^2} \right) \cdot \left(\frac{p_o}{T_o + 460} \right) \cdot \left(\frac{\bar{Z} \cdot q^2 \cdot \gamma_g \cdot (\bar{T} + 460) \cdot L}{d^5} \right) + 0.03756 \frac{\bar{p} \cdot \gamma_g \cdot h}{\bar{Z} \cdot (\bar{T} + 460)} \quad (2.39)$$

Para determinar el caudal:

$$q_g = \frac{K_4}{L^{0.5}} \left[p_1^2 - p_2^2 - \frac{0.03756 \cdot \bar{p}^2 \cdot \gamma_g \cdot h}{\bar{Z} \cdot (\bar{T} + 460)} \right]^{0.5} \cdot d^{2.5} \quad (2.40)$$

Para determinar el diámetro:

$$d = \left[\left(\frac{L}{K_4} \right) \cdot \left(\frac{1}{p_1^2 - p_2^2 - \frac{0.03756 \cdot \bar{p}^2 \cdot \gamma_g \cdot h}{\bar{Z} \cdot (\bar{T} + 460)}} \right) \cdot q_g^2 \right]^{0.2} \quad (2.41)$$

Donde:

$$K_4 = 33513.5316 \cdot \left(\frac{T_o + 460}{p_o} \right)^{0.5} \cdot \left(\frac{1}{f \cdot \gamma_g \cdot \bar{Z} \cdot (\bar{T} + 460)} \right)^{0.5} \quad (2.42)$$

2.1.3.2 Número de Reynolds para el gas

$$N_{Reg} = \frac{d' v' \rho'_g}{\mu'} \quad (2.43)$$

$$\rho_g = \frac{0.0764 \cdot \gamma_g}{B_g} \quad (2.44)$$

$$v = \frac{4 \cdot q'_g \cdot B_g}{\pi \cdot d^2} \quad (2.45)$$

$$B_g = \frac{0.02825 \cdot Z \cdot (T + 460)}{p} \quad (2.46)$$

Sustituyendo las ecuaciones 2.46, 2.45, y 2.44 en 2.43 se tiene:

$$N_{Re\ g} = \frac{(2.0764) \cdot (4) \cdot (0.02825)}{\pi} \left(\frac{q'_g \cdot \gamma_g}{d' \cdot \mu'} \right) \quad (2.47)$$

Finalmente la expresión para evaluar el número de Reynolds en unidades de campo es:

$$N_{Re\ g} = 0.0201056 \left(\frac{q_g \cdot \gamma_g}{d \cdot \mu} \right) \quad (2.48)$$

2.1.3.3 Eficiencia de flujo

De igual forma que en la tubería con flujo de líquidos, la eficiencia es un factor de ajuste para compensar los efectos de corrosión, erosión, rugosidad e incrustaciones que no se consideran en la deducción de las ecuaciones de flujo, por lo tanto los resultados obtenidos se tienen que corregir y así obtener un flujo más real.

Los valores más comunes de eficiencia E para flujo de gas son:

Tabla 7 Valores Comunes de Eficiencia de Flujo para el gas

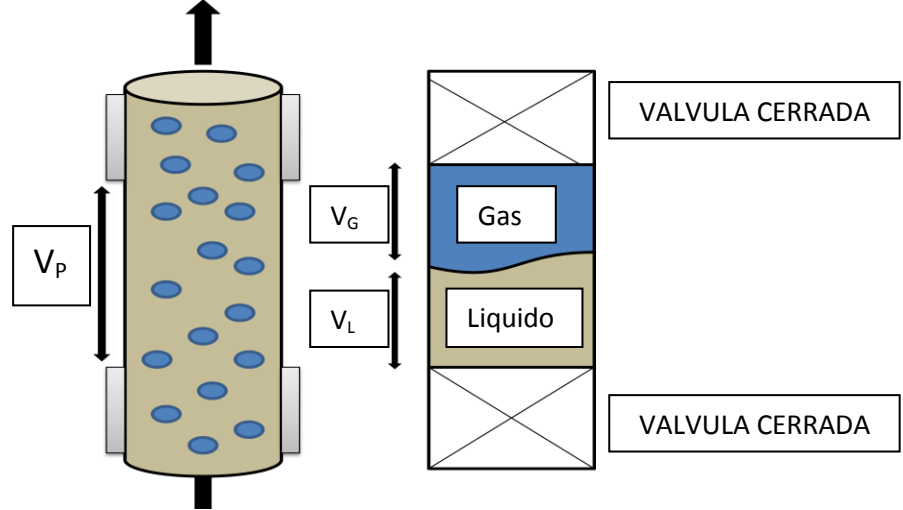
Línea	Contenido de Líquido	E
Gas Seco	0.1	0.92
Gas Húmedo	7.2	0.77
Gas Condensado	800	0.60

2.2 Hold up del liquido

El hold up⁸ del líquido es definido como el volumen de líquido existente en una sección de tubería a las condiciones de flujo, y el volumen de la sección aludida. Esta relación de volúmenes depende de la cantidad de líquido y gas que fluyen simultáneamente en la tubería, por lo que si la mezcla es homogénea, el fenómeno de hold up se considera despreciable. El hold up de liquido ocurre cuando la fase liquida dentro de la tubería viaja a una menor velocidad que la fase gaseosa, provocando un resbalamiento entre fases.

⁸ Para Leer más acerca del hold up en: Petroleum Production Systems, Michael J. Economides, 1994. Pag (148-150)

Figura 10 Ilustración de Hold-up



Fuente: Autor

De acuerdo con la figura anterior:

$$H_L = \frac{V_L}{V_p} \quad (2.49)$$

Donde,

H_L = Hold up de líquido

V_L = Volumen de líquido en la sección de la tubería

V_p = Volumen de la sección de la tubería

Resbalamiento

Se usa para describir el fenómeno natural del flujo cuando hay una mayor velocidad de una de las fases. El resbalamiento entre fases en el flujo multifásico en tuberías es inevitable a cualquier ángulo de inclinación. Las causas de este fenómeno son diversas, a continuación mencionaremos algunas de ellas:

- La resistencia al flujo por fricción es mucho menor en la fase gaseosa que en la fase líquida.

- La diferencia de compresibilidades entre el gas y el líquido, hace que el gas en expansión viaje a mayor velocidad que el líquido cuando la presión decrece en dirección del flujo.
- Cuando el flujo es ascendente o descendente, actúa la segregación gravitacional ocasionando que el líquido viaje a menor velocidad que en el gas cuando es flujo ascendente, y a mayor velocidad cuando el flujo es descendente.

El resbalamiento entre las fases también es promovido por la diferencia de fuerzas flotantes que actúan en las fases.

En un medio líquido estático, el gas menos denso tiende a levantarse con una velocidad proporcional a la diferencia de la densidad.

Zukoski estudió el efecto del ángulo de inclinación de una tubería en la velocidad de elevación de una burbuja en un líquido estancado; concluyó que, dependiendo del diámetro de la tubería, la tensión superficial y la viscosidad del líquido pueden afectar apreciablemente la velocidad de elevación de la burbuja. Sus resultados también demostraron que para algunas condiciones de inclinación tan pequeñas como 1% de la horizontal, se puede observar que la velocidad de elevación de la burbuja pueda ser más de 1.5 veces que el valor obtenido para la tubería horizontal. (Esto indica la dependencia entre grado de inclinación de la tubería y el resbalamiento de la fase).

Para calcular las pérdidas de presión por elevación (carga hidrostática), es necesario predecir con precisión el hold up considerando el resbalamiento entre las fases.

La densidad y la viscosidad junto con la velocidad son términos muy importantes para determinar las caídas de presión en cualquier sistema de tuberías. Varias correlaciones han sido propuestas para definir el hold up y los patrones de flujo para tuberías horizontales, verticales e inclinadas. En general, estas correlaciones están basadas sobre trabajos experimentales bajo ciertas condiciones específicas como, por ejemplo, un diámetro de tubería constante.

Existen varias correlaciones para obtener el hold up del líquido. En esta tesis presentaremos la correlación propuesta por BRILL para el cálculo del hold up del líquido.

Las expresiones analíticas para el hold up obtenidas por Mukherjee y Brill han sido desarrolladas para flujo ascendente bifásico en tuberías verticales y en flujo descendente en tubería con ángulos de inclinación bajos entre 0 y 15°. Para esta correlación se usaron más de 1500 mediciones de hold up de líquido para flujo ascendente y descendente, y con ángulos de inclinación de 0° a más o menos 90°.

Recopilando toda la información para presentar una correlación de hold up en los fluidos, se presentó lo siguiente:

- Para cada ángulo descendente o ascendente, el espacio vacío se trazó como una función de velocidad superficial de gas para la velocidad superficial del líquido.
- Para gas a muy altos caudales, las curvas casi se vuelven asintóticas en 0% de hold up.
- Las formas generales de estas graficas incitaron la selección de una ecuación de regresión no lineal.

La correlación es la siguiente:

$$H_L = e^A \quad (2.50)$$

Donde

$$A = \left[(C_1 + C_2 \text{sen}\theta + C_3 \text{sen}^2\theta + C_4 N_{L\mu}^2) \frac{N_{gv}^{C_5}}{N_{Lv}^{C_6}} \right] \quad (2.51)$$

$$N_{L\mu}^2 = 0.15726 \times \mu_L \left(\frac{1}{\rho_L \cdot \sigma^3} \right)^{0.25} \quad (2.52)$$

$$N_{Lv} = 1.938 \times v_{sL} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0.25} \quad (2.53)$$

$$N_{gv} = 1.938 \times v_{sg} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0.25} \quad (2.54)$$

Y, C= constante empírica

En la tabla 8 aparecen los coeficientes de la ecuación 2.47 para diferentes patrones y direcciones de flujo, usando programas de regresión no lineal.

Las ecuaciones 2.50 y 2.51 muestran que el hold up debe incrementar al mismo tiempo que el ángulo ascendente incrementa.

Tabla 8 Coeficientes de la ecuación 2.47 para diferentes patrones y direcciones de flujo

Dirección de flujo	Patrón de flujo	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅	C ₆
Horizontal o Ascendente	Todos	-0.38011	0.12988	-0.11979	2.34323	0.47569	0.28866
Descendentes	Estratificado	-1.33028	4.80814	4.17156	56.2623	0.07995	0.504890
	Otros	-0.51664	0.78981	0.55163	15.5192	0.37177	0.39395

Fuente: **Multiphase Flow in Wells, James P Brill, 1999**

2.2.1 Hold up sin resbalamiento (λ)

Se define en la misma forma que H_L pero se calcula a partir de las condiciones de P y T de flujo existentes, considerando las producciones obtenidas en superficie (q_o y R), esto es:

$$\lambda = \frac{q'_L}{q'_L + q'_g} = \frac{1}{1 + \frac{q_o(R - R_s)B_g}{5.615(q_o \cdot B_o + q_w \cdot B_w)}} \quad (2.55)$$

2.2.2 Velocidades superficiales

Es la velocidad que tendría cualquiera de la fase si ocupara toda la tubería. Se define por las siguientes expresiones:

$$v_{sL} = \frac{q'_L}{A_p} = \frac{6.4979 \times 10^{-5}(q_o \cdot B_o + q_w \cdot B_w)}{A_p/144} \quad (2.56)$$

$$v_{sg} = \frac{q'_g}{A_p} = \frac{1.1574 \times 10^{-5} \cdot q_o(R - R_s)B_g}{A_p/144} \quad (2.57)$$

O:

$$v_{sg} = \frac{q'_g}{A_p} = \frac{3.27 \times 10^{-7} \cdot Z \cdot q_L (R - R_s)(T + 460)/p}{A_p/144} \quad (2.58)$$

Entonces:

$$v_m = \frac{q'_L + q'_g}{A_p} = v_{sL} + v_{sg} \quad (2.59)$$

De estas ecuaciones se observa que:

$$\lambda = \frac{v_{sL}}{v_m} \quad (2.60)$$

Cuando se produce por el espacio anular, el área transversal al flujo es:

$$A_p = \frac{\pi}{4}(d_{ci}^2 - d_{te}^2) \quad (2.61)$$

Por lo que las ecuaciones 2.56 y 2.57 quedan:

$$v_{sL} = \frac{0.01191(q_o \cdot B_o + q_w \cdot B_w)}{(d_{ci}^2 - d_{te}^2)} \quad (2.62)$$

$$v_{sg} = \frac{0.002122 \cdot q_o (R - R_s) B_g}{(d_{ci}^2 - d_{te}^2)} \quad (2.63)$$

2.2.3 Velocidad real

Es la que tiene en cuenta el hold up de cada fase, es decir, considera la fracción de área ocupada por cada fase al fluir por la tubería. Aplicando el concepto de hold up, se puede obtener la velocidad real correspondiente a cada fase:

$$v_L = \frac{q'_L}{A_l} = \frac{q'_L}{A_p \cdot H_L} = \frac{v_{sL}}{H_L} \quad (2.64)$$

$$v_g = \frac{q'_g}{A_g} = \frac{q'_g}{A_p(1 - H_L)} = \frac{v_{sg}}{(1 - H_L)} \quad (2.65)$$

Como se puede observar en las ecuaciones las velocidades reales son mayores que las velocidades superficiales, por lo tanto, cuando existe flujo multifásico las fases fluyen más rápidamente que si se encontrarán fluyendo solas en la tubería.

2.2.4 Densidad de la mezcla de los fluidos

La densidad real de la mezcla de fluidos se obtiene a partir del hold up con:

$$\rho_m = \rho_L \cdot H_L + \rho_g(1 - H_L) \quad (2.66)$$

Algunos autores calculan la densidad de la mezcla sin considerar el resbalamiento entre las fases, esto es:

$$\rho_m = \rho_L \cdot \lambda + \rho_g(1 - \lambda) \quad (2.67)$$

También puede obtener esta densidad a partir de la expresión siguiente:

$$\rho_m = \frac{M}{V_m} \quad (2.68)$$

Donde:

Los valores de M y V_m se obtienen con las ecuaciones siguientes:

$$M = M_o + M_g + M_w \quad (2.69)$$

$$M_o = 350.5 \cdot \gamma_o \quad (2.70)$$

$$M_g = 0.00764 \cdot \gamma_g \cdot R \quad (2.71)$$

$$M_w = 350.5 \cdot \gamma_w \cdot WOR \quad (2.72)$$

Sustituyendo:

$$M = 350.5 \cdot (\gamma_o + \gamma_w \cdot WOR) + 0.0764 \cdot R \cdot \gamma_g \quad (2.73)$$

Para calcular el volumen de la mezcla (V_m) tenemos que:

$$V_m = 5.615 (B_o + B_w \cdot WOR) + (R - R_s)B_g \quad (2.74)$$

Sustituyendo las ecuaciones 2.73 y 2.74 en la ecuación 2.68 para determinar la densidad de la mezcla sin resbalamiento, se obtiene:

$$\rho_m = \frac{350.5 \cdot (\gamma_o + \gamma_w \cdot WOR) + 0.0764 \cdot R \cdot \gamma_g}{5.615 (B_o + B_w \cdot WOR) + (R - R_s)B_g} \quad (2.75)$$

2.2.5 Flujo másico

Se define por la siguiente expresión:

$$w_m = \frac{\text{lb}_m \text{ del líquido + gas}}{\text{segundo}}$$

Se puede obtener con cualquiera de las siguientes ecuaciones:

$$w_m = \frac{q_o \cdot M}{86400} \quad (2.76)$$

$$w_m = w_o + w_w + w_g \quad (2.77)$$

$$w_o = \frac{\rho_o \cdot q_o \cdot B_o}{15388} \quad (2.78)$$

$$w_w = \frac{\rho_w \cdot q_w \cdot B_w}{15388} \quad (2.79)$$

$$w_g = \frac{\rho_g \cdot q_o (R - R_s) B_g}{86400} \quad (2.80)$$

2.2.6 Viscosidad de la mezcla

No existe una ecuación que proporcione la viscosidad real de la mezcla gas-líquido, pero en algunos casos existen ciertas aproximaciones como la propuesta por Hagedorn y Brown al valor real utilizando las siguientes expresiones, las cuales son similares a la utilizadas para calcular la densidad de la mezcla.

$$\mu_{ns} = \mu_L \cdot \lambda + \mu_g (1 - \lambda) \quad (2.81)$$

$$\mu_m = \mu_L^{H_L} \cdot \mu_g^{(1-H_L)} \quad (2.82)$$

La viscosidad de una mezcla de aceite y gua está dada por:

$$\mu_L = \mu_o \cdot f_o + \mu_w \cdot f_w \quad (2.83)$$

Donde:

$$f_o = \frac{q_o \cdot B_o}{q_w \cdot B_w + q_o \cdot B_o} \quad (2.84)$$

$$f_o = \frac{B_o}{B_o + WOR \cdot B_w} \quad (2.85)$$

$$f_w = 1 - f_o \quad (2.86)$$

2.2.7 Tensión superficial de la mezcla de líquidos

Se obtiene con la siguiente expresión

$$\sigma_L = \sigma_o \cdot f_o + \sigma_w \cdot f_w \quad (2.87)$$

2.2.8 Densidad de la mezcla de líquidos

Se calcula con la siguiente expresión

$$\rho_L = \rho_o \cdot f_o + \rho_w \cdot f_w \quad (2.88)$$

2.3 Patrones de flujo

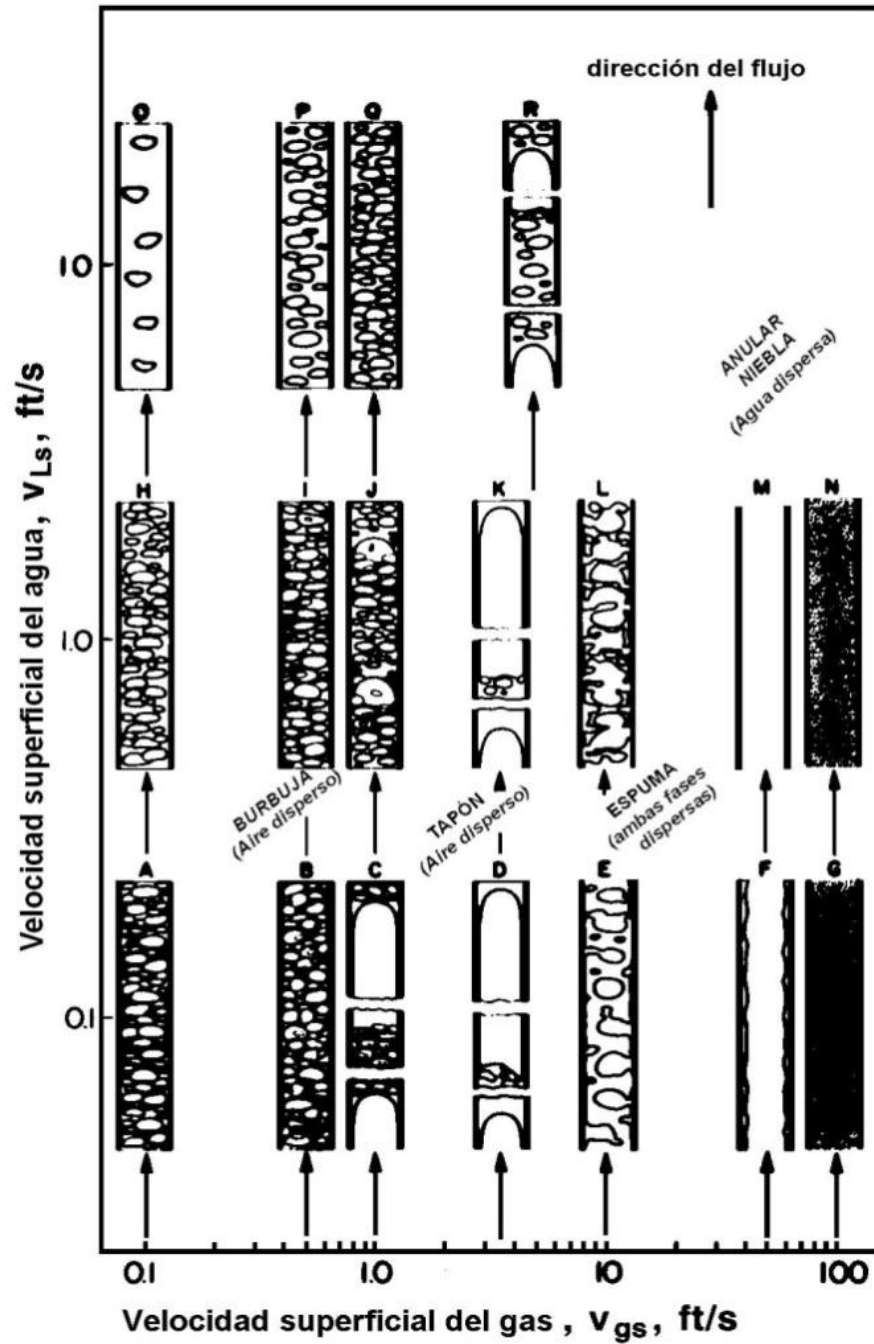
Patrón de flujo⁹ es la configuración de estructura de fases en la tubería. Está determinada por la forma de la interfaz (superficie que separa las fases).

Uno de los aspectos más importantes del flujo multifásico en tuberías es la geometría y la distribución de las fases bajo las condiciones de flujo. Esta distribución geométrica es normalmente llamada régimen o patrón de flujo. El régimen de flujo multifásico depende del ángulo de inclinación de la tubería y la dirección de flujo, junto con otros parámetros del flujo y fluido.

Dependiendo de las características de la distribución geométrica del gas y del líquido en la tubería, se han identificado cuatro patrones de flujo principales para flujo en tuberías verticales e inclinadas, que son: flujo burbuja, flujo tapón, flujo transición y flujo anular. Generalmente aparecen progresivamente, en el mismo orden, con un incremento de la tasa de gas respecto a la tasa de líquido. La figura 11 muestra estos patrones y las regiones aproximadas donde estos ocurren como una función de la velocidad superficial

⁹ Otras definiciones de Patrones de flujo en: Fundamentos de Producción y Mantenimiento de Pozos Petroleros. T.E.W. Nind. Pag (99-101)

Figura 11 Mapa de Patrones de Flujo



Fuente: Petroleum Production Systems, Michael J. Economides, 1994

Conforme la presión se reduce constantemente, el aceite que contiene gas en solución desprende gas libre; como consecuencia el volumen del líquido decrece, este fenómeno afecta los volúmenes de gas libre y aceite presente en cada punto de la tubería de producción fluyente. Si el crudo que se está produciendo está arriba del punto de burbuja, conforme el líquido sube por la tubería de producción se forman burbujas y disminuye la presión, dicho régimen de flujo en el que las burbujas de gas se dispersan en un medio líquido continuo se conoce como flujo burbuja.

Importancia del patrón de flujo:

1. Afecta el fenómeno de hold up, pues para poder calcularlo es necesario primero saber que patrón de flujo se tiene en la tubería.
2. Transferencia de calor.
3. Determina que fase está en contacto con la pared.
4. Afecta condiciones de operación en las instalaciones de proceso por el comportamiento de los oleogasoductos.

Factores que afectan el patrón de flujo:

- Flujo másico y RGL
- Presión (expansión del gas)
- Geometría de la línea (diámetro y ángulo de inclinación).
- Propiedades de fluidos transportados (densidad relativa del crudo, viscosidad, tensión superficial principalmente).

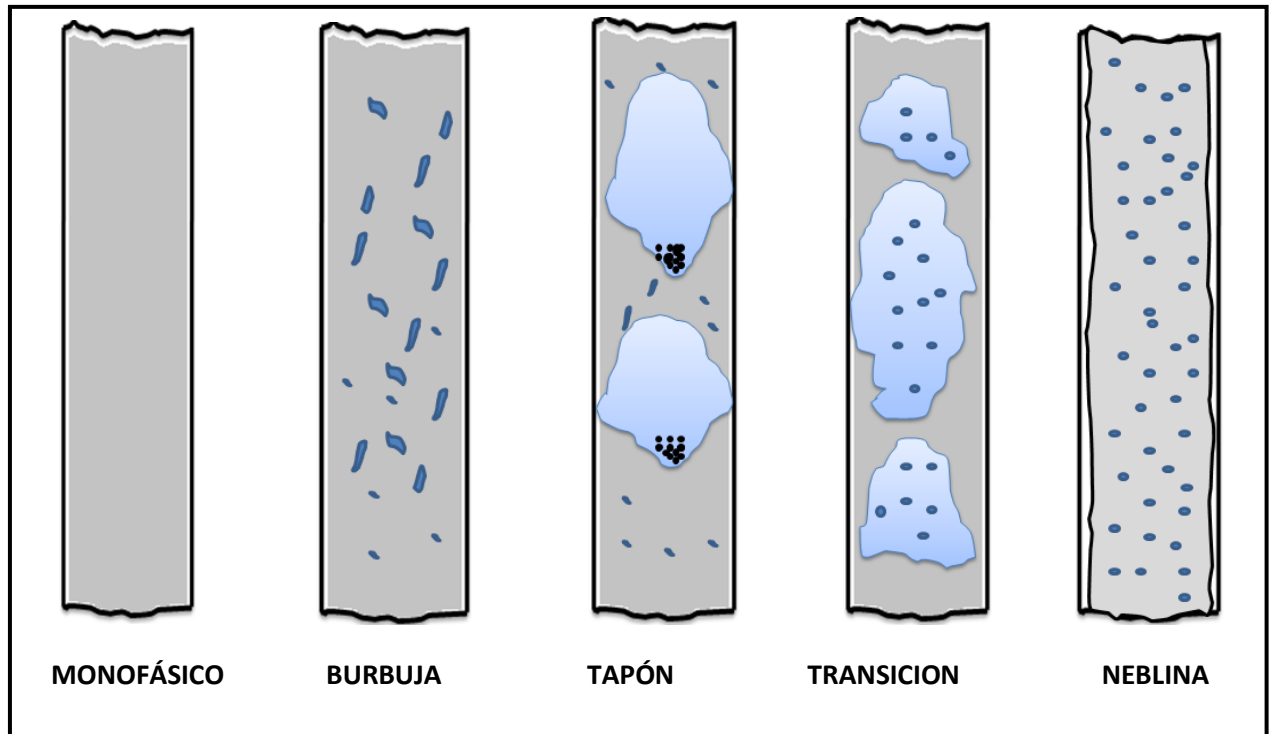
Tabla 9 Ventajas y Desventajas de los Patrones de Flujo

TIPOS DE PATRONES DE FLUJO		
	Experimentales	Teóricos
Ventajas	Si las condiciones de operación son parecidas a las condiciones del experimento, no hay que ajustar	Abarca un rango grande de posibilidades (diámetros; densidad, etc.)
Desventajas	La construcción es muy costosa y muy difícil de construir.	Hay que validarlos mediante un modelo experimental.

Fuente: Autor

Patrones de flujo en Tubería Vertical¹⁰

Figura 12 Patrones de Flujo en Tubería Vertical



Fuente: Autor

2.3.1 Monofásico: en este patrón de flujo el fluido viaja en una sola fase, como su nombre lo indica, ya sea líquido o gas. Si viaja puro líquido el hold up es igual a 1.

2.3.2 Burbuja: en este tipo de patrón de flujo la tubería se encuentra casi llena de líquido y la fase de gas libre es pequeña. El gas está presente en pequeñas burbujas distribuidas aleatoriamente, al igual que sus diámetros. Las burbujas se mueven a diferentes velocidades dependiendo de sus respectivos diámetros, el líquido se mueve a una velocidad bastante uniforme y, a excepción de la densidad, la fase de gas tiene un efecto mínimo en el gradiente de presión; existe sin embargo condiciones donde pequeñas burbujas a bajos caudales son designadas como flujo burbuja. La diferencia entre el flujo burbuja y burbujas dispersas no siempre es claramente visible. El flujo de burbujas dispersas se observa sobre un rango completo de inclinación de tubería, mientras que el patrón

¹⁰ Ver otros Patrones de Flujo en: Multiphase Flow in Wells, James P Brill, 1999. Sección 3. Pag (23-24)

de flujo burbujeante es observado solamente en flujo vertical y tuberías de diámetro relativamente grande.

2.3.3 Tapón: En este régimen, la fase gaseosa está más pronunciada. Sin embargo la fase líquida sigue siendo continua, las burbujas de gas cohalecen y forman burbujas estables de forma y tamaño similar al diámetro de la tubería. Las burbujas son separadas por tapones de líquido y rodeadas de una película delgada de líquido, la velocidad de las burbujas es mayor que la del líquido y puede ser predicha partiendo de la velocidad de los tapones de líquido.

La velocidad de la burbuja es mayor que la del líquido y puede ser predicho en relación a la velocidad del bache de líquido. La velocidad del líquido no es constante mientras el tramo o bache de la película se mueva siempre hacia arriba (en la dirección del flujo), el líquido de la película que rodea a la burbuja podría moverse hacia abajo. Esta variación de las velocidades del líquido, podría resultar no solo en una variación de las pérdidas por fricción en la pared, sino también en el hold up de líquido, que está influenciado por la densidad de la mezcla que fluye por la tubería. A mayores velocidades de flujo, el líquido puede incluso ser arrastrado dentro de las burbujas de gas.

2.3.4 Transición: el cambio de una fase continua de líquido a una continua de gas ocurre en este patrón de flujo. El bache de líquido entre las burbujas virtualmente desaparece, y la fase gaseosa arrastra una cantidad significativa de líquido, aunque los efectos del líquido son significativos, el gas es el que predomina. Con un aumento considerable de la tasa de gas, las grandes burbujas se vuelven inestables y colapsan, convirtiéndose en espuma y ocasionando una gran turbulencia y la dispersión de ambas fases. El flujo espuma o transitorio se caracteriza por el movimiento oscilatorio del líquido.

2.3.5 Neblina: en este patrón la fase continua es el gas, el cual arrastra y transporta al líquido. El líquido fluye por el anular revistiendo la superficie de la tubería, mientras que las gotas más pequeñas de líquido permanecen atrapadas en la fase gaseosa, el gas es el factor predominante.

3. Flujo Multifásico en Tubería Vertical

Predecir con precisión la caída de presión en la tubería de producción se ha convertido en un gran problema para diferentes autores, por lo cual su solución se ha dado a condiciones limitadas; la razón para estas muchas soluciones limitadas es que el flujo multifásico es complejo de modelar en una sola correlación pues éste fenómeno es afectado por muchas variables.

Al pasar los fluidos provenientes del yacimiento a través de la tubería de producción, se consume la mayor parte de 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 dicha tubería. Al hacerlo conjuntamente con un análisis integral del sistema de producción, es posible:

- a) Diseñar las tuberías de producción y líneas de descarga
- b) Proyectar aparejos de producción artificial (neumático, mecánico, etc.)
- c) Obtener presión de fondo fluyendo, sin intervenir los pozos
- d) Calcular el efecto de los estranguladores sobre los caudales
- e) Determinar la vida fluyente de los pozos
- f) Corroborar los datos obtenidos con las correlaciones para ajuste

En esta sección mostramos las correlaciones más usadas para la determinación del gradiente de presión en tubería vertical y sus respectivos rangos de aplicabilidad; además un claro procedimiento de cálculo que hace más fácil el uso de cada correlación mencionada.

3.1 Complejidad del Flujo Multifásico

El flujo multifásico sucede cuando existe movimiento simultáneo de líquidos, gases y/o sólidos en tuberías; el comportamiento del flujo multifásico es bastante complejo debido a diferentes factores como la turbulencia y las fronteras móviles que coexisten entre las diferentes fases. La interfaz entre las diferentes fases puede salir en varias configuraciones conocidas como patrones de flujo, que es la característica más singular en el flujo multifásico, éste patrón de flujo específico

depende de las condiciones de flujo, las propiedades del fluido y la geometría de la tubería.

La interfaz entre el gas y líquido es más simple en el flujo burbuja y anular que en el flujo tapón y transición; el flujo burbuja suele aproximarse como flujo de una fase, el flujo anular como dos flujos pero con una interfaz cilíndrica. La interfaz del flujo tapón y transición es mucho más irregular y es más difícil hacer una descripción cuantitativa. Sin embargo los patrones de flujo más importantes son el flujo tapón y transición ya que se producen en la mayor parte del flujo multifásico en pozos.

Los patrones de flujo son un concepto subjetivo y cualitativo pues no existe manera de incorporarlos como un parámetro en ecuaciones matemáticas.

Otro fenómeno importante en el flujo multifásico es el gas, pues éste tiende a fluir más rápido dejando a los líquidos atrás, esto se conoce como deslizamiento; el efecto de deslizamiento hace que las propiedades de fluido (mezcla) dependan de las condiciones de flujo, propiedades del fluido y geometría de la tubería por lo que su determinación no se puede realizar por métodos simples.

Todos los parámetros independientes que afectan el comportamiento de flujo incluyen: velocidad, viscosidad, tensión superficial, densidad para el líquido y gas respectivamente, diámetro, longitud, ángulo de inclinación y rugosidad de la tubería.

El análisis dimensional es una poderosa herramienta para la construcción de nuevas correlaciones empíricas, Brill (1987) argumento que el primero y quizás el único análisis dimensional exhaustivo de flujo multifásico en tubería fue realizado por Duns y Ros (1963).

Worner (2003) analizó las fuerzas en el flujo multifásico y su magnitud; las fuerzas que actúan en el flujo multifásico son: fuerza de presión, fuerza de inercia, fuerza de gravedad, fuerza de empuje y la fuerza de tensión superficial, de éstas seis fuerzas fundamentales, cinco grupos son independientes y a dimensionales y pueden ser derivadas con el número de Reynolds, número de Euler, el número de Froude, el número de Weber, el número de Eötvös. Además otros grupos pueden ser definidos incluyendo el número capilar, número de Morton y la densidad y la relación de viscosidad de las fases; para la construcción de una correlación general que envuelva todos estos grupos se requiere de gran cantidad

de datos experimentales que en ocasiones son difíciles de obtener. En ocasiones, algunas de estas fuerzas pueden ser ignoradas pues no es fácil determinar cuál es la dominante en ocasiones específicas.

3.2 Métodos para el Flujo Multifásico en Tuberías

Desde el comienzo de la investigación acerca del flujo multifásico en 1940 cientos de trabajos han sido publicados, la tecnología de flujo multifásico ha experimentado cambios significativos especialmente en los últimos años con el avance de instalaciones experimentales y la capacidad de cálculo numérico. Varios autores han estudiado el flujo multifásico desde diferentes perspectivas, Brill (1987-1992) analizó el desarrollo histórico del flujo en la ingeniería de petróleos; Worner (2003) ofreció una visión física del flujo multifásico, una descripción matemática y un modelado físico para el cálculo numérico de los ordenadores; Taitel (1995) concluyó los avances de los modelos mecanísticos en dos fases entre otros.

Básicamente la metodología aplicada en flujo multifásico puede ser clasificada en tres categorías: las correlaciones empíricas, modelos mecanísticos y modelos numéricos.

Las correlaciones empíricas desarrollan relaciones entre parámetros importantes los cuales deben ser evaluados por los datos experimentales, éstas no se ocupan de demasiados detalles y se comporta como una caja negra aunque a veces los regímenes de flujo y deslizamiento se consideran, pueden dar excelentes resultados pero sólo se limita a las mismas condiciones que los experimentos.

De acuerdo con Taitel (1995), los modelos mecanísticos aproximan el fenómeno físico teniendo en cuenta los procesos más importantes y dejan de lado otros efectos que pueden complicar el problema pero no añaden una precisión considerable.

Los modelos numéricos introducen las ecuaciones multi-dimensión de Navier-Stokes para flujo multifásico, información detallada puede obtenerse a partir de los modelos numéricos tales como la distribución multi-dimensional de las fases, la transición de régimen de flujo y los efectos turbulentos. La división entre estos enfoques no siempre está claramente definida y la definición puede depender de

la terminología específica en el área específica, algunas correlaciones empíricas consideran el efecto de deslizamiento y régimen de flujo, los cuales son el fenómeno más importante en el flujo multifásico, por otro lado los llamados modelos mecánicos y modelos numéricos han utilizado algunos aportes de correlaciones debido a las limitaciones del conocimiento actual.

3.2.1 Correlaciones Empíricas

Una serie de correlaciones están disponibles para la predicción de la caída de presión y hold del líquido de flujo multifásico. Los modelos empíricos más populares son las de Poettmann y Carpenter (1952), Hagedorn y Brown (1965), Duns y Ros (1963), Orkiszewski (1967), Aziz et al (1972) para tuberías verticales, los de Eaton et al (1967), Dukler et al (1969), Lockhart y Martinelli (1949) para las tuberías horizontales, y Beggs y Brill (1973), Gregory, Mandhane y Aziz (1974) para las tuberías inclinadas. Todas las correlaciones empíricas fueron construidas con base en la ecuación general de energía, la ecuación general de gradiente de estado estable, flujo unidimensional fue escrita por Brill.

$$\frac{dP}{dL} = \frac{g}{g_c} \rho_m \sin \theta + \frac{f_m \rho_m v_m^2}{2 g_c d} + \frac{\rho_m v_m dv_m}{g_c dL} \quad (3.1)$$

El lado derecho de la ecuación consta de tres componentes, pérdida de fricción, energía potencial, y energía cinética respectivamente; para el flujo de dos fases la definición de las propiedades de los fluidos es más compleja que en flujo monofásico. Si consideramos el efecto de deslizamiento primero debemos conocer el hold up del líquido, que se define como la relación entre el volumen de líquido ocupado en un segmento de tubería, ésta propiedad es muy importante para la estimación de caída de presión en flujo vertical debido al efecto de la gravedad; usualmente el factor de fricción puede ser calculado con la correlación estándar para flujo en una sola fase. Anteriormente la velocidad de la mezcla era calculada de acuerdo a la entrada de gas –líquido, después el efecto de deslizamiento y el régimen de flujo fueron considerados para mejorar la exactitud.

En lugar de calcular el factor de fricción directamente, la correlación de Lockart y Martinelli (1949) relaciona el gradiente de presión para dos fases con el gradiente

de presión en una sola fase con un factor de corrección. En los últimos años, pocos investigadores han tratado de desarrollar más correlaciones para la predicción del hold up, la transición de régimen de flujo y el gradiente de presión; en cambio algunas correlaciones anteriores se han mejorado con el propósito de las nuevas aplicaciones. Por ejemplo, Al-Najjar et al (1989) mejoró el desempeño de la correlación de flujo multifásico de Aziz et al mediante la sustitución de su mapa original de patrones de flujo por otros cuatro mapas, Abdul-Majeed (1993) desarrolló una nueva correlación para predecir el hold up en cualquier ángulo y régimen de flujo basado en 112 perfiles de presión. Basado en el método propuesto por Beggs y Brill (1973), Bilgesu and Ternyik (1994) desarrollaron un nuevo modelo para tubería vertical, inclinada y horizontal, dos nuevas correlaciones fueron introducidas para modificar la correlación de hold up, la primera ecuación para la liberación del gas teniendo en cuenta el cambio de presión a lo largo de la tubería y la segunda ecuación fue introducida como una función de número de Reynolds en dos fases, entre otros.

3.2.2 Métodos Mecanísticos

La distribución de la fase es el fenómeno más importante en el flujo multifásico así el régimen de flujo caracteriza la distribución de la fase líquida y gas en la tubería; los principales regímenes de flujo son: burbuja, tapón, transición y anular (en flujo vertical), incluso en algunas correlaciones empíricas la gente predice la caída de presión y hold up con ayuda de los regímenes de flujo.

El primer objetivo de los modelos mecanísticos es determinar el patrón de flujo en un sistema dado, luego para cada patrón de flujo desarrolla un modelo matemático aproximado, el cual predice la hidrodinámica del fluido y la transferencia de calor para éste; estos modelos incluyen parámetros importantes como condiciones geométricas de la tubería y propiedades físicas de los fluidos. Así los modelos mecanísticos también determinan la transición de régimen de flujo¹¹ de acuerdo con Taitel y Duckler (1976), desde entonces muchos esfuerzos se han orientado hacia el desarrollo de modelos físicos que permitan la predicción analítica de los patrones de flujo y el límite de transición¹²

¹¹ ALFARO Adys, CAMACHO Jose. EVALUACIÓN CRITICA DE FLUJO MULTIFASICO UTILIZANDO MODELOS MECANISTICOS. Universidad Industrial de Santander, 2001. Pag 16

¹² Taitel et al (1980), Lin & Hanratty (1986) Barnea et al (1982), Barnea (1987) y Chen et al (1997)

Con la ayuda de modelos de transición de régimen de flujo se hace posible el desarrollo comprensivo de modelos mecánicos aplicables a diferentes regímenes y tubería con varios ángulos de inclinación.

Xiao et al (1990) un modelo mecánico integral para el flujo bifásico de gas – líquido en tubería horizontal. Ansari et al (1994) presentó un modelo integral para predecir el comportamiento del flujo ascendente de flujo bifásico. Manabe et al (1997) desarrolló un modelo mecánico integral para flujo ascendente gas - líquido en horizontal e inclinada basado en el modelo de Xiao et al (1990). Gómez et al (1999) desarrolló un modelo mecánico para la predicción de hold up y distribución de la caída de presión en pozos direccionales, el modelo puede ser aplicado a cualquier ángulo de inclinación desde tubería horizontal a vertical en flujo ascendente. Petalas y Aziz (2000) presentó un nuevo modelo mecánico aplicable a todas las geometrías de tubería y propiedades de fluido.

Hasta ahora, más y más modelos mecánicos han sido introducidos para la modificación de la exactitud de la predicción, en general se cree que los modelos mecánicos buenos resultan con datos experimentales.

El software de procesos Hysys tiene modelos mecánicos y correlaciones empíricas para la predicción de la caída de presión en flujo multifásico por tuberías verticales; el modelo mecánico seleccionado para el análisis de sensibilidad en esta tesis es:

Tulsa99: es un modelo mecánico integral para la determinación de regímenes de flujo, caída de presión y hold de líquido en tubería vertical de flujo multifásico ascendente; el modelo identifica cinco regímenes de flujo: burbuja, burbujas dispersas, tapón, transición y anular; para la predicción del patrón de flujo es usado Ansari et al 1994 en flujo burbujas dispersas y anular y Chokshi 1994 en flujo burbuja y transición.

El modelo ha sido evaluado utilizando una base de datos de 2052 pozos de Tulsa University Fluid Flow Project, convergiendo en un amplio rango de datos. El modelo ha sido comparado con los modelos de Ansari et al (1994), Hasan & Kabir (1994) entre otros.

HTFS Liquid Slip: es una correlación empírica utilizada en el análisis de sensibilidad de esta tesis, en esta correlación el método de gradiente de fricción es una adaptación de Clatzton et al (1972), éste calcula primero la caída de presión

por fricción para las fases líquida y gas asumiendo que están fluyendo solo en la base de la tubería basándose en el factor de fricción de Fanning para cada fase, luego nuevamente se calcula este gradiente suponiendo que el fluido ahora fluye en toda la tubería, de esta manera relaciona los valores obtenidos y determina la caída de presión por fricción. El gradiente de presión estático es calculado de un modelo separado de flujo de dos fases usando el método por Whalley & Ward (1981) para la fracción vacía. Esta correlación puede ser aplicada en flujo horizontal y vertical, calcula el hold up del líquido pero no tiene mapas de patrón de flujo.

Al igual que en Hysys, el simulador comercial de pozos verticales tiene unos modelos mecánicos para la predicción de la caída de presión en flujo vertical, el modelo seleccionado fue Ansari para el análisis de sensibilidad de la tesis.

Ansari: fue desarrollado para predecir patrones de flujo y características de los mismos para flujo ascendente en dos fases. El modelo fue comparado con seis correlaciones empíricas comunes y el modelo mecánico de Hasan & Kabir; éste modelo tiene un excelente comportamiento para flujo anular y flujo burbuja.

3.3 Rangos de Aplicabilidad de las Correlaciones Más Importantes

Los cuatro modelos o correlaciones más aplicables en el flujo multifásico son: Duns y Ros, Hagedorn y Brown, Orkiszewski y Beggs y Brill¹³; éstos están disponibles en simuladores como Hysys y el simulador comercial de pozos verticales los cuales son el medio de estudio para evaluar la caída de presión y otras propiedades del flujo multifásico en esta tesis.

El rango de aplicabilidad de los modelos de flujo multifásico depende de varios factores, tales como diámetro del tubing, gravedad del petróleo, relación gas-líquido, y flujo de dos fases con o sin corte de agua; el efecto de cada uno de éstos factores en la estimación del perfil de presión en un pozo se discute por separado para todos los modelos considerados.

Un rendimiento razonablemente bueno de los modelos de flujo multifásico considerados en este texto, presenta un error relativo menor o igual al 20%.

¹³ Rao Bharath, Multiphase Flow Models Range of Applicability, Mayo 18, 1998

3.3.1 Duns y Ros

La correlación de Duns y Ros se ha desarrollado para flujo vertical, ésta correlación es válida para una amplia gama de mezclas gas-petróleo y diferentes regímenes de flujo, aunque la correlación es para uso de mezclas secas gas-petróleo también puede ser aplicables en mezclas húmedas con una corrección adecuada, el contenido de agua debe ser menor al 10%.

La correlación de Duns y Ros ha sido reportada para trabajar bien en flujo burbuja, tapón y regiones de transición, la predicción del perfil de presión desarrollado en el método de Duns y Ros es descrito a continuación en relación a las variables de flujo consideradas.

- **Tamaño Tubing:** En general, la caída de presión es más notoria en el rango de diámetros de tubería entre 1 y 3 pulgadas.
- **Gravedad de Petróleo:** Una buena predicción del perfil de presión se obtiene en un rango de gravedad de 13 a 56 °API
- **Relación Gas-Líquido (RGL):** Los errores se hacen especialmente grandes >20% para RGL mayores a 5000
- **Corte de Agua:** el modelo de Duns y Ros no es aplicable mezclas de flujo multifásico de aceite, agua y gas, sin embargo puede ser empleada con un factor de corrección ya mencionado anteriormente.

3.3.2 Hagedorn y Brown

Esta correlación fue desarrollada usando una data obtenida de 1500 ft de un pozo vertical, un rango de diámetro de tubing de 1 – 2.5 pulg, fueron considerados para el análisis experimental cinco tipos de fluidos diferentes: agua, y cuatro tipos de aceite con viscosidad entre 10 y 110 cp a 80°F, la correlación desarrollada es independiente de los patrones de flujo.

- **Tamaño Tubing:** la pérdida de presión se predice con exactitud para diámetro de tubería entre 1 y 2.5 pulg, un aumento en el tamaño de la tubería modifica el cálculo de la caída de presión.
- **Gravedad de Petróleo:** Hagedorn y Brown predice la pérdida de presión para aceites pesados 13 – 25 °API y aceites más ligeros 40 – 56 °API

- **Relación Gas-Líquido (RGL):** La caída de presión es sobre estimada en RGL superiores a 5000
- **Corte de Agua:** La precisión de las predicciones del perfil de presión es generalmente bueno para una amplia gama de cortes de agua

3.3.3 Orkisewski

Esta correlación de flujo vertical está basada en la combinación de los métodos desarrollados por Griffith y Wallis (1961), Griffith (1962) y Duns y Ros (1963); 4 regímenes de flujo son definidos (Burbuja, tapón, transición y anular) y los métodos propuestos para cada régimen son:

Tabla 10 Regímenes de flujo por Orkisewski

Método	Régimen de Flujo
Griffith	Burbuja
Griffith	Tapón (término de densidad)
Orkisewski	Tapón (término de fricción)
Duns y Ros	Transición
Duns y Ros	Anular

Fuente: Autor

Es importante mencionar que el coeficiente de distribución del líquido “hold up” se evalúa con los datos del modelo de Hagedorn y Brown

- **Tamaño Tubing:** la correlación se desempeña bien entre diámetros de tubing de 1 y 2 pulg, la pérdida de presión es más notoria en tamaño de tubería mayor a 2 pulg
- **Gravedad de Petróleo:** en bajas gravedades de aceite entre 13 – 30 °API la predicción del perfil de presión es sobre estimado, sin embargo al aumentar la gravedad mejora la predicción de la pérdida de presión.
- **Relación Gas-Líquido (RGL):** La exactitud del método de Orkisewski es muy bueno para RGL hasta 5000, los errores llegan a ser grandes >20% para RGL superiores a ésta
- **Corte de Agua:** La correlación predice la caída de presión para un amplio rango de cortes de agua.

3.3.4 Beggs y Brill

Esta correlación fue desarrollada para sartas de tubería vertical, inclinada y horizontal, fue resultado de experimentos con agua y aire y cuenta con un amplio rango de aplicabilidad en sus parámetros.

- **Tamaño Tubing:** Para el rango en que la investigación experimental se llevo a cabo, es decir, diámetros de 1 y 1.5 pulg las pérdidas de presión se calculan con precisión, cualquier aumento en el tamaño de tubing representa una sobre predicción de la caída de presión.
- **Gravedad de Petróleo:** En un amplio rango de gravedades la correlación se desempeña con exactitud
- **Relación Gas-Líquido (RGL):** En general, la caída de presión se desfasa con el aumento de RGL, los errores se hacen especialmente grandes para RGL por encima de 5000
- **Corte de Agua:** La precisión de las predicciones del perfil de presión es generalmente bueno hasta cortes de agua del 10%.

En general, las correlaciones de Hagedorn y Brown y Orkisevski se pueden emplear satisfactoriamente para pozos verticales con o sin corte de agua y por lo tanto deberían ser la primera opción en este tipo de pozos; como ya mencionamos anteriormente la correlación de Duns y Ros no es aplicable en pozos con corte de agua y debe ser evitada en éstos casos. La correlación de Beggs y Brill es aplicable a pozos desviados con o sin corte de agua y actualmente es la correlación más aplicable es pozos inclinados. Sin embargo, cabe señalar que la eficiencia de las correlaciones de flujo multifásico no puede verse afectada en su totalidad por la variación de un único parámetro pues en la mayoría de los casos ésta eficiencia puede depender de la combinación de varias variables de flujo.

Por lo tanto, teniendo en cuenta estas limitaciones o rangos señalados se pueden discutir o tener como guía para seleccionar o eliminar una correlación en particular según los datos dados o en ausencia de más información.

3.4 Correlaciones de Flujo Multifásico en Tubería Vertical

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 2.1 de la siguiente forma:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta h}\right)_T = \left(\frac{\Delta p}{\Delta h}\right)_e + \left(\frac{\Delta p}{\Delta h}\right)_f \quad (3.2)$$

Las diversas correlaciones existentes para calcular las distribuciones de presión en tuberías con flujo multifásico, puede clasificarse en tres grupos según el criterio empleado en su desarrollo. En la tabla 11 se muestran los 3 grupos y los criterios desarrollados.

Basados en las comparaciones hechas por Lawson y Brill, los métodos vistos en este capítulo están entre las mejores correlaciones para flujo vertical, pues se consideraron varios tamaños de tuberías, cambios en las propiedades de los fluidos y caudales de flujo.

Se destacan:

- Poettmann y Carpenter (1952)
- Duns y Ros (1963)
- Hagedorn y Brown (1965)
- Orkiszewski (1967)
- Beggs y Brill (1973)

En algunas ocasiones, emplear adecuadamente estas correlaciones resulta un proceso complejo; por esta razón a continuación se destacan los elementos más relevantes de cada correlación, su procedimiento de cálculo con todas las gráficas necesarias y la metodología de aplicación.

Tabla 11 Criterios en el desarrollo de las correlaciones

	Grupo I	Grupo II	Grupo III
Resbalamiento Entre las Fases	No se considera	Si se considera	Si se considera
Densidad de la Mezcla (ρ_m)	Se calcula en función de las propiedades de los fluidos	Se calcula considerando el efecto de hold up	Se calcula considerando el efecto de hold up
Factor de Fricción (f)	Se determina empíricamente	Se correlaciona con las propiedades combinadas del gas y el líquido	Se correlaciona con las propiedades del fluido en la fase continua
Patrones de Flujo	No se distinguen	No se distinguen	Si se distinguen
Métodos o Correlaciones	Poettman y Carpenter, Fancher y Brown y Baxendell y Thomas	Hagedorn y Brown	Dun y Ros, Orkiszewski, Aziz, Beggs y Brill, Chierci, Gould y Tek entre otras.

Fuente: Autores

La tabla 12 resume las características de cada correlación, información más detallada sobre cada una de ellas se presentará a continuación:

Tabla 12 Resumen de las correlaciones

Correlación	Aplicación a Flujo Horizontal	Aplicación a Flujo Horizontal	Hold up de Líquido	Mapa de Flujo
Poettmann y Carpenter	NO	SI	NO	NO
Duns Y Ros (1981)	NO	SI	SI	SI
Hagedorn y Brown (1965)	NO	SI	SI	NO
Orkiszewski	NO	SI	SI	SI
Beggs y Brill (1979)	SI	SI	SI	SI

Fuente: Piping Equipment – Hysys

3.4.1 Poettman Y Carpenter

Poettman y Carpenter¹⁴ desarrollaron un método semi empírico utilizando diámetros de tubería de producción de 2, 2½, 3 pulgadas en el que incorporaron la ecuación general de energía y datos de 34 pozos fluyentes de aceite y 15 con bombeo neumático. El aceite, gas y agua fueron considerados para estar en una sola fase, y no se trato de determinar la correlación de hold up. Toda la pérdida de energía incluyendo el resbamiento y líquidos de emergencia se introdujeron en un factor de pérdida la cual se tomó como constante en toda la longitud de la tubería. También se asumió flujo vertical de aceite, gas y agua como turbulento, además de no tomar en cuenta los patrones de flujo.

La correlación de Poettman y Carpenter sigue siendo usada extensamente en los campos bajo las siguientes condiciones:

- Tubería de 2, 2½ y 3 pulg
- Viscosidades menores a 5 cp
- RGL menores a 1500 ft^3/bl
- Caudales mayores a 400 bpd

Fancher y Brown obtuvieron una correlación para tuberías de 2 pulgadas de diámetro interno, y se ajusta con mayor precisión que la correlación de Poettman y Carpenter para caudales bajos y altas RGL.

3.4.1.1 Procedimiento de cálculo

1. Se debe tener u obtener $p_1, p_2, T_1, T_2, R, \gamma_g, \gamma_w, q_o, q_w, h, d$ así como B_o y R_s a p_1 y p_2 .
2. Graficar h vs p
3. Determinar la masa de aceite, gas y agua por barril de aceite

$$M = 350 \cdot \gamma_o + 0.0764 \cdot \gamma_g \cdot R + 350 \cdot \gamma_w \cdot WOR \quad (3.3)$$

¹⁴ Ver deducción de la correlación de Poettmann y Carpenter en: Fundamentos de Producción y Mantenimiento de Pozos Petroleros. T.E.W. Nind. Pag (101-110)

4. Calcular el flujo másico de la mezcla w_m en $lb_m/día$
5. Suponer una presión inicial en la TP
6. Calcular el volumen de la mezcla V_T a la presión y temperatura establecida

$$V_T = 5.61 \cdot B_o + 5.61 \cdot WOR + (R - R_s) \left(\frac{14.7}{p} \right) \left(\frac{T}{520} \right) \left(\frac{Z}{1} \right) \quad (3.4)$$

7. Determinar la densidad a la presión supuesta

$$\rho_m = \frac{M}{V_T} \quad (3.5)$$

8. De la figura 13, determinar el gradiente de presión fluyendo para el flujo másico y la densidad, calculados en los pasos 4 y 7 respectivamente.
9. Suponer una segunda presión en la TP para una mayor profundidad y repetir los pasos 6, 7 y 8
10. De los gradientes obtenidos, determinar un gradiente de presión promedio
11. De la diferencia de presiones entre p_1 y p_2 , determinar la distancia entre estas dos presiones, así:

$$\frac{p_2 - p_1}{\left(\frac{dp}{dh} \right)_{prom}} = \frac{dp}{\left(\frac{dp}{dh} \right)_{prom}} = \Delta h \quad (3.6)$$

12. Repetir el procedimiento hasta completar la profundidad del pozo
13. Para obtener el gradiente de presión incluyendo las pérdidas por fricción tenemos:

$$d \cdot v \cdot \rho = \frac{1.4737 \times 10^{-5} \cdot w_m}{d/12} \quad (3.7)$$

14. De la figura 14 determinar el valor del factor de fricción f , con el valor obtenido en el paso 13

15. Calcular el gradiente de presión total con:

$$\left(\frac{dp}{dh}\right)_T = \frac{1}{144} \left[\bar{\rho}_m + \left(\frac{f \cdot w_m^2}{7.413 \times 10^{10} \cdot \bar{\rho}_m \cdot (d/12)^5} \right) \right] \quad (3.8)$$

Donde,

$$\bar{\rho}_m = \frac{\rho_{m1} + \rho_{m2}}{2}$$

16. Por último, Calculamos la profundidad total con:

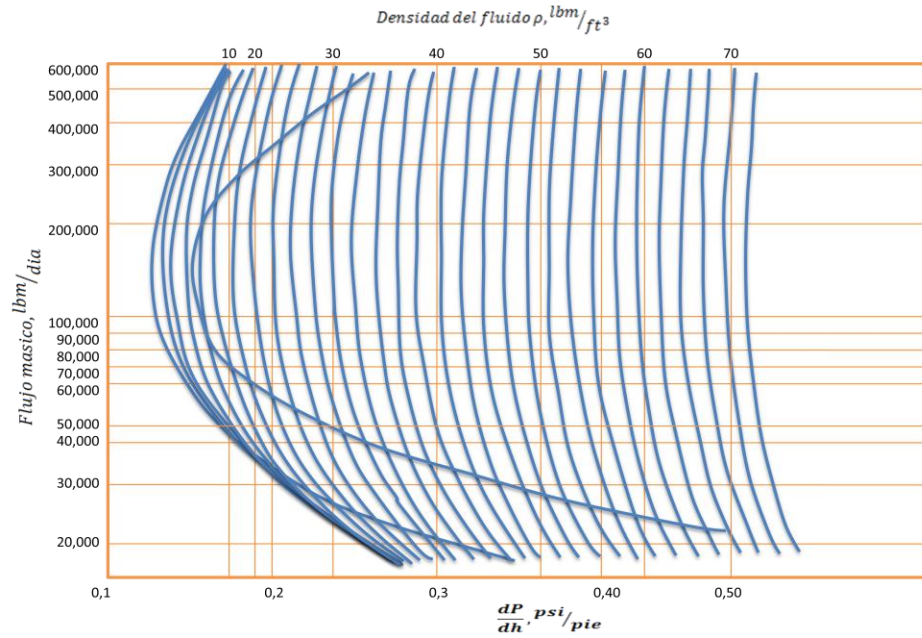
$$\frac{p_2 - p_1}{\left(\frac{dp}{dh}\right)_T} = \frac{dp}{\left(\frac{dp}{dh}\right)_T} = \Delta h \quad (3.9)$$

3.4.1.2 Metodología¹⁵

Para hacer uso de la correlación de Poettman y Carpenter necesitamos conocer los siguientes datos: p_1, p_2, T_1, T_2, h y d así como $R, \gamma_g, \gamma_w, q_o, q_w$, además B_o y R_s a p_1 y p_2 , si estos datos no son conocidos podemos obtenerlos mediante correlaciones como las mencionadas en el capítulo 1, usualmente se cuentan con éstos datos de pruebas PVT. Si seguimos con el procedimiento de cálculo descrito podemos encontrar información importante como lo es: el factor de fricción (mediante gráfica), el gradiente de presión total y la profundidad total.

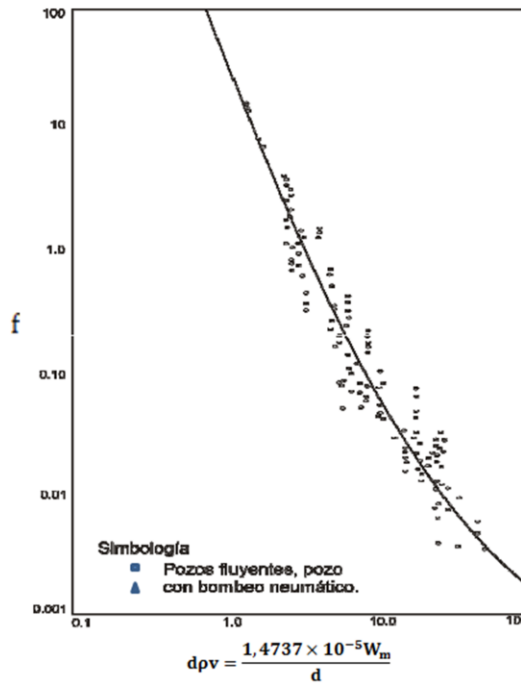
¹⁵ Ver ejemplo de Poettmann y Carpenter en Anexo 1

Figura 13 Correlación de la densidad del fluido



Fuente: Brown, K. E. and Beggs, H. D. - The Technology of Artificial Lift Methods, 1977

Figura 14 Correlación de datos de campo en pozos fluentes y bombeo neumático para determinar factor de fricción f



Fuente: Brown, K. E. and Beggs, H. D. - The Technology of Artificial Lift Methods, 1977

3.4.2 Dun y Ros

El método de Duns y Ros es el resultado de una investigación de laboratorio a gran escala con modificaciones y ajustes usando datos de campo. Duns y Ros escogieron una aproximación un poco diferente que la mayoría de los investigadores. El gradiente de presión es expresado como una fracción del gradiente de líquido hidrostático ($\rho_L g$). Ellos definieron arbitrariamente el gradiente de presión estática como el peso del volumen por la densidad in-situ y desarrollaron correlaciones para la fricción en la pared de la tubería de sus extensos datos de laboratorio para cada una de las tres amplias regiones de flujo. Aunque ellos usaron en un punto específico un balance de presión en lugar de un balance de energía, sus ecuaciones son un balance de energía termodinámico.

El gradiente total incluye un gradiente estático, un gradiente de fricción y un gradiente de aceleración. Los efectos de resbalamiento entre el gas y el líquido son incorporados en el gradiente estático y se mantiene separado de los efectos debido a la fricción. Ellos separaron el flujo dentro de tres tipos de regiones y prepararon correlaciones separadas para el resbalamiento y fricción en los tres.

Las tres regiones son:

- **Región I:** La fase líquida es continua y el flujo burbuja, flujo tapón y parte del flujo burbuja existe en este régimen.
- **Región II:** en esta región las fases del líquido y gas se alternan. La región por lo tanto cubre el patrón de flujo tapón y el resto del flujo burbuja.
- **Región III:** En esta región el gas es la fase continua, por lo que en esta región se encuentra el flujo neblina.

3.4.2.1 Procedimiento de cálculo

1. Calcular la densidad relativa del aceite
2. Obtener la masa asociada con un barril de líquido a condiciones estándar:

$$M = \gamma_o(350) \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + \gamma_w(350) \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) + (0.0764) \cdot R \cdot \gamma_g \quad (3.10)$$

3. Determinar la densidad de la fase líquida:

$$\rho_L = 62.428 \left[\gamma_o \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + \gamma_w \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) \right] \quad (3.11)$$

4. Obtener la presión promedio en psia:

$$\bar{p} = \frac{p_1 + p_2}{2} + p_{atm} \quad (3.12)$$

5. Obtener la temperatura promedio:

$$\bar{T} = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad (3.13)$$

6. Obtener \bar{Z}

7. Calcular la densidad promedio de la fase de gas:

$$\bar{\rho}_g = \gamma_g (0.0764) \left(\frac{520}{T + 460} \right) \left(\frac{\bar{p}}{14.7} \right) \left(\frac{1}{\bar{Z}} \right) \quad (3.14)$$

8. Calcular la viscosidad promedio del aceite con las ecuaciones 1.24 y 1.25

9. Calcular la viscosidad promedio del agua con la ecuación 1.65

10. Calcular la viscosidad de la mezcla del líquido:

$$\bar{\mu}_L = \left[\bar{\mu}_o \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + \bar{\mu}_w \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) \right] \quad (3.15)$$

11. Calcular la tensión superficial de la mezcla de líquido:

$$\sigma_L = \sigma_o \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + \sigma_w \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) \quad (3.16)$$

12. Calcular R_s a \bar{p} y \bar{T}

13. Calcular B_o a \bar{p} y \bar{T}

14. Calcular el área transversal de la tubería.

15. Calcular el número de viscosidad del líquido:

$$N_{L\mu} = 0.15726 \times \mu_L \left(\frac{1}{\rho_L \sigma^3} \right)^{0.25} \quad (3.17)$$

16. Calcular la velocidad superficial del liquido (suponiendo $B_w = 1.0$)

$$v_{sL} = \frac{(5.6142)(144) q_L}{86400 \cdot A_p} \left[B_o \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + B_w \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) \right] \quad (3.18)$$

17. Calcular el número de velocidad del liquido:

$$N_{Lv} = 1.938 \times v_{sL} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0.25} \quad (3.19)$$

18. Calcular la velocidad superficial del gas:

$$v_{sg} = \frac{(144) \cdot q_L \left((R - R_s) \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) \right)}{86400 \cdot A_p} \left(\frac{14.7}{\bar{p}} \right) \left(\frac{\bar{T} + 460}{520} \right) \left(\frac{Z}{1} \right) \quad (3.20)$$

19. Calcular el número de velocidad del gas:

$$N_{gv} = 1.938 \times v_{sg} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0.25} \quad (3.21)$$

20. Calcular el número de diámetro de la tubería:

$$N_d = 120.872 \cdot \frac{d}{12} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0.5} \quad (3.22)$$

21. Seleccionar el régimen de flujo adecuado de la figura 15

22. Determinar el factor de resbalamiento dependiendo de la región de flujo obtenida en el paso 21

a) Para la Región I:

El resbalamiento se obtiene de la siguiente ecuación:

$$S = F_1 + F_2 \cdot N_{Lv} + F'_3 \left(\frac{N_{gv}}{1 + N_{Lv}} \right)^2 \quad (3.23)$$

Donde F_1, F_2, F_3, F_4 se obtienen de la figura 16 y :

$$F'_3 = F_3 - \frac{F_4}{N_d} \quad (3.24)$$

Para flujo anular N_d se basa en el perímetro mojado. Por lo tanto:

$$d = (d_c + d_t) \quad (3.25)$$

Los límites de la Región I son:

$$0 \leq N_{gv} \leq (L_1 + L_2 \cdot N_{Lv}) \quad (3.26)$$

Donde L_1 y L_2 se obtienen de la figura 17

b) Para la Región II :

$$S = (1 + F_5) \frac{(N_{gv})^{0.982} + F'_6}{(1 + F_7 \cdot N_{Lv})^2} \quad (3.27)$$

Donde $F_5, F_7, F_6,$ se obtienen de la figura 18 y donde:

$$F'_6 = 0.029 \cdot N_d + F_6 \quad (3.28)$$

Los límites de la región II son:

$$(L_1 + L_2 \cdot N_{Lv}) < N_{gv} < (50 + 36 \cdot N_{Lv}) \quad (3.29)$$

c) Para la Región III:

$$S = 0 \quad (3.30)$$

Por lo tanto:

$$H_L = \frac{1}{1 + \left(\frac{v_{sg}}{v_{sL}}\right)} \quad (3.31)$$

El límite de la Región III es:

$$N_{gv} > (75 + 84 \cdot N_{Lv}^{0.75}) \quad (3.32)$$

23. Determinar la velocidad de resbalamiento si el flujo se encuentra dentro de la región I ó II:

$$v_s = \frac{S}{1.938 \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L}\right)^{0.25}} \quad (3.33)$$

24. Determinar el hold up del liquido:

$$H_L = \frac{v_s - v_{sg} - v_{sL} + \left[(v_s - v_{sg} - v_{sL})^2 + 4v_s \cdot v_{sL}\right]^{0.5}}{2 \cdot v_s} \quad (3.34)$$

25. Determinar el Numero de Reynolds para el liquido:

$$N_{ReL} = 1488 \frac{\rho_L \cdot v_{sL} \cdot d}{12 \cdot \mu_L} \quad (3.35)$$

26. Determinar el gradiente de fricción de acuerdo a la región de flujo.

• **Para la Región I y II:**

$$\tau_{fr} = 2 \cdot f_w \frac{N_{Lv}(N_{Lv} + N_{gv})}{N_d} \quad (3.36)$$

Donde:

$$f_w = (f_1) \frac{f_2}{f_3} \quad (3.37)$$

Y:

f_1 se obtiene de la figura 19

f_2 se obtiene de la figura 20 y para obtenerla debe determinar la abscisa:

$$f_1 \cdot R \cdot (N_d)^{\frac{2}{3}}$$

Donde:

$$R = \frac{v_{sg}}{v_{sL}} \quad (3.38)$$

$$f_2 = 1 + f_1 \left(\frac{R}{50} \right)^{0.5} \quad (3.39)$$

El factor de fricción f_w es válido para la región I y II. Es bueno para $N_{Lv} = 0$ y arriba del límite dado por $N_{gv} = (50 + 36 N_{Lv})$.

- **Para la región III:**

El flujo niebla donde: $N_{gv} > (75 + 84 \cdot N_{Lv}^{0.75})$

$$\tau_{fr} = 2 f_w \cdot N_\rho \frac{(N_{gv})^2}{N_d} \quad (3.40)$$

Donde:

$$N_\rho = \frac{\rho_g}{\rho_L} \quad (3.41)$$

En la región III f_w se toma como f_1 y podría ser obtenida de la figura 19 para $\varepsilon > 0.05d$; el valor de f_1 es calculado con la ecuación:

$$f_1 = \frac{1}{\left[4 \cdot \log \left(\frac{0.027 \cdot \varepsilon}{d} \right) \right]^2} + 0.0067 \left(\frac{\varepsilon}{d} \right)^{1.73} \quad (3.42)$$

Para $\varepsilon > 0.05 (d)$, el valor de $d - \varepsilon$ podría ser sustituido por d durante el cálculo del gradiente de fricción, y también esta sustitución puede ser hecha por:

$$v_{sg} = \frac{v_{sg} \cdot d^2}{(d - \varepsilon)^2} \quad (3.43)$$

27. Determinar el gradiente estático:

$$\tau_{st} = H_L + N_\rho(1 - H_L) \quad (3.44)$$

Donde:

$$N_\rho = \frac{\rho_g}{\rho_L} \quad (3.45)$$

28. Determinar el gradiente de presión adimensional total:

- **Para las regiones I y II:**

$$\tau_T = \tau_{st} + \tau_{fr} \quad (3.46)$$

- **Para la región III (tomando en cuenta la aceleración)**

$$\tau = \frac{\tau_{st} + \tau_{fr}}{1 - (\rho_L \cdot v_{sl} + \rho_g \cdot v_{sg})(v_{sg}/p)} \quad (3.47)$$

29. Convertir el gradiente a psi/ft:

$$\frac{dp}{dh_{st}} = \frac{\tau_{st} \cdot \rho_L}{144} \quad (3.48)$$

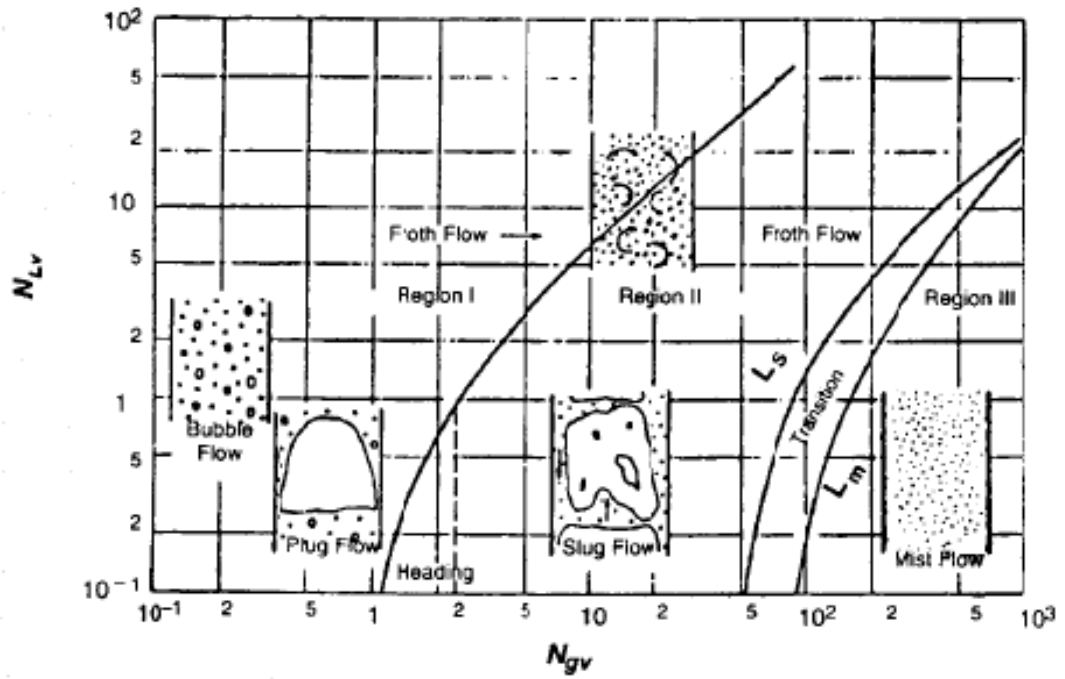
$$\frac{dp}{dh_{fr}} = \frac{\tau_{fr} \cdot \rho_L}{144} \quad (3.49)$$

$$\frac{dp}{dh_T} = \frac{\tau_T \cdot \rho_L}{144} \quad (3.50)$$

30. Determinar la longitud para esa caída de presión:

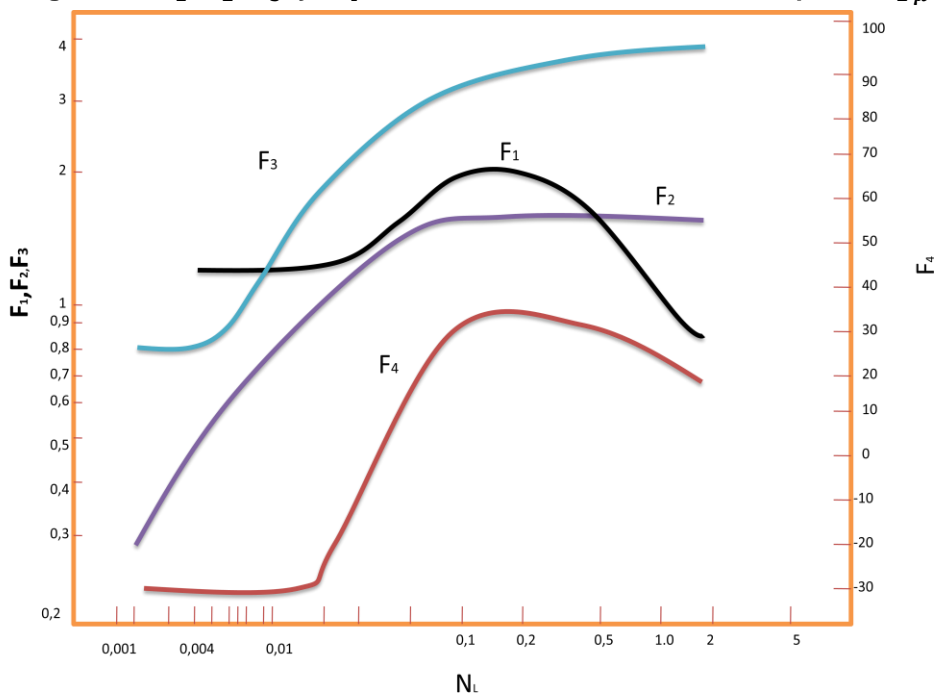
$$\Delta h = \frac{\Delta p}{\frac{dp}{dh_{total}}} \quad (3.51)$$

Figura 15 Regiones para la Correlación Duns y Ros



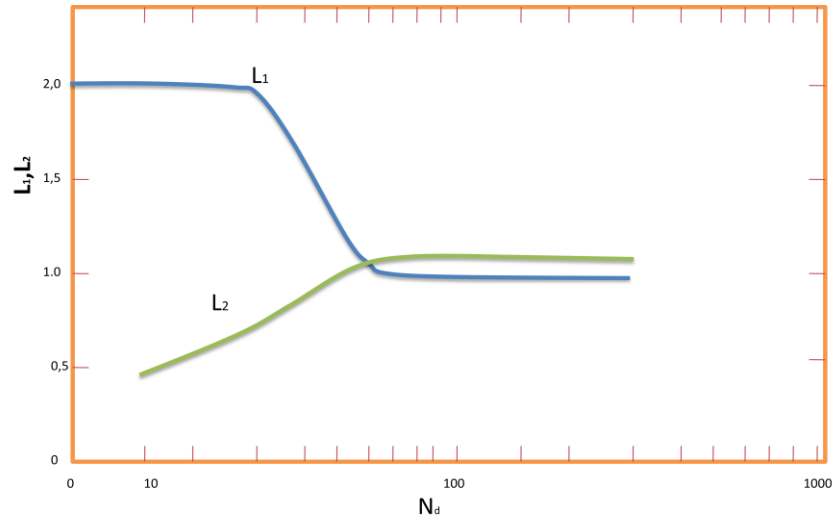
Fuente: Multiphase Flow in Wells, James P Brill, 1999

Figura 16 $F_1, F_2, F_3,$ y F_4 vs Número de la viscosidad del líquido $N_{L\mu}$



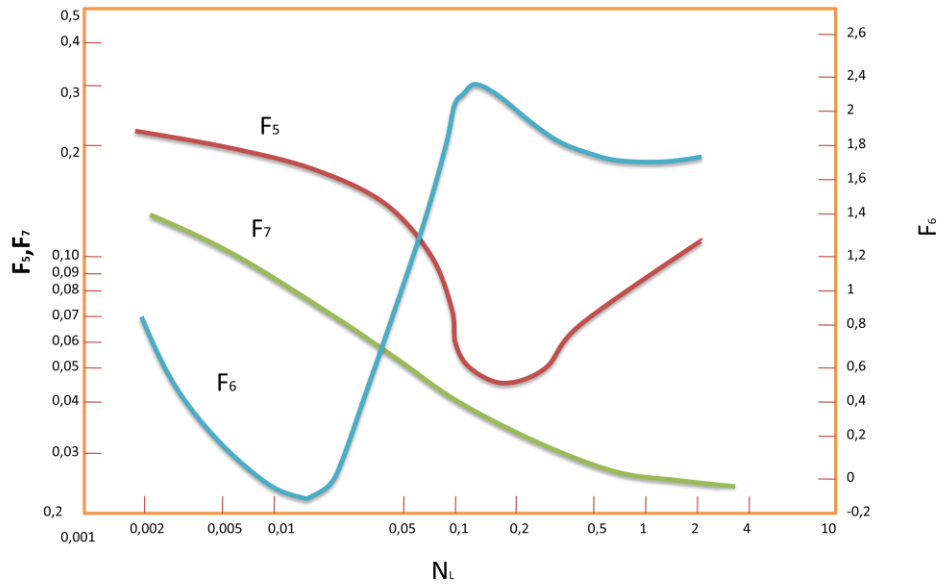
Fuente: Multiphase Flow in Wells, James P Brill, 1999

Figura 17 Factores L_1 Y L_2 vs el Número de diámetro de la tubería N_d

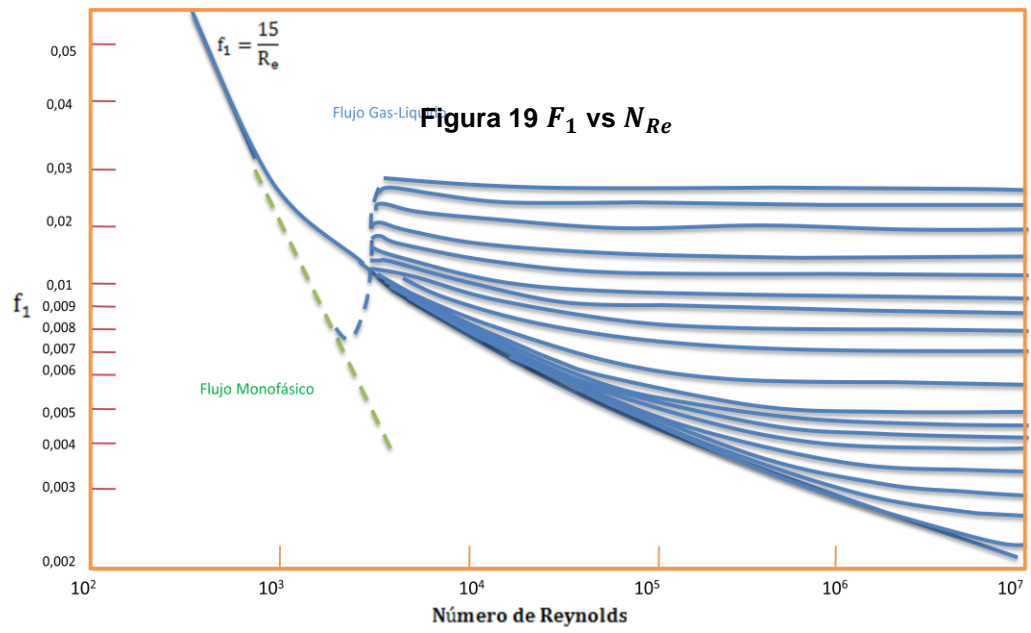


Fuente: Multiphase Flow in Wells, James P Brill, 1999

Figura 18 $F_5, F_6,$ y F_7 vs Número de la viscosidad del líquido $N_{L\mu}$

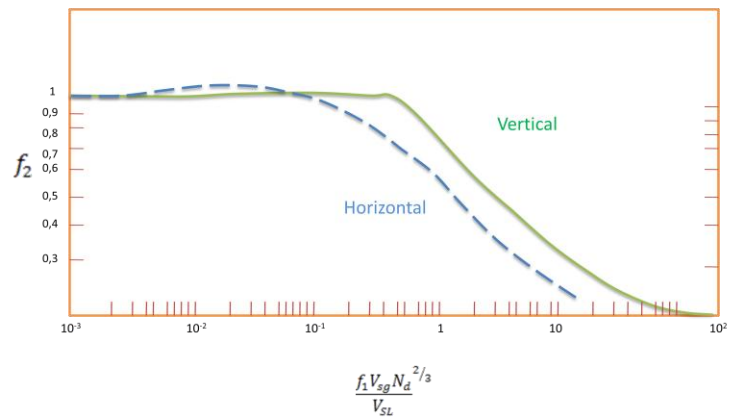


Fuente: Multiphase Flow in Wells, James P Brill, 1999



Fuente: Multiphase Flow in Wells, James P Brill, 1999

Figura 20 Corrección de la Fricción de Burbuja



Fuente: Multiphase Flow in Wells, James P Brill, 1999

3.4.2.2 Metodología¹⁶

Para aplicar la correlación de Duns y Ros es necesario contar con un mínimo de datos, estos son: presión y temperatura en cabeza y fondo, diámetro de flujo, $R, \gamma_o, \gamma_w, \gamma_g, q_o, q_w, \sigma_o, \sigma_w$ si no son conocidos se debe contar con la información requerida para hallarlos a través de correlaciones, como las expuestas en el capítulo 1; si seguimos con el procedimiento de cálculo mencionado anteriormente hasta el paso 21 obtendremos las propiedades de flujo y clasificaremos el patrón de flujo mediante la figura 15, ya después de conocer nuestro régimen de flujo seguimos con el procedimiento indicado y calcularemos el hold up del líquido o colgamiento; ya con todos los datos podremos así calcular el gradiente estático y de fricción, dando como resultado el gradiente de presión total y la longitud de la caída de presión.

Ésta correlación es ampliamente aplicada y acertada pues tiene en cuenta los regímenes de flujo (Mapa de Patrones de Flujo) y presenta diferentes ecuaciones de cálculo de gradiente dependiendo del patrón además de tener en cuenta parámetros como el hold up que afecta la caída de presión.

3.4.3 Hagedorn y Brown (General)

Hagedorn y Brown establecieron una correlación general la cual incluyera prácticamente todos los rangos de flujo, tamaños de tubería usados ordinariamente y los efectos de las características de los líquidos. Los datos fueron tomados para rangos de tubería a partir de 1 pulgada a 2 ½ pulgadas. El estudio incluyó todo el trabajo anterior hecho por este equipo de investigadores en el efecto de la viscosidad líquida como “correlaciones limitadas”. El término de energía cinética fue incorporado en la ecuación de energía por que fue considerada para ser significativa en tuberías de diámetro pequeño en la región cerca de la superficie donde el fluido tiene baja densidad. Dos ajustes fueron encontrados para mejorar esta correlación. La correlación de Griffith fue usada para que el flujo burbuja existiera y el hold up fue revisado para asegurarse de que excediera el hold up sin resbalamiento.

¹⁶ Ver ejemplo de correlación Duns y Ros en Anexo 2

3.4.3.1 Procedimiento de cálculo

Comenzar con una presión conocida p_1 , y asumir el valor para p_2 . Calcular el incremento de profundidad.

1. Calcular la gravedad específica del aceite γ_o

$$\gamma_o = \frac{141.5}{131.5 + {}^\circ API} \quad (3.52)$$

2. Encuentre la masa total asociada con un barril de líquido a condiciones de tanque

$$M = \gamma_o \cdot (350) \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + \gamma_w \cdot (350) \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) + (0.0764) \cdot (R) \cdot \gamma_g \quad (3.53)$$

3. Calcular el flujo másico con:

$$w = q \cdot M \quad (3.54)$$

4. Calcular la presión media entre los dos puntos de la presión (en psia)

$$\bar{p} = \frac{p_1 + p_2}{2} + p_{atm} \quad (3.55)$$

Dependiendo de los requisitos del problema, es decir, si o no la presión de fondo de pozo es mínima para que fluya, ésta debe ser determinada de la información superficial, o si los cálculos comienzan de la profundidad total y sube por la tubería, la presión inicial debe ser conocida. Los incrementos o decrementos deben ser asumidos entre los puntos de presión (1) y (2) los cuales serán calculados.

5. Obtener \bar{z}
6. Con las ecuaciones del capítulo 1 obtener R_s a la \bar{p} y \bar{T}
7. Obtener B_o a \bar{p} y \bar{T}
8. Calcular la densidad de la fase líquida

$$\rho_L = \left[\frac{\gamma_o \cdot (62.4) + \frac{R_s \cdot \gamma_g \cdot (0.0764)}{5.614}}{B_o} \right] \cdot \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) + \left[\gamma_w \cdot (62.4) \cdot \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) \right] \quad (3.56)$$

9. Calcular la densidad media de la fase gaseosa

$$\bar{\rho}_g = \gamma_g \cdot (0.0764) \left(\frac{520}{T + 460} \right) \left(\frac{\bar{p}}{14.7} \right) \left(\frac{1}{Z} \right) \quad (3.57)$$

10. Calcular la viscosidad media del aceite con la correlación apropiada (Capítulo 1)

11. Calcular la viscosidad media del agua

12. Calcular la viscosidad líquida de la mezcla

$$\bar{\mu}_L = \left[\bar{\mu}_o \cdot \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + \bar{\mu}_w \cdot \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) \right] \quad (3.58)$$

Esto puede ser solamente una aproximación, puesto que la viscosidad de los líquidos inmiscibles es absolutamente compleja

13. Asiendo la tensión superficial constante en cada punto de presión, calcular la tensión superficial de la mezcla líquida

$$\sigma_L = \sigma_o \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + \sigma_w \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) \quad (3.59)$$

Esto representa sólo una aproximación de la tensión superficial de la fase líquida

14. Calcular el número de viscosidad del líquido N_L

$$N_L = 0.15726 \cdot \mu_L \cdot \left(\frac{1}{\rho_L \cdot \sigma_L^3} \right)^{\frac{1}{4}} \quad (3.60)$$

15. Determinar CN_L de la figura 21

16. Calcular el área de la T_p

$$A_p = \frac{\pi \cdot d^2}{4} \quad (3.61)$$

17. Asumiendo $B_w = 1.0$, calcular la velocidad superficial del líquido v_{sL} , $\frac{ft}{seg}$

$$v_{sL} = \frac{5.61 \cdot q_L}{86400 \cdot A_p} \left[B_o \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + B_w \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) \right] \quad (3.62)$$

18. Calcular el número de velocidad del líquido N_{Lv}

$$N_{Lv} = 1.938 \cdot v_{sL} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{\frac{1}{4}} \quad (3.63)$$

19. Calcular la velocidad superficial del gas, v_{sg}

$$v_{sg} = \frac{q_L \left(R - R_s \cdot \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) \right)}{86400 \cdot A_p} \left(\frac{14.7}{\bar{p}} \right) \left(\frac{\bar{T} + 460}{520} \right) \left(\frac{Z}{1} \right) \quad (3.64)$$

20. Calcular el número de velocidad del gas, N_{gv}

$$N_{gv} = 1.938 \cdot v_{sg} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{\frac{1}{4}} \quad (3.65)$$

21. Revisar el régimen de flujo para determinar si continúa con la correlación Hagedorn y Brown o se procede con la correlación de Griffith para flujo burbuja. El número "A" se calcula con la siguiente fórmula:

$$A = 1.071 - \frac{\left| 0.2218 \cdot (v_{sL} + v_{sg})^2 \right|}{d} \quad (3.66)$$

Si $A \geq 0.13$ entonces se utiliza este valor, y si es menor a 0.13 usa $A=0.13$, luego calculamos el número "B" con la siguiente fórmula:

$$B = \frac{v_{sg}}{v_{sL} + v_{sg}} \quad (3.67)$$

Si (B-A) es positivo o cero, se continua con la correlación Hagedorn y Brown

Si (B-A) es negativo, sigue con la correlación de Griffith, el procedimiento se encuentra en el método de Orkiszewski

Nota: este procedimiento sigue de cerca los incrementos de presión. Es posible que el procedimiento del cálculo cambie de un régimen a otro

22. Encuentra el número de diámetro de la tubería, N_d

$$N_d = 120.872 \cdot d \cdot \sqrt{\frac{\rho_L}{\sigma_L}} \quad (3.68)$$

23. Calcular el hold up en función de \emptyset

$$\emptyset = \left(\frac{N_{Lv}}{N_{gv}^{0.575}} \right) \cdot \left(\frac{\bar{p}}{14.7} \right)^{0.10} \cdot \left(\frac{CN_L}{N_d} \right) \quad (3.69)$$

24. Obtener de la figura 22, el valor de $\frac{H_L}{\psi}$

25. Determinar la segunda corrección en función de \emptyset

$$\emptyset = \left(\frac{N_{Lv} \cdot N_L^{0.380}}{N_d^{2.14}} \right) \quad (3.70)$$

26. Obtener ψ de la figura 23

27. Calcular el valor de H_L

$$H_L = \left(\frac{H_L}{\psi} \right) \cdot (\psi) \quad (3.71)$$

Para bajas viscosidades no habrá corrección y $\psi=1.00$

28. Determinar el valor para dos fases del número de Reynolds, $(N_{Re})_{TP}$

$$(N_{Re})_{TP} = \frac{2.2 \times 10^{-2} \cdot M \cdot q_L}{(d) \cdot (\mu_L^{H_L}) \cdot (\mu_g^{(1-H_L)})} \quad (3.72)$$

29. Determinar el valor para $\frac{\varepsilon}{d}$

Si el valor para ε no es conocido, un buen valor para usar es 0.00015 ft, el cual es un valor promedio dado para el acero comercial

30. Obtener el factor de fricción con la figura 24

31. Calcular la densidad media de la mezcla $\bar{\rho}_m$

(a) Utilizando el valor de H_L del paso 27, calcular $\bar{\rho}_m$ con la ecuación 2.66

32. Repetir los pasos 5, 6, 7, 17 y 19 para p_1 y p_2

33. Calcular la velocidad de la mezcla para p_1 y p_2

$$v_{m1} = v_{sL1} + v_{sg1} \quad (3.73)$$

$$v_{m2} = v_{sL2} + v_{sg2} \quad (3.74)$$

34. Determinar el valor para $\Delta(v_m^2)$

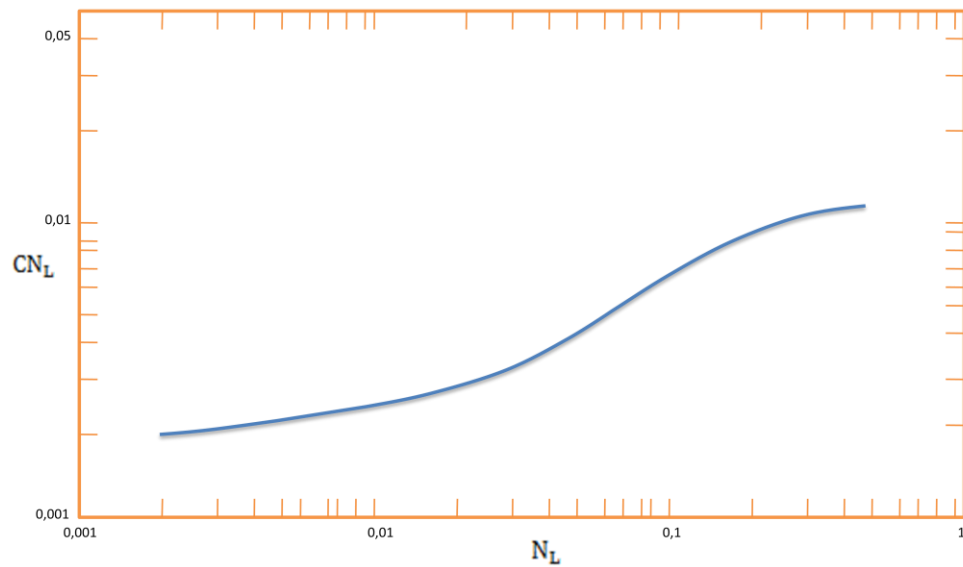
$$\Delta(v_m^2) = [v_{m1}^2 - v_{m2}^2] \quad (3.75)$$

35. Calcular Δh correspondiente a $\Delta p = p_1 - p_2$

$$\Delta h = \frac{144 \cdot \Delta p - \rho_m \cdot \left(\frac{\Delta v_m^2}{2 \cdot g_c} \right)}{\bar{\rho}_m + \frac{f \cdot w^2}{2.9652 \times 10^{11} \cdot d^5 \cdot \bar{\rho}_m}} \quad (3.76)$$

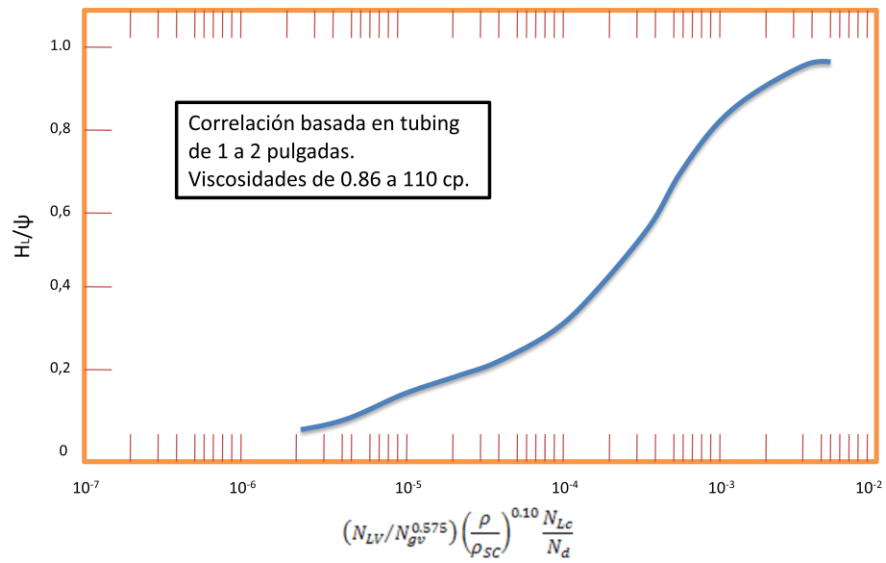
36. Comenzando con p_2 y la profundidad conocida a la p_2 , asumir otro punto de presión y repetir el procedimiento hasta alcanzar la profundidad total o hasta alcanzar la superficie.

Figura 21 Correlación para el coeficiente CN_L del número de viscosidad



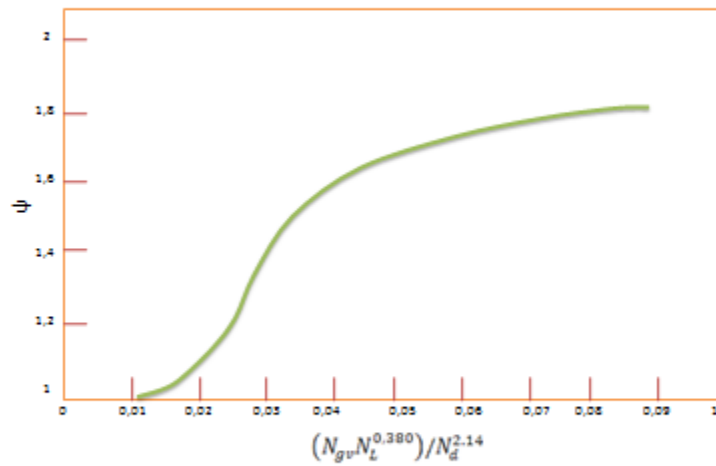
Fuente: Multiphase Flow in Wells, James P Brill, 1999

Figura 22 Correlación para el factor de hold up

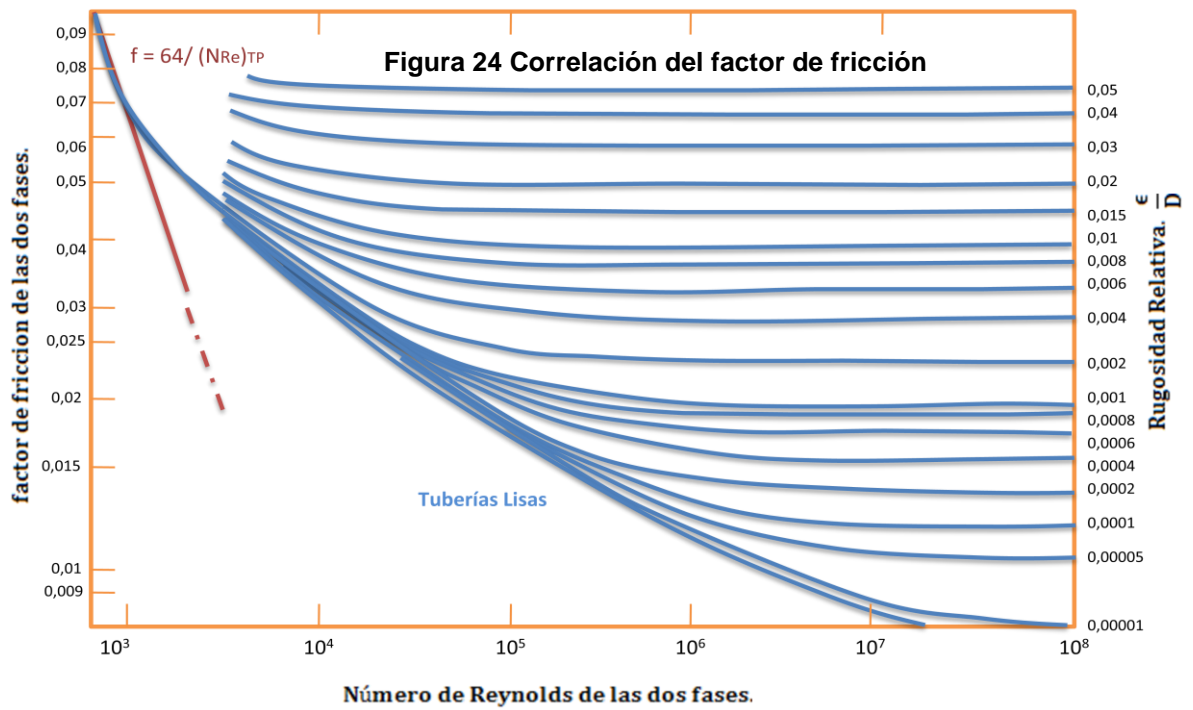


Fuente: Multiphase Flow in Wells, James P Brill, 1999

Figura 23 Correlación para la segunda corrección



Fuente: Multiphase Flow in Wells, James P Brill, 1999



Fuente: Multiphase Flow in Wells, James P Brill, 1999

2.4.3.2 Metodología¹⁷

Los datos requeridos para aplicar la correlación de Hagedorn y Brown son: $R, \gamma_o, \gamma_w, \gamma_g, q_o, q_w, \sigma_o, \sigma_w$ a diferencia de las primeras correlaciones no es necesario conocer la presión y temperatura en cabeza y fondo, para ésta correlación es necesario contar con una presión p_1 , asumir el valor para p_2 y tener el incremento de profundidad al igual que conocer sus respectivas temperaturas; siguiendo con el procedimiento de cálculo planteado, hasta el paso 20 calculamos las propiedades de flujo en tuberías, en el paso 21 se realiza un pequeño procedimiento para revisar el patrón de flujo pues esta correlación no aplica a flujo burbuja si éste existiera se procede a seguir con la correlación de Griffith expuesta en Orkiszewski, si seguimos con la correlación de Hagedorn y Brown encontramos el cálculo para hallar el hold up apoyado en gráficas así como su factor de fricción y encontramos el diferencial de velocidad de la mezcla para hallar el Δh real, ésta correlación se vuelve iterativa pues ahora comenzamos desde p_2 y con la profundidad conocida hasta p_2 , asumimos otro punto de presión y repetimos el procedimiento hasta alcanzar la profundidad total. Este ejercicio se puede realizar comenzando desde cabeza hasta llegar a la presión de fondo de pozo (profundidad en fondo) ó desde presión de fondo y llegar a presión de superficie.

3.4.4 Orkiszewski

La correlación de Orkiszewski fue resultado de un análisis de muchos de los métodos publicados para determinar con precisión la caída de presión en una amplia gama de condiciones de pozo.

Orkiszewski enfatizó que el hold up de líquido fuera derivado del fenómeno físico observado y que el gradiente de presión fuera relacionado a la distribución geométrica de la fase líquida y gas, por lo que determinó que la densidad de la mezcla se determinara mediante el hold up, considerando en ella el resbalamiento entre las fases; el factor de fricción se correlacionó con las propiedades del fluido en la fase continua.

¹⁷ Ver ejemplo de correlación de Hagedorn y Brown en Anexo 3

Se reconocieron cuatro tipos de patrones de flujo e hizo correlaciones separadas para establecer la velocidad de resbalamiento y fricción para cada uno de los patrones. Los patrones son burbuja, tapón, transición (tapón-niebla) y niebla.

Considerando similitudes en conceptos teóricos y diferentes categorías, Orkiszewski comparó cinco métodos seleccionados y determinó la cantidad de desviación entre las caídas de presión medidas y predichas. Orkiszewski observó que los mejores resultados, bajo ciertas condiciones de flujo, se obtenían con los métodos de Griffith y Wallis, y Duns y Ros, por lo que tomó estas correlaciones como base para desarrollar éste método, combinándolas para los diferentes patrones de flujo considerados.

3.4.4.1 Procedimiento de cálculo

1. Selecciona el punto donde se va a comenzar, ya sea en la cabeza del pozo o en el fondo de pozo
2. Determinar el gradiente de temperatura del pozo
3. Fijar una Δp que puede ser el de superficie o el de fondo. Encontrar la \bar{p} de ese incremento o decremento, según sea el caso.
4. Suponer un incremento de profundidad Δh , y determinar la profundidad promedio \bar{h} del incremento
5. Del gradiente de temperatura, determinar la \bar{T}
6. Determinar las propiedades de los fluidos a \bar{p} y \bar{T} , así como $\rho_L, \rho_g, v_{sL}, v_{sg}, v_m, \mu_L, \mu_g, N_{gv}, N_{Lv}$ con las ecuaciones de los capítulos anteriores.
7. Determine L_B, L_S y L_M para poder obtener el tipo de régimen de flujo de la siguiente tabla:

Tabla 13 Límites de los patrones de flujo

Límites	Régimen de Flujo
$\frac{v_{sg}}{v_m} < L_B$	Burbuja
$\frac{v_{sg}}{v_m} < L_B, \quad N_{gv} < L_S$	Bache
$L_M > N_{gv} > L_S$	Transición (Bache-Niebla)
$N_{gv} > L_M$	Niebla

Fuente: Flujo Multifásico, James P Brill, 1999

Donde L_B, L_S y L_M son los límites de burbuja – bache, bache – transición, transición – niebla respectivamente (adimensionales), y N_{gv} se calcula con la ecuación 2.54

Donde:

$$L_B = 1.071 - \left(2.6616 \frac{v_m^2}{d_h} \right) \quad (3.77)$$

Con el límite $L_B \geq 0.13$

Y

d_h = diámetro hidráulico de la tubería = área transversal / perímetro mojado, pulg

$$L_S = 50 + 36 \cdot N_{Lv} \quad (3.78)$$

$$L_M = 75 + 84 \cdot N_{Lv}^{0.75} \quad (3.79)$$

- Basándose en el régimen de flujo obtenido en el paso 7, determinar el gradiente de elevación y de fricción:

a) Régimen Burbuja

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e = \frac{1}{144} (\rho_L \cdot H_L + \rho_g (1 - H_L)) \quad (3.80)$$

Donde H_L se calcula con:

$$H_L = 1 - \frac{C_1 - C_2}{2} \quad (3.81)$$

Y,

$$C_1 = 1 + \frac{v_m}{0.8} \quad (3.82)$$

$$C_2 = \left(C_1^2 - \frac{4}{0.8} v_{sg}\right)^{0.5} \quad (3.83)$$

El gradiente de fricción se calcula con:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f = \frac{1}{144} \left(\frac{12 \cdot f \cdot \rho_L \cdot v_L^2}{2 \cdot g \cdot d_h}\right) \quad (3.84)$$

El factor de fricción se calcula utilizando un proceso iterativo con las ecuaciones 2.8 ó 2.9 según sea el caso y con:

$$N_{ReL} = \frac{124 \cdot d_h \cdot v_L \cdot \rho_L}{\mu_L} \quad (3.85)$$

b) Régimen de Bache

El gradiente de elevación se obtiene de acuerdo al procedimiento delineado por Griffith y Wallis:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e = \frac{1}{144} \left(\frac{C_3}{v_m + v_b} + \rho_L \cdot \delta\right) \quad (3.86)$$

Donde,

$$C_3 = \rho_L (v_{sL} + v_b) + \rho_g \cdot v_{sg} \quad (3.87)$$

El término δ se conoce como el coeficiente de distribución del líquido, el cual considera los siguientes fenómenos físicos:

- 1) El líquido está distribuido en tres espacios: el bache, la película alrededor de la burbuja de gas y dentro de la misma como gotas atrapadas. Un cambio en su distribución cambiará las pérdidas netas por fricción.
- 2) Las pérdidas por fricción están constituidas esencialmente por dos componentes, una correspondiente al bache de líquido y la otra a la película del mismo.
- 3) La velocidad de elevación de la burbuja se aproxima a cero conforme el flujo tiende al tipo burbuja

El coeficiente de distribución de líquido δ se calcula como se indica en la siguiente tabla:

Tabla 14 Relación de la ecuación a aplicar, con la velocidad de a mezcla y la fase continua

Fase Continua	v_m	Ecuación a Aplicar
Agua $f_w > 0.75$	<10	(3.88)
	>10	(3.89)
Aceite $f_o > 0.25$	<10	(3.90)
	>10	(3.91)

Fuente: Autores

Las ecuaciones para obtener δ son:

$$\delta = -0.681 + 0.013 \left(\frac{d_h}{12}\right)^{-1.38} \cdot \log \mu_L + 0.232 \cdot \log v_m - 0.428 \cdot \log \left(\frac{d_h}{12}\right) \quad (3.88)$$

$$\delta = -0.709 + 0.0451 \left(\frac{d_h}{12}\right)^{-0.799} \cdot \log \mu_L - 0.162 \cdot \log v_m - 0.888 \cdot \log \left(\frac{d_h}{12}\right) \quad (3.89)$$

$$\delta = -0.284 + 0.0127 \left(\frac{d_h}{12}\right)^{-1.415} \cdot \log(\mu_L + 1) + 0.167 \cdot \log v_m + 0.113 \cdot \log\left(\frac{d_h}{12}\right) \quad (3.90)$$

$$\delta = -0.161 + 0.0274 \left(\frac{d_h}{12}\right)^{-1.371} \cdot \log(\mu_L + 1) + 0.569 \cdot \log\left(\frac{d_h}{12}\right) - \left[0.397 + 0.01 \left(\frac{d_h}{12}\right)^{-1.571} \cdot \log(\mu_L + 1) + 0.63 \cdot \log\left(\frac{d_h}{12}\right)\right] \cdot \log v_m \quad (3.91)$$

El valor de δ deben estar dentro de los siguientes límites:

Para $v_m < 10$

$$\delta \geq -0.065 \cdot v_m \quad (3.92)$$

Para $v_m > 10$

$$\delta \geq -\frac{v_b}{v_m + v_b} \left(1 + \frac{\rho_m}{\rho_L}\right) \quad (3.93)$$

El valor de v_b (velocidad de elevación de la burbuja o velocidad del bache, ft/seg) se determina por ensayo y error con las siguientes ecuaciones:

$$N_{ReL} = \frac{124 \cdot d_h \cdot v_m \cdot \rho_L}{\mu_L} \quad (3.94)$$

$$N_{Reb} = \frac{124 \cdot d_h \cdot v_b \cdot \rho_L}{\mu_L} \quad (3.95)$$

El procedimiento para calcular la velocidad del bache se inicia suponiendo un valor de $v_b = 1.75$ ft/seg , y se compara con el calculado de la ecuación 3.96, 3.97, 3.99 ó 3.100 (según sea el caso) hasta que el supuesto sea igual al calculado.

Cuando $N_{ReL} > 6000$ tenemos los siguientes tres casos para N_{Reb}

1. Si $N_{Reb} \leq 3000$:

$$v_b = (0.546 + 8.74 \times 10^{-6} \cdot N_{ReL}) \left(\frac{g \cdot d_h}{12} \right)^{0.5} \quad (3.96)$$

2. Si $3000 \leq N_{Reb} \leq 8000$

$$v_b = 0.5 \cdot \alpha + \left(\alpha^2 + \frac{13.59 \cdot \mu_L}{\rho_L \left(\frac{d_h}{12} \right)^{0.5}} \right) \quad (3.97)$$

Donde:

$$\alpha = (0.251 + 8.74 \times 10^{-6} \cdot N_{ReL}) \left(\frac{g \cdot d_h}{12} \right)^{0.5} \quad (3.98)$$

3. Si $N_{Reb} \geq 8000$:

$$v_b = (0.350 + 8.74 \times 10^{-6} \cdot N_{ReL}) \left(\frac{g \cdot d_h}{12} \right)^{0.5} \quad (3.99)$$

Cuando $N_{ReL} \leq 6000$ y $N_{Reb} \leq 32.5$ se utiliza la siguiente ecuación para determinar v_b :

$$v_b = C_1 \cdot C_2 \left(\frac{g \cdot d_h}{12} \right)^{0.5} \quad (3.100)$$

Donde:

$$C_2 = 1.36 + C_5 + C_6 \cdot C_3 + C_7 \cdot C_3^2 \quad (3.101)$$

$$C_7 = -1.61 \times 10^{-3} + 4.6 \times 10^{-5} \cdot C_4 + 2.954 \times 10^{-3} \cdot C_4^2 + 5.5 \times 10^{-4} \cdot C_4^3 - 6.67 \times 10^{-4} \cdot C_4^4 \quad (3.102)$$

$$C_6 = 0.0413 - 0.01122 \cdot C_4 + 0.012 \cdot C_4^2 - 1.1 \times 10^{-3} \cdot C_4^3 - 1.118 \times 10^{-3} \cdot C_4^4 \quad (3.103)$$

$$C_5 = -0.220623 - 0.03408 \cdot C_4 + 9.549999 \times 10^{-3} \cdot C_4^2 - 8.283001 \times 10^{-3} \cdot C_4^3 + 2.645 \times 10^{-3} \cdot C_4^4 \quad (3.104)$$

$$C_4 = \frac{N_{Re_b} - 5500}{1000} \quad (3.105)$$

$$C_3 = \frac{N_{Re_L} - 3000}{1000} \quad (3.106)$$

$$C_1 = 0.013805 + 0.4246 \cdot C_8 - 0.1753 \cdot C_8^2 + 0.02363 \cdot C_8^3 \quad (3.107)$$

$$C_8 = \frac{N_{Re_b}}{10} \quad (3.108)$$

Y si $N_{Re_L} \leq 6000$ y $N_{Re_b} > 32.5$; $C_1 = 0.351$ y calculamos C_2 con las ecuaciones 3.101 a la 3.106 y v_b con la ecuación 3.100

El gradiente por fricción se obtiene con la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f = \frac{f \cdot v_m^2 \cdot \rho_L}{12 \cdot 2 \cdot g \cdot d_h} \left(\frac{v_{sL} + v_b}{v_m + v_b} + \delta \right) \quad (3.109)$$

El factor de fricción se puede calcular con la ecuación 2.9 y el número de Reynolds con la ecuación:

$$N_{Re_L} = \frac{124 \cdot d_h \cdot v_m \cdot \rho_L}{\mu_L} \quad (3.110)$$

c) Régimen de Transición Bache-Niebla

Para este caso Orkiszewski adoptó el método de interpolación propuesto por Duns y Ros que consiste en calcular $(\Delta p/\Delta L)_e$ y $(\Delta p/\Delta L)_f$ en las fronteras para el flujo bache y flujo niebla, para luego ponderar linealmente cada término respecto al valor de N_{gv} .

La zona de transición está definida por:

$$L_m > N_{gv} > L_S \quad (3.111)$$

Donde,

$$L_m = 84 \cdot N_{Lv}^{0.75} + 75 \quad (3.112)$$

El valor del término por elevación, está dado por:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e = \frac{L_m - N_{gv}}{L_m - L_S} \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{e \text{ Bache}} + \frac{N_{gv} - L_S}{L_m - L_S} \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{e \text{ Niebla}} \quad (3.113)$$

Y el término de fricción, por:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f = \frac{L_m - N_{gv}}{L_m - L_S} \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{f \text{ Bache}} + \frac{N_{gv} - L_S}{L_m - L_S} \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{f \text{ Niebla}} \quad (3.114)$$

Se obtiene un valor más preciso del factor de fricción en la región de niebla, si el flujo de gas se obtiene con la siguiente ecuación:

$$q_g = A_p \cdot L_m \left(\frac{\rho_L}{g \cdot \sigma_L}\right)^{-0.25} \quad (3.115)$$

d) Régimen de Niebla

Para calcular el gradiente de presión correspondiente a esta región se aplica el método de Duns y Ros

La región de niebla está definida para:

$$N_{gv} > L_m \quad (3.116)$$

El gradiente de elevación, dado que el líquido va en suspensión dentro de la corriente de gas y no existe una diferencia de velocidad entre las fases, se calcula:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e = \frac{1}{144} \left(\frac{\rho_L \cdot v_{sL} + \rho_g \cdot v_{sg}}{v_m}\right) \quad (3.117)$$

El gradiente de fricción, se considera que la mayor parte de las caídas de presión por fricción se deben al flujo de gas por tuberías

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f = \frac{12 \cdot f \cdot v_{sg}^2 \cdot \rho_g}{2 \cdot g \cdot d_h} \quad (3.118)$$

El factor de fricción se puede calcular con la ecuación 2.9 y con el número de Reynolds con la ecuación:

$$N_{ReL} = \frac{124 \cdot d_h \cdot v_{sg} \cdot \rho_g}{\mu_g} \quad (3.119)$$

En este caso la rugosidad relativa ε/d se determina a través de la función del número de Weber según los lineamientos establecidos por Duns y Ros, quienes señalan que sólo será significativo cuando su valor esté comprendido entre 1×10^{-3} y 0.5.

Entre estos límites, ε/d se calcula de la siguiente manera:

Si,

$$N_w < 0.005 \quad (3.120)$$

$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{0.8994 \cdot \sigma_L}{\rho_g \cdot v_{sg}^2 \cdot d_h} \quad (3.121)$$

Y si:

$$N_w \geq 0.005 \quad (3.122)$$

$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{4.6242 \cdot \sigma_L \cdot N_w^{0.302}}{\rho_g \cdot v_{sg}^2 \cdot d_h} \quad (3.123)$$

Donde:

$$N_w = 0.093 \frac{\rho_g}{\rho_L} \left(\frac{v_{sg} \cdot \mu_L}{\sigma_L} \right)^2 \quad (3.124)$$

9. Calcular Δh de la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta h}\right)_T = \frac{\left(\frac{\Delta p}{\Delta h}\right)_e + \left(\frac{\Delta p}{\Delta h}\right)_f}{1 - E_k} \quad (3.125)$$

Donde:

$$E_k = \frac{w_m \cdot v_{sg}}{4637 \cdot \bar{p} \cdot A_p} \quad (3.126)$$

E_k es el término donde se incluyen las caídas de presión por aceleración.

10. Si la Δh calculada en el paso 9 no es igual a la supuesta en el paso 4, entonces repetir el procedimiento a partir del paso 4 tomando como supuesta la Δh calculada en el paso 9. Este procedimiento se repite hasta que Δh supuesta sea igual a la Δh calculada.
11. Determinar los valores de p y Z para ese incremento Δh
12. Repetir el procedimiento del paso 3 hasta completar la profundidad del pozo.

3.4.4.2 Metodología¹⁸

Los datos necesarios para aplicar la correlación de Orkiszewski son semejantes a los requeridos en Hagedorn y Brown, $R, \gamma_o, \gamma_w, \gamma_g, q_o, q_w, \sigma_o, \sigma_w$ no es necesario conocer la presión y temperatura en cabeza y fondo, para ésta correlación es necesario contar con una presión p_1 , asumir el valor para p_2 y tener el incremento de profundidad al igual que conocer sus respectivas temperaturas, así como ocurre en Hagedorn y Brown; siguiendo con el procedimiento de cálculo planteado encontramos las propiedades de los fluidos a condiciones promedio hasta el paso 6; en el paso 7 realizamos unos pequeños cálculos para determinar por rangos propuestos el patrón de flujo que tenemos y ya encontrado seguimos con el procedimiento indicado según el régimen de flujo hallado, así determinamos el gradiente de elevación y fricción, pues Orkiszewski plantea correlaciones separadas según el patrón de flujo. En el paso 9 Calculamos la Δh , si esta no es igual a la supuesta en el paso 4 se repite el proceso a partir del

¹⁸ Ver ejemplo de la correlación de Orkiszewski en Anexo 4

paso 4 tomando como supuesta la Δh calculada en el paso 9. Este procedimiento se repite hasta que Δh supuesta sea igual a la Δh calculada. Cuando contamos con solo con la presión de cabeza o fondo y suponemos un incremento o decremento según sea el caso el procedimiento se repite desde el paso 3 hasta completar la profundidad del pozo; si p_1 y p_2 son conocidos no es necesario repetir ningún paso.

3.4.5 Beggs y Brill

La correlación de Beggs y Brill (1973) fue desarrollada en 584 experimentos tomados de datos obtenidos experimentalmente de una prueba de arreglo a pequeña escala. La prueba consistió en una sección de tubería de acrílico de 1 pulg y 1.5 pulg de diámetro, 90 ft de longitud, la cual tenía un mecanismo que podía inclinar la tubería de horizontal a vertical; los fluidos utilizados eran aire y agua. Los parámetros estudiados y rangos de variación son:

- Flujo de gas, 0 a 300 $Mft^3/día$
- Flujo de líquido, 0 a 30 gal/min
- Presión promedio del sistema, 35 a 95 psia
- Diámetro de la tubería, 1 y 1.5 pulg
- Hold up de líquido, 0 a 0.870
- Gradiente de presión, 0 a 0.8 psi/ft
- Angulo de inclinación, -90° a 90°

Para cada diámetro de tubería, los flujos de líquido y gas variaban por lo que se pudieron observar todos los patrones de flujo cuando la tubería estaba en posición horizontal. Una vez establecido el patrón de flujo se procedió a variar el ángulo de inclinación, así se pudo observar como el ángulo de inclinación afectaba el hold up y el gradiente de presión.

El hold up y el gradiente de presión fueron medidos en ángulos que variaban de 5, 10, 15, 20, 35, 55, 75 y 90 grados, así se encontró que el hold up llegaba a su máximo valor en 50° y su valor mínimo en -50° . El mapa de patrones de flujo original que obtuvieron Beggs y Brill fue ligeramente modificado para poder incluir la zona de transición entre el patrón de flujo segregado y el intermitente. El mapa

de patrones de flujo modificado fue sobrepuesto al original y se muestra en la figura 25

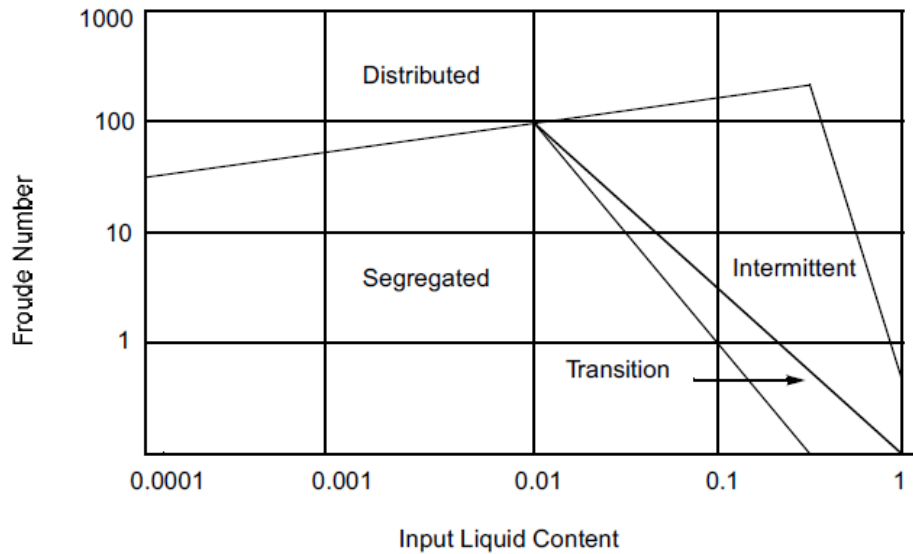
La ecuación para determinar el gradiente de presión es:

$$\frac{\Delta p}{\Delta h} = \frac{\left[\frac{g}{g_c} \cdot \rho_m \cdot \text{sen } \theta + \frac{f_T \cdot w_m \cdot v_m \cdot 12}{2 \cdot g_c \cdot d} \right]}{144 \left[1 - \frac{\rho_m \cdot v_m \cdot v_{sg}}{g_c \cdot p \cdot (144)} \right]} \quad (3.127)$$

Resolviendo la ecuación 3.127 para el incremento en la profundidad Δh :

$$\Delta h = \frac{\Delta p \cdot 144 \left[1 - \frac{\rho_m \cdot v_m \cdot v_{sg}}{g_c \cdot p \cdot (144)} \right]}{\left[\frac{g}{g_c} \cdot \rho_m \cdot \text{sen } \theta + \frac{f_T \cdot w_m \cdot v_m \cdot 12}{2 \cdot g_c \cdot d} \right]} \quad (3.128)$$

Figura 25 Mapa de patrones de flujo horizontal modificado



Fuente: Correlaciones y Modelos de Flujo Multifásico Hysys

3.4.5.1 Procedimiento de cálculo

Comenzando con una presión conocida p_1 , seleccionar el valor para p_2 y suponer un valor Δh entre los dos puntos de modo que la \bar{T} , que está en función de la profundidad, pueda ser evaluada. Calcular el incremento de profundidad, que debe coincidir con el valor supuesto.

1. Calcular la presión (psia) y profundidad promedio entre los dos puntos de presión dadas:

$$\bar{p} = \frac{p_1 + p_2}{2} + p_{atm} \quad (3.129)$$

$$\bar{h} = h + \frac{\Delta h}{2} \quad (3.130)$$

2. Determinar la temperatura promedio \bar{T} , a la profundidad promedio. Este valor se debe conocer de la relación temperatura vs profundidad (gradiente de temperatura)
3. Del análisis PVT o las correlaciones apropiadas, calcular a la \bar{p} y \bar{T} : R_s , B_o , B_w , μ_o , μ_w , σ_o , σ_w y Z
4. Calcular la densidad relativa del aceite

$$\gamma_o = \frac{141.5}{131.5 + ^\circ API} \quad (3.131)$$

5. Calcular las densidades del líquido y gas en lb_m / ft^3 a \bar{p} y \bar{T} :

$$\rho_L = \rho_o \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + \rho_w \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) \quad (3.132)$$

$$\rho_o = \frac{350 \cdot \gamma_o + 0.0764 \cdot R_s \cdot \gamma_g}{5.6146 \cdot B_o} \quad (3.133)$$

$$\rho_w = \frac{350 \cdot \gamma_w}{5.6146 \cdot B_w} \quad (3.134)$$

$$\rho_g = \frac{0.0764 \cdot \gamma_g \cdot \bar{p} \cdot 520}{(14.7)(\bar{T} + 460)Z} \quad (3.135)$$

6. Calcular los flujos de gas y líquido in situ (a condiciones de escurrimiento)

$$q_g = \frac{3.27 \times 10^{-7} \cdot Z \cdot q_o (R - R_s) (\bar{T} + 460)}{\bar{p}} \quad (3.136)$$

$$q_L = 6.49 \times 10^{-5} (q_o \cdot B_o + q_w \cdot B_w) \quad (3.137)$$

q_L y q_g en ft^3 / seg

7. Calcular las velocidades superficiales del gas, líquido y la mezcla in situ

$$v_{sL} = \frac{144 \cdot q_L}{A_p} \quad (3.138)$$

$$v_{sg} = \frac{144 \cdot q_g}{A_p} \quad (3.139)$$

$$v_m = v_{sL} + v_{sg} \quad (3.140)$$

8. Calcular el flujo másico del gas, líquido y total

$$w_L = \rho_L \cdot v_{sL} \quad (3.141)$$

$$w_g = \rho_g \cdot v_{sg} \quad (3.142)$$

$$w = w_L + w_g \quad (3.143)$$

9. Calcular el hold up del líquido sin resbalamiento con la ecuación 2.55

10. Calcular el número de Froude, N_{FR} , la viscosidad del líquido y la mezcla, y la tensión superficial del líquido.

$$N_{FR} = \frac{v_m^2}{g \cdot d/12} \quad (3.144)$$

$$\mu_L = \mu_o \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + \mu_w \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) \quad (3.145)$$

$$\mu_m = \mu_L \cdot \lambda + \mu_g (1 - \lambda) \quad (3.146)$$

$$\sigma_L = \sigma_o \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + \sigma_w \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) \quad (3.147)$$

11. Calcular el número de Reynolds sin resbalamiento y número de velocidad del líquido

$$N_{Re} = \frac{w_T \cdot d / 12}{\mu_m \cdot 6.72 \times 10^{-4}} \quad (3.148)$$

$$N_{Lv} = 1.938 \cdot v_{sL} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0.25} \quad (3.149)$$

12. Para determinar el patrón de flujo que existe en el flujo horizontal, calcular los parámetros correlacionados, L_1 , L_2 , L_3 y L_4

$$L_1 = 316 \cdot \lambda^{0.302} \quad (3.150)$$

$$L_2 = 0.0009252 \cdot \lambda^{-2.4684} \quad (3.151)$$

$$L_3 = 0.10 \cdot \lambda^{-1.4516} \quad (3.152)$$

$$L_4 = 0.5 \cdot \lambda^{-6.738} \quad (3.153)$$

13. Determine el patrón de flujo usando los siguientes límites:

Tabla 15 Rangos para determinar el Patrón de Flujo por Beggs y Brill

Segregado	$\lambda < 0.01$ y $N_{FR} < L_1$ ó $\lambda \geq 0.01$ y $N_{FR} < L_2$
Transición	$\lambda \geq 0.01$ y $L_2 < N_{FR} \leq L_3$
Intermitente	$0.01 \leq \lambda < 0.4$ y $L_3 < N_{FR} \leq L_1$ ó $\lambda \geq 0.4$ y $L_3 < N_{FR} \leq L_4$
Distribuido	$\lambda < 0.4$ y $N_{FR} \geq L_1$ ó $\lambda \geq 0.4$ y $N_{FR} > L_4$

Fuente: Multiphase Flow in Wells, James P Brill, 1999

14. Calcular hold up horizontal, $H_L(0)$. Si el patrón de flujo es transición, es necesario interpolar entre los valores de flujo segregado y el intermitente.

$$H_L(0) = \frac{a \cdot \lambda^b}{(N_{FR})^c} \quad (3.154)$$

Donde a, b y c son determinados para cada patrón de flujo de la siguiente tabla:

Tabla 16 Coeficientes para determinar el hold up según el patrón de flujo

Patrón de Flujo	a	b	c
Segregado	0.98	0.4846	0.0868
Intermitente	0.845	0.5351	0.0173
Distribuido	1.065	0.5824	0.0609

Fuente: *Multiphase Flow in Wells*, James P Brill, 1999

15. Calcular el coeficiente del factor de corrección por inclinación:

$$C = (1 - \lambda) \cdot \ln[d \cdot (\lambda)^e \cdot (N_{LV})^f \cdot (N_{FR})^g] \quad (3.155)$$

Donde d, e, f y g se determinan para cada condición de flujo de la tabla 17

Tabla 17 Coeficientes para la corrección por inclinación

Patrón de Flujo	d	e	f	g
Segregado Ascendente	0.011	-3.768	3.539	-1.614
Intermitente Ascendente	2.96	0.305	-0.4473	0.0978
Distribuido Ascendente	Sin Corrección (C=0)			
Todos los Patrones de Flujo Descendentes	4.70	-0.3692	0.1244	-0.5056

Fuente: *Multiphase Flow in Wells*, James P Brill, 1999

16. Calcular el factor de corrección del hold up de líquido debido a la inclinación:

$$\psi = 1 + C [\text{sen}(1.8 - \theta) - 0.333 \cdot \text{sen}^3(1.8 - \theta)] \quad (3.156)$$

Para pozos verticales se usa:

$$\psi = 1 + 0.3 \cdot C \quad (3.157)$$

17. Calcular el hold up de líquido corregido y la densidad de la mezcla con:

$$H_L(0) = (H_L(0)) \cdot \psi \quad (3.158)$$

$$\rho_m = \rho_L \cdot H_L + \rho_g (1 - H_L) \quad (3.159)$$

18. Calcular la relación del factor de fricción de las dos fases (f_T) con respecto al factor de fricción sin resbalamiento (f_{ns})

$$\frac{f_T}{f_{ns}} = e^S \quad (3.160)$$

Donde:

$$S = \frac{\ln(y)}{\{-0.0523 + 3.182 \cdot \ln(y) - 0.8725 \cdot [\ln(y)]^2 + 0.01853 \cdot [\ln(y)]^4\}} \quad (3.161)$$

$$y = \frac{\lambda}{[H_L(\theta)]^2} \quad (3.162)$$

Se determina en un punto del intervalo $1 < y < 1.2$; para “y” en este intervalo, la función S se calcula de:

$$S = \ln(2.2 \cdot y - 1.2) \quad (3.163)$$

19. Calcular el factor de fricción sin considerar el resbalamiento

$$f_{ns} = \frac{1}{\left[2 \cdot \log\left(\frac{N_{Re}}{4.5223 \cdot \log(N_{Re}) - 3.8215}\right)\right]^2} \quad (3.164)$$

Ó

$$f_{ns} = 0.0056 + \frac{0.5}{(N_{Re})^{0.32}} \quad (3.165)$$

20. Calcular el factor de fricción de las dos fases:

$$f_T = f_{ns} \cdot \frac{f_T}{f_{ns}} \quad (3.166)$$

21. Calcular Δh :

$$\Delta h = \frac{\Delta p \cdot 144 \left[1 - \frac{\rho_m \cdot v_m \cdot v_{sg}}{g_c \cdot (p + 14.7) \cdot (144)} \right]}{\left[\frac{g \cdot \rho_m \cdot \text{sen } \theta}{g_c} + \frac{f_T \cdot w_m \cdot v_m \cdot 12}{2 \cdot g_c \cdot d} \right]} \quad (3.167)$$

Si el valor supuesto en el paso 1 y el calculado en el paso 21 no son suficientemente cercanos, el valor calculado es tomado como el nuevo valor supuesto de Δh y el procedimiento se repite hasta que los valores sean iguales. Un nuevo incremento de presión es escogido y el procedimiento continúa hasta que la suma de todas las Δh 's sea igual a la profundidad del pozo.

3.4.5.2 Metodología¹⁹

Cuando utilizamos la correlación de Beggs y Brill es necesario contar con: $R, \gamma_o, \gamma_w, \gamma_g, q_o, q_w, \sigma_o, \sigma_w, d$. Al igual que en las correlaciones anteriores no es obligatorio conocer el valor de la presión y temperatura en cabeza y fondo, sólo conociendo alguna ya sea p_1 ó p_2 , seleccionamos el otro valor y suponemos un Δh entre los dos puntos, de modo que la \bar{T} , que está en función de la profundidad, pueda ser determinada; el valor del incremento de profundidad debe coincidir con el valor supuesto. Siguiendo con el procedimiento de cálculo propuesto calculamos las propiedades promedio y demás propiedades de flujo hasta el paso 11; en el siguiente paso calculamos los parámetros enunciados con el fin de determinar el patrón de flujo según los rangos establecidos, este patrón es de flujo horizontal, así calculamos el hold up en el paso 14, su corrección por el patrón de flujo y corrección por la inclinación; aquí se convierte a flujo vertical, así con otros términos se determina el factor de fricción y determinamos el Δh , si este no es lo suficientemente cercano al supuesto en el paso 1, éste valor es tomado como el supuesto y se repite el procedimiento hasta que el valor supuesto sea igual al calculado. Todo el procedimiento se repite, realizando un nuevo incremento de presión, hasta que al final la suma de todas las Δh 's sea igual a la profundidad del pozo.

¹⁹ Ver ejemplo de correlación de Beggs y Brill en Anexo 5

4. . Análisis de Sensibilidad

4.1 Descripción de la Sensibilidad

El análisis de sensibilidad desarrollado en este proyecto se enfoca en evaluar la caída de presión según la variación de parámetros físicos como: diámetro de tubing, profundidad del pozo, y las propiedades de fluido: temperatura, presión, GOR, °API y corte de agua.

Este análisis fue realizado desde dos perspectivas y para su desarrollo se empleo los simuladores de procesos Hysys y un simulador comercial de pozo verticales. La sensibilidad se basa en el cálculo de la caída de presión por las cinco correlaciones o modelos empíricos vistos en los capítulos anteriores y un modelo mecánico diferente en cada simulador, los cuales se enuncian a continuación.

Simulador Hysys

Tabla 18 Correlaciones y Modelos Mecánicos de Hysys 3.2

Correlaciones	Modelos Mecánicos
Poettmann y Carpenter	Tulsa99
Duns y Ros	
Hagedorn y Brown	
Orkisewski	
Beggs y Brill	
HTFS, Liquid Slip	

Fuente: Autor

Simulador Comercial

Tabla 19 Correlaciones y Modelos Mecánicos de Simulador Comercial

Correlaciones	Modelos Mecánicos
Duns y Ros	Ansari
Hagedorn y Brown	
Orkisewski	
Beggs y Brill	

Fuente: Autor

Para la evaluación de la caída de presión y el cambio de patrón de flujo, la sensibilidad es realizada para 3 pozos del Campo Colorado²⁰ C-25, C-36 Y C-69; estos pozos pertenecen a la misma arena productora, Mugrosa B. Debido a que no se cuenta con un análisis composicional para los tres pozos, se ha tomado la cromatografía²¹ realizada en el pozo C-25 como la composición de los pozos a evaluar. Éste análisis es realizado con las propiedades y condiciones de flujo asociadas al año en que fueron completados; los tres pozos producían por flujo natural y tubing.

4.2 Pozos a Analizar

Las tablas que se muestran a continuación pertenecen a los pozos seleccionados para el análisis. Son pozos verticales, de producción natural y productores de la misma arena; los datos aquí reportados pertenecen a informes del año de perforación y respectivo completamiento, es decir, datos de su primera producción cuando fluía naturalmente sin ningún tipo de levantamiento.

Tabla 20 Datos C-25

Colorado 25 / C-25	
P estática	800 psia
T yto.	114 °F
Profundidad	2520 ft
Intervalo Productor	2120 -2215 ft
GOR	2800 SCF/STB
Producción	15 Bb/D
Diámetro Tubing	2 1/2 "
Diámetro Casing	6 5/8"
Gradiente de Presión	0.3499 psi/ft

Fuente: Autor

²⁰ Ver generalidades del Campo Colorado, ARAMENDIZ Jose, VELASQUEZ Miguel. Consideraciones y Procedimientos para el análisis PVT del crudo de Campos Maduros. Aplicación campo Colorado. Universidad Industrial de Santander, 2008. Pag 90.

²¹ Ver Cromatografía Anexo 6

Tabla 21 Datos C-36

Colorado 36 / C-36	
P estática	900 psia
T yto.	114 °F
Profundidad	6048 ft
Intervalo Productor	2044-2363 ft
GOR	5000 SCF/STB
Producción	20 Bb/D
Diámetro Tubing	2 7/8 "
Diámetro Casing	6 5/8"
Gradiente de Presión	0.3682 psi/ft

Fuente: Autor

Tabla 22 Datos C-69

Colorado 69 / C-69	
P estática	900 psia
T yto.	114 °F
Profundidad	6383 ft
Intervalo Productor	2133-2338 ft
GOR	7500 SCF/STB
Producción	6 Bb/D
Diámetro Tubing	2 3/8 "
Diámetro Casing	5 1/2"
Gradiente de Presión	0.3678 psi/ft

Fuente: Autor

4.3 Parámetros estadísticos para la comparación

Para comparar el gradiente de presión obtenido en los diferentes modelos utilizados en los simuladores con el dato de pozo real, se emplean seis parámetros estadísticos definidos a continuación.

- **Porcentaje de error promedio (E1)**

El error porcentual promedio E1 es una medida de la concordancia entre los valores calculados y experimentales e indica en promedio el grado de sobrepredicción (valores positivos) o subpredicción (valores negativos) de los valores calculados con respecto a los experimentales.

$$E_1 = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \left(\frac{\Delta P_c - \Delta P_m}{\Delta P_m} \times 100 \right) \quad (4.1)$$

- **Porcentaje de error Promedio Absoluto (E2)**

El error porcentual absoluto promedio E2 es una medida de la concordancia entre los valores calculados y experimentales, sin embargo, los errores positivos y negativos no se cancelan entre sí; por esta razón el error porcentual promedio absoluto es considerado un parámetro clave para evaluar la capacidad de

predicción de un conjunto de modelos y correlaciones.

$$E_2 = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \left| \frac{\Delta P_c - \Delta P_m}{\Delta P_m} \times 100 \right| \quad (4.2)$$

- **Desviación estándar porcentual (E3)**

La desviación estándar del error porcentual promedio E3, indica el grado de dispersión de los errores con respecto al promedio.

$$E_3 = \sqrt{\frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n \left(\frac{\Delta P_c - \Delta P_m}{\Delta P_m} \times 100 - E_1 \right)^2} \quad (4.3)$$

- **Error Promedio (E4)**

El error promedio E4 indica el grado de dispersión entre los valores calculados y los valores experimentales

$$E_4 = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n (\Delta P_c - \Delta P_m) \quad (4.4)$$

- **Error Promedio Absoluto**

El error promedio absoluto E5, es una medida de la concordancia entre los valores calculados y los experimentales, muestra el grado de precisión.

$$E_5 = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |\Delta P_c - \Delta P_m| \quad (4.5)$$

- **Desviación estándar**

La desviación estándar indica el grado de dispersión de los gradientes respecto al valor experimental, con éste parámetro apreciamos la exactitud del análisis

$$E_6 = \sqrt{\frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (\Delta P_c - \Delta P_m - E_4)^2} \quad (4.6)$$

Donde:

n: número de datos experimentales

ΔP_c : caída de presión calculada, psia

ΔP_m : caída de presión medida, psia

El error promedio porcentual E1 y el error promedio E4 son mediciones de la concordancia de los datos predichos y medidos; éstos indican el grado de sobre-predicción o bajo-predicción. El error porcentual absoluto E2, y el error absoluto promedio E5 son considerados más importantes que E1 y E4, por que los errores negativos y positivos no cancelan el resultado. La desviación estándar E3 y E6 indican el grado de dispersión de los errores con respecto al promedio, E1 y E4. En éste estudio el parámetro E2 será considerado el más relevante, por lo que será empleado para mostrar el nivel de eficiencia de cada una de las correlaciones empleadas para valorar el gradiente de presión de cada pozo.

4.3.1 Análisis Colorado 25²²

Tabla 23 Gradiente de Presión C-25 – Hysys

Simulador HYSYS		
CORRELACIÓN	GRADIENTE DE PRESIÓN	% Error Relativo
Poettmann y Carpenter	---	---
Duns y Ros	0.3294	5.858816805
Hagedorn y Brown	0.2606	25.52157759
Orkisewski	0.3241	7.373535296
Beggs y Brill	0.3521	0.628751072
Tulsa99	0.3246	7.230637325
HTFS Liquid Slip (Solve)	0.2946	15.80451558
DATO REAL C-25	0.3499	

Fuente: Autor

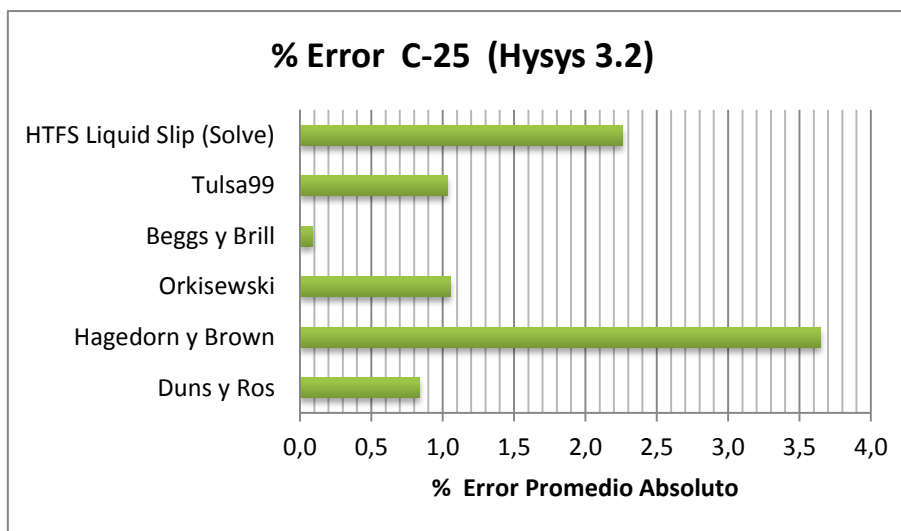
²² Ver Resultados de la Corrida C-25 simulador Hysys en: Anexo 7

Tabla 24 Parámetros estadísticos C-25 – Hysys

CORRELACIÓN	E1	E2	E3	E4	E5	E6
Poettmann y Carpenter	---	---	---	---	---	---
Duns y Ros	-0.8370	0.8370	0.3178	-0.0029	0.0029	0.0072
Hagedorn y Brown	-3.6459	3.6459	1.3843	-0.0128	0.0128	0.0312
Orkisewski	-1.0534	1.0534	0.3999	-0.0037	0.0037	0.0090
Beggs y Brill	0.0898	0.0898	0.0341	0.0003	0.0003	0.0008
Tulsa99	-1.0329	1.0329	0.3922	-0.0036	0.0036	0.0089
HTFS Liquid Slip (Solve)	-2.2578	2.2578	0.8572	-0.0079	0.0079	0.0194

Fuente: Autor

Figura 26 E2 C-25 – Hysys



Fuente: Autor

En la tabla 23 podemos apreciar el gradiente de presión calculado con las diferentes correlaciones y modelos mecánicos a través del software de procesos Hysys, y en la tabla 24 los porcentajes de error encontrados. En la figura 26 se comparan los diferentes errores promedio absolutos hallados, teniendo como resultado la correlación de Beggs y Brill como la más acertada, la correlación de Poettmann y Carpenter no resuelve el modelo, pues sobre predice la caída de presión en el pozo.

Tabla 25 Gradiente de Presión C-25 – Simulador Comercial

Simulador Comercial		
CORRELACIÓN	GRADIENTE DE PRESIÓN	% Error Relativo
Duns y Ros	0.3232	7.630751643
Hagedorn y Brown	0.3068	12.31780509
Orkisewski	0.3173	9.316947699
Beggs y Brill	0.3095	11.54615604
Ansari	0.3213	8.173763933
DATO REAL C25	0.3499	

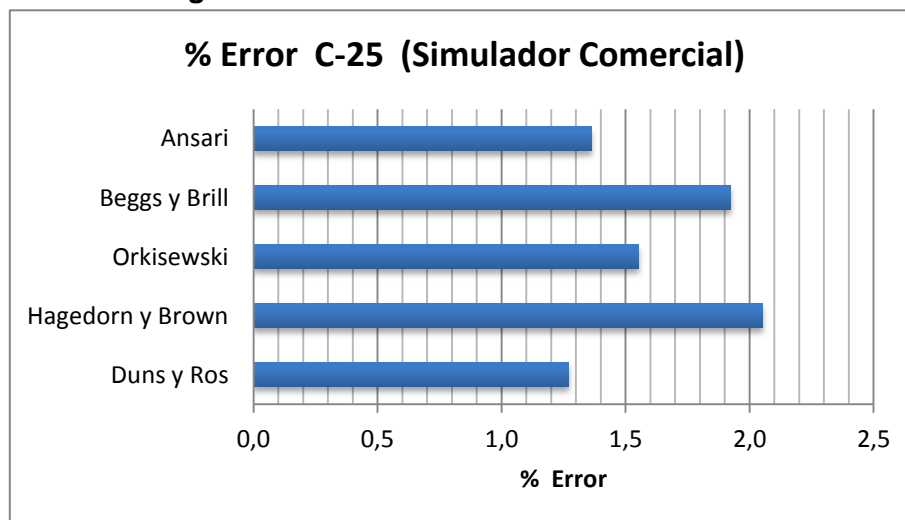
Fuente: Autor

Tabla 26 Parámetros estadísticos C-25 – Simulador Comercial

CORRELACIÓN	E1	E2	E3	E4	E5	E6
Duns y Ros	-1.2718	1.2718	0.5346	-0.0045	0.0045	0.0100
Hagedorn y Brown	-2.0530	2.0530	0.8630	-0.0072	0.0072	0.0161
Orkisewski	-1.5528	1.5528	0.6528	-0.0054	0.0054	0.0121
Beggs y Brill	-1.9244	1.9244	0.8090	-0.0067	0.0067	0.0151
Ansari	-1.3623	1.3623	0.5727	-0.0048	0.0048	0.0107

Fuente: Autor

Figura 27 E2 C-25 - Simulador Comercial



Fuente: Autor

El mismo proceso fue realizado con el simulador comercial de pozos verticales, con el cual se determinó el gradiente de presión como se puede apreciar en la tabla 25. En la figura 27 se comparan los porcentajes de error encontrados con el uso de las correlaciones y modelos mecánicos; a diferencia de Hysys la correlación más acertada es la de Duns y Ros.

Si comparamos los porcentajes de error relativo obtenidos en el cálculo de gradiente de presión por los dos simuladores, encontraremos que la correlación más acertada en Hysys es Beggs y Brill con un 0.63% de error respecto al real y en el simulador comercial un 7.63% para la correlación de Duns y Ros; este error nos indica lo aproximado que se encontraron los valores del dato real, es decir, muestra la exactitud de los resultados.

Si analizamos las tablas 23 y 25 podemos apreciar que los datos de la tabla 23 tienen un mayor grado de dispersión y por lo tanto tienen una mayor desviación estándar; es decir, los resultados obtenidos por el simulador Hysys tienen un mayor grado de incertidumbre que los obtenidos por el simulador comercial, aunque cabe resaltar que el valor más cercano al gradiente real se obtuvo en Hysys. La correlación que más se aleja del gradiente real es Hagedorn y Brown en los dos simuladores presentando errores superiores al 12%.

4.3.2 Análisis Colorado 36 ²³

Tabla 27 Gradiente de Presión C-36 – Hysys

Simulador HYSYS		
CORRELACIÓN	GRADIENTE DE PRESIÓN	% Error Relativo
Poettmann y Carpenter	0.2557	30.55404671
Duns y Ros	0.343	6.844106464
Hagedorn y Brown	0.2764	24.93210212
Orkisewski	0.3428	6.898424769
Beggs y Brill	0.3374	8.365019011
Tulsa99	0.342	7.11569799
HTFS Liquid Slip (Solve)	0.3052	17.11026616
DATO REAL C-36	0.3682	

Fuente: Autor

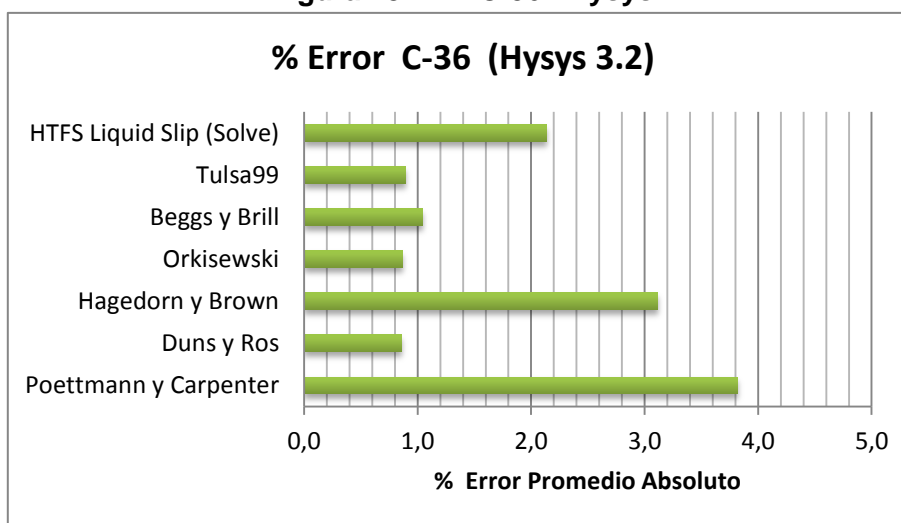
²³ Ver Resultados de la Corrida C-36 simulador Hysysl en: Anexo 8

Tabla 28 Parámetros estadísticos C-36 – Hysys

CORRELACIÓN	E1	E2	E3	E4	E5	E6
Poettmann y Carpenter	-3.8193	3.8193	1.3281	-0.0141	0.0141	0.0372
Duns y Ros	-0.8555	0.8555	0.2975	-0.0032	0.0032	0.0083
Hagedorn y Brown	-3.1165	3.1165	1.0837	-0.0115	0.0115	0.0304
Orkisewski	-0.8623	0.8623	0.2998	-0.0032	0.0032	0.0084
Beggs y Brill	-1.0456	1.0456	0.3636	-0.0039	0.0039	0.0102
Tulsa99	-0.8895	0.8895	0.3093	-0.0033	0.0033	0.0087
HTFS Liquid Slip (Solve)	-2.1388	2.1388	0.7437	-0.0079	0.0079	0.0208

Fuente: Autor

Figura 28 E2 C-36 - Hysys



Fuente: Autor

La tabla 27 muestra el gradiente de presión, la tabla 28 los respectivos % de error por los diferentes modelos y la figura 28 representa los % de error promedio absolutos obtenidos; se aprecia que la correlación de Duns y Ros determina el mínimo error seguida por la correlación de Orkisewski y el modelo mecanístico Tulsa99; las correlaciones de Hagedorn y Brown, Poettmann y Carpenter y HTFS, Liquid Slip presentan los gradientes menos aproximados con errores de 25%, 30% y 17% respectivamente, esto se debe a que sus rangos no son susceptibles a RGL superiores a 5000 SCF/STB.

Tabla 29 Gradiente de Presión C-36 – Simulador Comercial

Simulador Comercial		
CORRELACIÓN	GRADIENTE DE PRESIÓN	Error Relativo
Duns y Ros	0.3403	7.577403585
Hagedorn y Brown	0.3301	10.34763715
Orkisewski	0.3401	7.63172189
Beggs y Brill	0.3425	6.979902227
Ansari	0.3397	7.740358501
DATO REAL C-36	0.3682	

Fuente: Autor

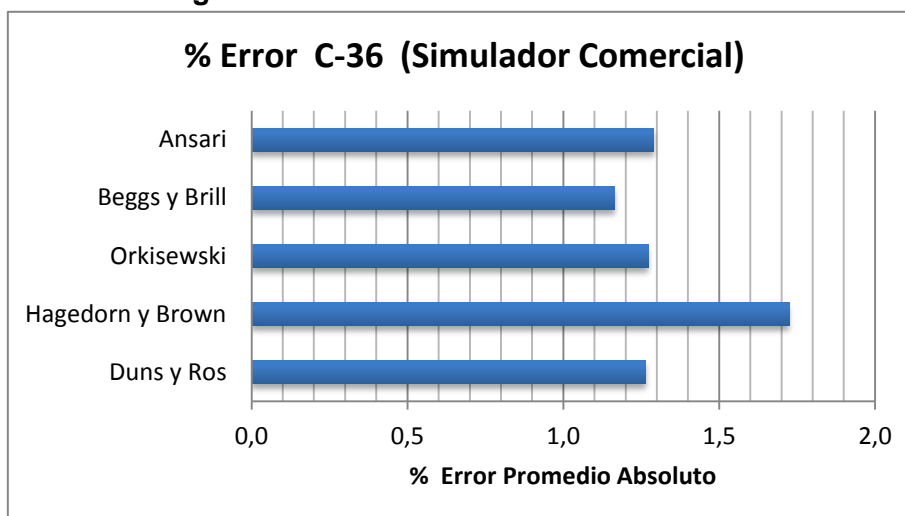
Tabla 30 Parámetros estadísticos C-36 – Simulador Comercial

CORRELACIÓN	E1	E2	E3	E4	E5	E6
Duns y Ros	-1.2629	1.2629	0.5309	-0.0047	0.0047	0.0104
Hagedorn y Brown	-1.7246	1.7246	0.7250	-0.0064	0.0064	0.0142
Orkisewski	-1.2720	1.2720	0.5347	-0.0047	0.0047	0.0105
Beggs y Brill	-1.1633	1.1633	0.4890	-0.0043	0.0043	0.0096
Ansari	-1.2901	1.2901	0.5423	-0.0048	0.0048	0.0106

Fuente: Autor

Para el simulador comercial de pozos verticales se determinan los gradientes de presión tabulados en la tabla 29 para las diferentes correlaciones y modelos mecánicos. La figura 29 muestra el % de error promedio absoluto obtenido en el gradiente de presión comparado con su valor real; la correlación más acertada es Beggs y Brill con un 6.98% de error respecto al valor real. En este caso los valores de gradiente obtenidos por el simulador son menos dispersos que los hallados en Hysys y muestran los mínimos porcentajes de error encontrados. Al igual que en Hysys la correlación de Hagedorn y Brown presenta el máximo error debido a la relación gas-líquido.

Figura 29 E2 C-36 – Simulador Comercial



Fuente: Autor

Los valores de gradiente de presión obtenidos por Hysys presentan gran varianza respecto a los alcanzados en el simulador comercial de pozos verticales, pues los valores obtenidos con el simulador comercial son menos dispersos por lo que su desviación estándar es mucho menor a la alcanzada en Hysys, Esto se puede apreciar observando las tablas 28 y 30, si analizamos las columnas E3 Y E6.

4.3.3 Análisis Colorado 69 C-69²⁴

Tabla 31 Gradiente de Presión C-69 – Hysys

Simulador HYSYS		
CORRELACIÓN	GRADIENTE DE PRESIÓN	%Error Relativo
Poettmann y Carpenter	---	
Duns y Ros	0.3406	7.395323545
Hagedorn y Brown	0.2787	24.22512235
Orkisewski	0.3398	7.612833061
Beggs y Brill	0.3314	9.89668298
Tulsa99	0.3384	7.993474715
HTFS Liquid Slip (Solve)	0.3071	16.50353453
DATO REAL C-69	0.3678	

Fuente: Autor

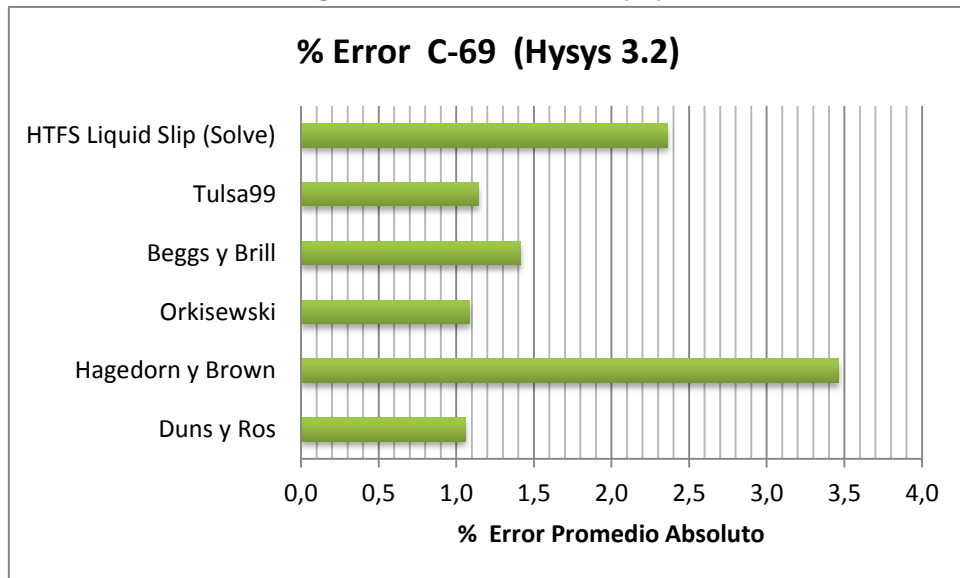
²⁴ Ver Resultados de la Corrida C-69 simulador Hysys en: Anexo 9

Tabla 32 Parámetros estadísticos C-69 – Hysys

CORRELACIÓN	E1	E2	E3	E4	E5	E6
Poettmann y Carpenter						
Duns y Ros	-1.0565	1.0565	0.4011	-0.0039	0.0039	0.0095
Hagedorn y Brown	-3.4607	3.4607	1.3139	-0.0127	0.0127	0.0312
Orkisewski	-1.0875	1.0875	0.4129	-0.0040	0.0040	0.0098
Beggs y Brill	-1.4138	1.4138	0.5368	-0.0052	0.0052	0.0127
Tulsa99	-1.1419	1.1419	0.4336	-0.0042	0.0042	0.0103
HTFS Liquid Slip (Solve)	-2.3576	2.3576	0.8951	-0.0087	0.0087	0.0212

Fuente: Autor

Figura 30 E2 C-69 - Hysys



Fuente: Autor

La tabla 31 muestra el gradiente de presión determinado para el C-69 por Hysys y la tabla 32 los parámetros estadísticos, la figura 30 nos enseña los errores calculados por los diferentes métodos con lo que establecemos que la correlación más acertada es Duns y Ros con un error de 7.39%, Orkisewski y el modelo mecánico Tulsa99 presentan errores muy similares a los errores hallados en Duns y Ros 7.61% y 7.99% respectivamente. Las correlaciones de Hagedorn y Brown y HTFS Liquid Slip presentan los mayores errores debido a la relación gas – líquido, pues estos modelos son aplicables a bajas relaciones.

Tabla 33 Gradiente de Presión C-69 – Simulador Comercial

Simulador Comercial		
CORRELACIÓN	GRADIENTE DE PRESIÓN	%Error Relativo
Duns y Ros	0.3334	9.35290919
Hagedorn y Brown	0.3107	15.52474171
Orkisewski	0.3318	9.787928222
Beggs y Brill	0.3278	10.8754758
Ansari	0.3306	10.1141925
DATO REAL C-69	0.3678	

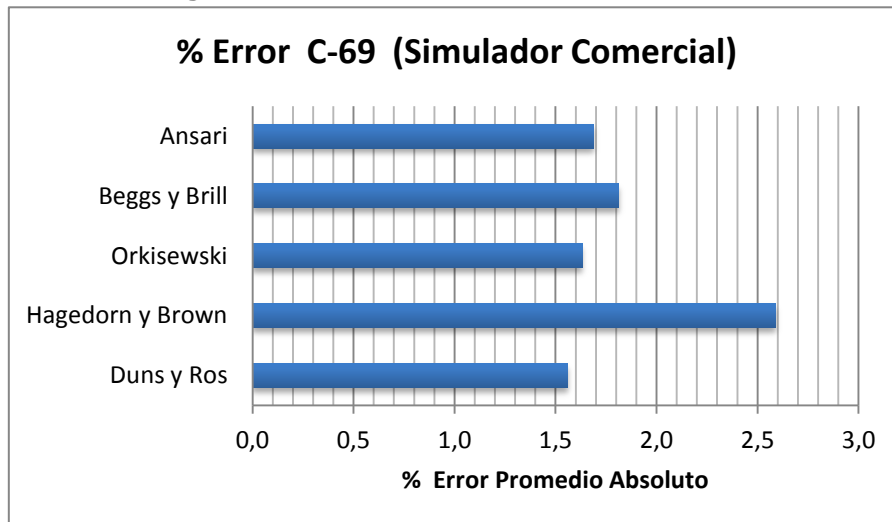
Fuente: Autor

Tabla 34 Parámetros estadísticos C-69 – Simulador Comercial

CORRELACIÓN	E1	E2	E3	E4	E5	E6
Duns y Ros	-1.5588	1.5588	0.6553	-0.0057	0.0057	0.0128
Hagedorn y Brown	-2.5875	2.5875	1.0877	-0.0095	0.0095	0.0213
Orkisewski	-1.6313	1.6313	0.6858	-0.0060	0.0060	0.0134
Beggs y Brill	-1.8126	1.8126	0.7620	-0.0067	0.0067	0.0149
Ansari	-1.6857	1.6857	0.7086	-0.0062	0.0062	0.0139

Fuente: Autor

Figura 31 E2 C-69 – Simulador Comercial



Fuente: Autor

Al igual que en las tablas anteriores, las tablas 33 y 34 muestran los gradientes de presión y porcentajes de error respectivamente para todos los modelos corridos por el simulador comercial de pozos verticales para el C-69, aquí apreciamos que la correlación más acertada Duns y Ros seguida de Orkisewski.

La correlación más acertada para el software de procesos Hysys y el simulador comercial, es la de Duns y Ros con un error promedio absoluto de 1.06% y 1.56% respectivamente; aunque se podría decir que en los dos simuladores las correlaciones de Duns - Ros y Orkisewski son las mejores, pues sus errores son muy cercanos.

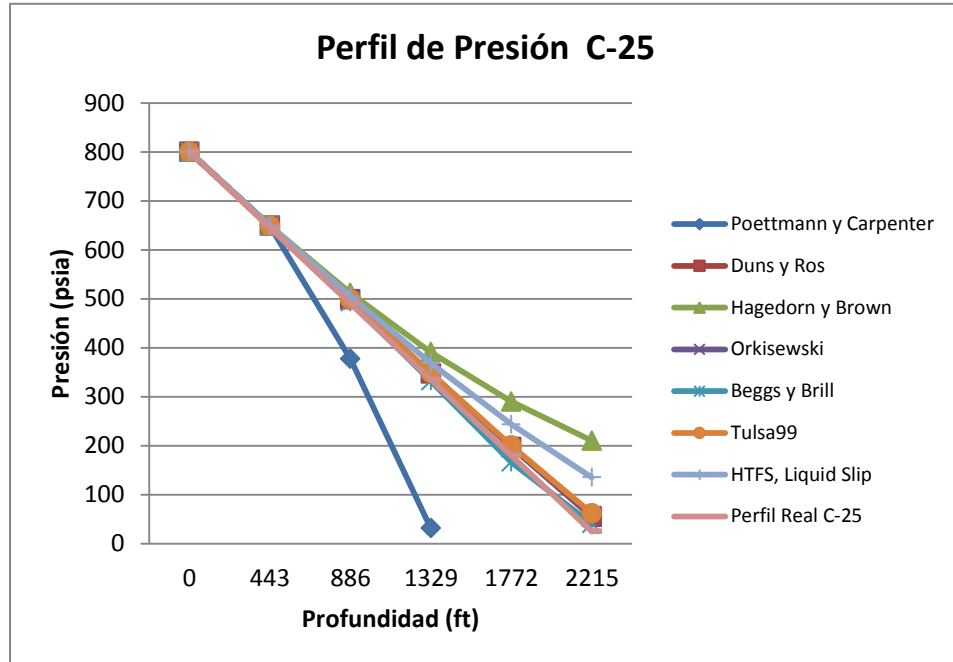
Si analizamos los resultados obtenidos para los tres pozos, podemos decir que las correlaciones más acertadas o que aproximan mejor el gradiente de presión son: Duns y Ros y Beggs y Brill, en los casos en que la correlación de Duns y Ros fue la más acertada se determinaron errores que oscilan entre un 6% y 9% de acuerdo al gradiente real, y en los que la correlación de Beggs fue la más acertada un error hasta del 7%.

En el C-25 se determinó que la mejor aproximación de gradiente es alcanzada por la correlación de Beggs y Brill en el simulador de Hysys con un error relativo de 0.63%, en este caso la correlación sobre-estimó el valor. En los casos de C-36 y C-69 podemos concluir que la correlación más acertada es Duns y Ros pues a pesar que en C-36 se obtiene un error poco menor por Beggs y Brill este se diferencia del conseguido por Duns y Ros en decimales.

4.4 Resultados de la Sensibilidad

La figura 32 muestra el perfil de presión obtenido a través del simulador de Hysys en el pozo C-25 por los diferentes métodos, aquí apreciamos que el modelo de Poettmann y Carpenter no soluciona el caso pues no mide la caída de presión en el total de la tubería; los modelos de Duns y Ros, Orkisewski y Tulsa99 superponen sus perfiles muy cercanos al real, la correlación que obtiene el perfil más preciso es Beggs y Brill.

Figura 32 Comparación de Perfil de Presión C-25 – Método Hysys

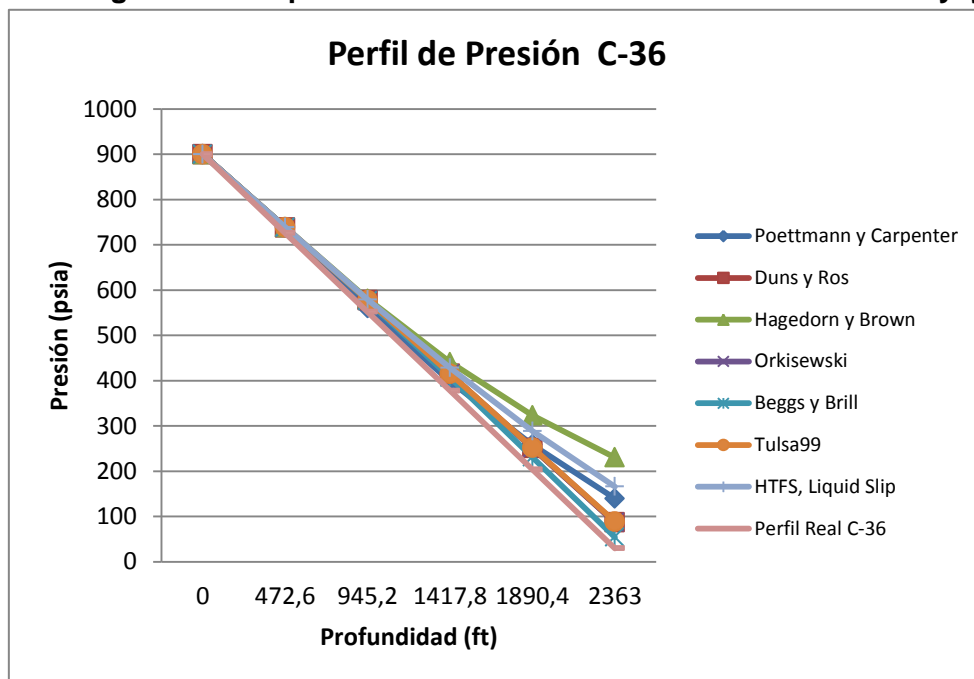


Fuente: Autor

El perfil de presión obtenido en el pozo C-36 es el que menos presenta dispersión a excepción de las correlaciones de Hagedorn y Brown y HTFS, Liquid Slip que son los que más se alejan del perfil real; las correlaciones de Duns y Ros, Orkisewski, Beggs y Brill y el modelo mecánico Tulsa99 muestran un perfil muy aproximado al real, siendo el más exacto el mostrado por Duns y Ros, ver figura 33.

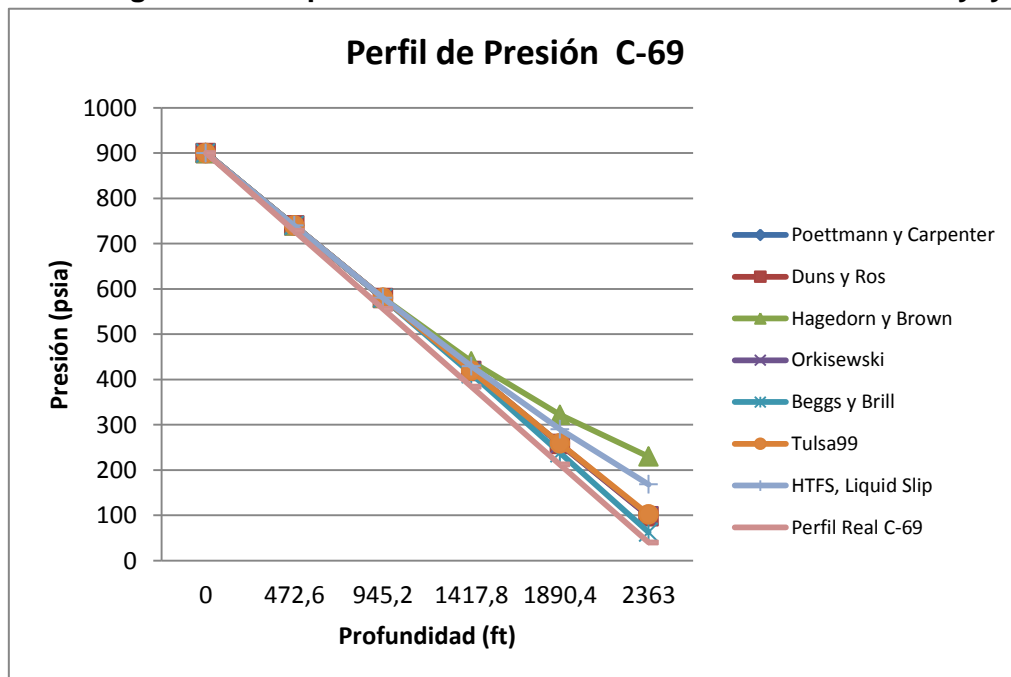
La comparación de los perfiles de presión por los diferentes modelos aplicados al pozo C-69 son mostrados en la figura 34, en este caso todos los perfiles son superpuestos hasta una profundidad de 1417 ft medidos desde el fondo de pozo y siguen muy de paralelo el perfil real, a partir de esta longitud los perfiles empiezan a tener cierta dispersión, la correlación de Hagedorn y Brown es la que más se aleja del perfil real y es seguida de HTFS, Liquid Slip; la correlación de Duns y Ros presenta el perfil más cercano al real, el cual lo sigue de cerca en paralelo.

Figura 33 Comparación de Perfil de Presión C-36 – Método Hysys



Fuente: Autor

Figura 34 Comparación de Perfil de Presión C-69 – Método Hysys



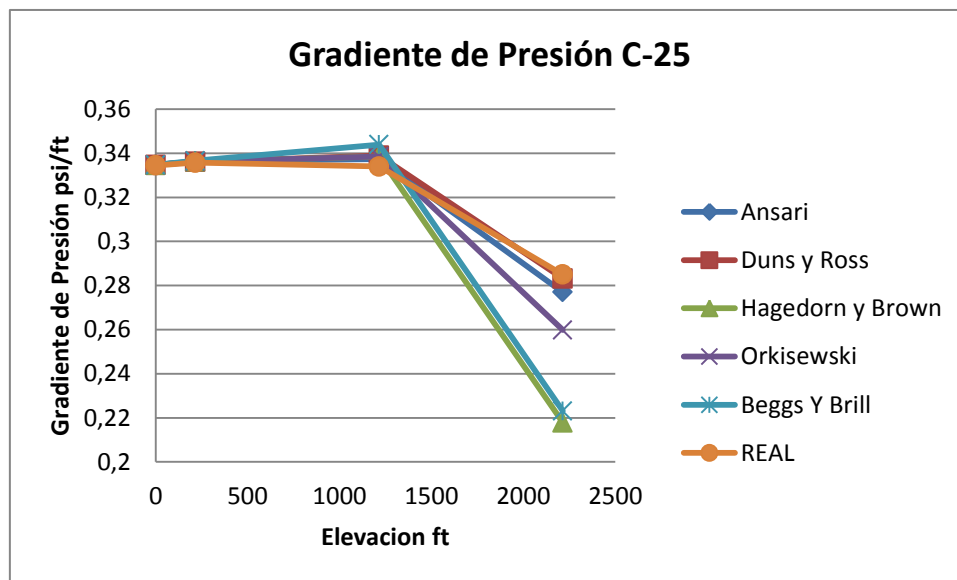
Fuente: Autor

Teniendo en cuenta que los pozos evaluados tienen la misma composición y propiedades de fluido y solo varían en profundidad y diámetro de tubing, podemos decir que a mayor diámetro de tubing mayor será la caída de presión, es decir, son directamente proporcionales, esto sucede con el C-36, donde se produce por casing de 6 5/8" y tenemos la mayor caída de presión.

De este pozo también podemos concluir que a mayor diámetro de tubing, mayor será el caudal de producción; esto solo si el pozo tiene la suficiente presión para levantar el fluido desde fondo de pozo a cabeza sin ayuda de ningún sistema de levantamiento artificial como es el caso del pozo C-36.

De acuerdo a los resultados del C-25 podemos decir que con un diámetro de 2 1/2" y un flujo de 15 Bb/d tenemos la menor caída de presión.

Figura 35 Análisis del comportamiento de gradiente de Presión Colorado 25 Simulador Comercial

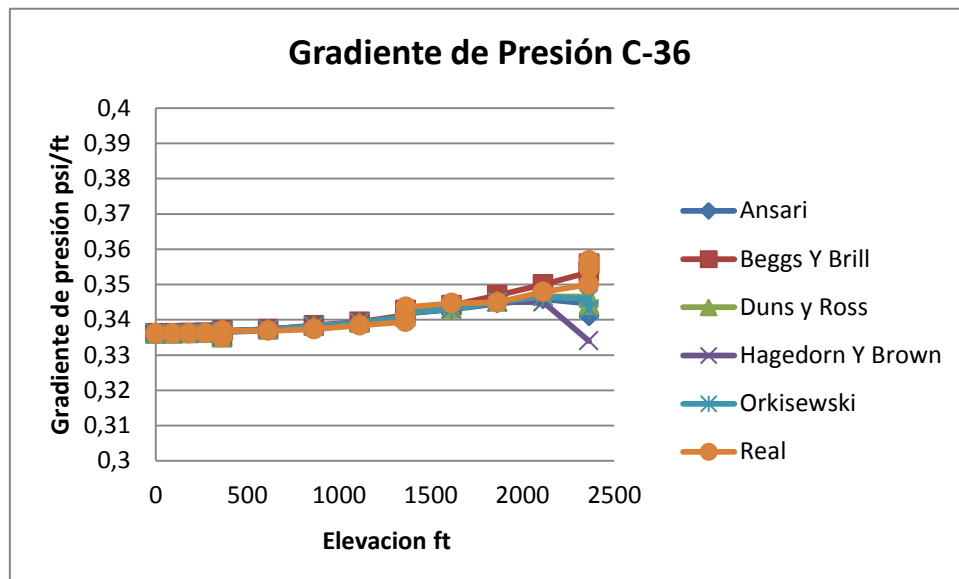


Fuente: Autor

En la figura anterior podemos apreciar el comportamiento de los gradientes de presión en función de la Elevación. Este análisis muestra que a medida que fluido va ascendiendo hasta una elevación de 1250 ft, los gradientes de presión por

todas las correlaciones se mantienen o tienen un ligero aumento. Desde el tramo de 1250 ft hasta la cabeza del pozo, se observa una disminución considerable en los gradientes en todas las correlaciones. Este cambio se debe a que hay una coalescencia de las pequeñas burbujas de gas que se han empezado a formar, ocasionando que la velocidad del gas aumente y la del líquido disminuya, este cambio se ve reflejado en el Hold up y en la densidad del fluido. Las correlación de Duns y Ross y modelo mecánico de Ansari presentan los comportamientos que más se asemejan al real del pozo.

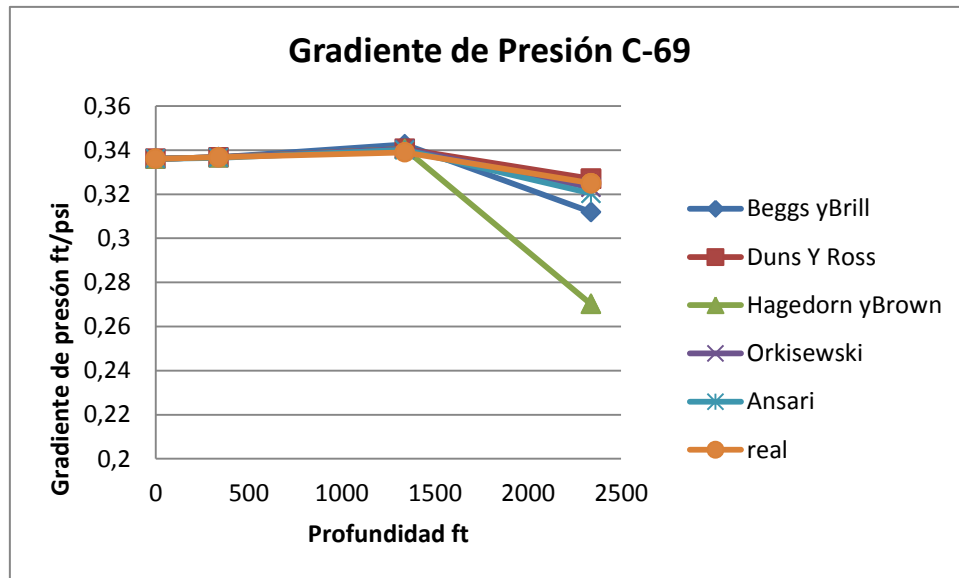
Figura 36 Análisis del comportamiento de gradiente de Presión Colorado 36 Simulador Comercial



Fuente: Autor

La Figura 36 muestra un aumento de los gradientes de presión en casi todo su trayecto de flujo, este comportamiento se debe a que hay un leve aumento en algunas propiedades del fluido como la viscosidad, aunque hay un cambio en las velocidades superficiales de las fases este fenómeno no es tan relevante para que afecte en los gradientes de presión en este pozo. En este caso la correlación de Beggs y Brill es la que mejor se describe el comportamiento de los gradientes reales del pozo.

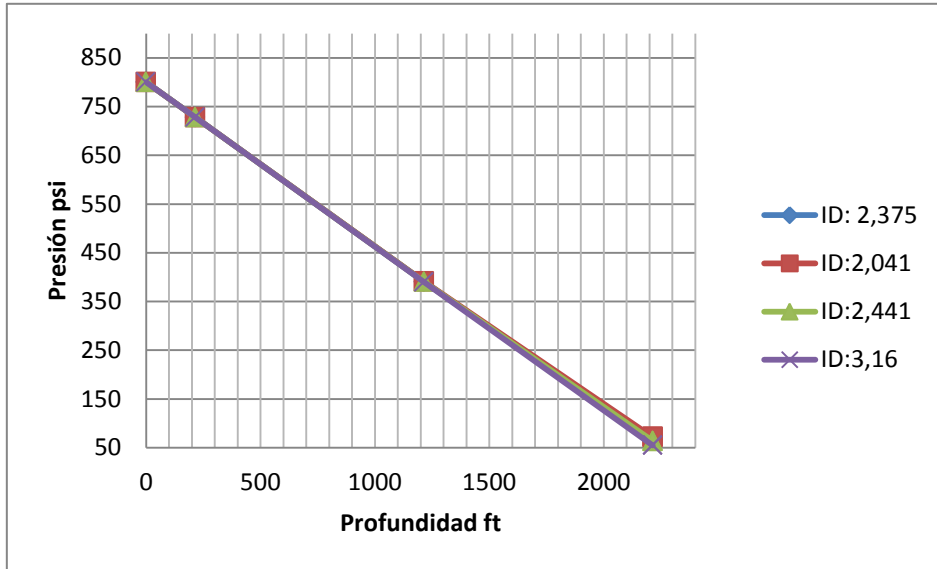
**Figura 37 Análisis del comportamiento de gradiente de Presión Colorado 69
Simulador Comercial**



Fuente: Autor

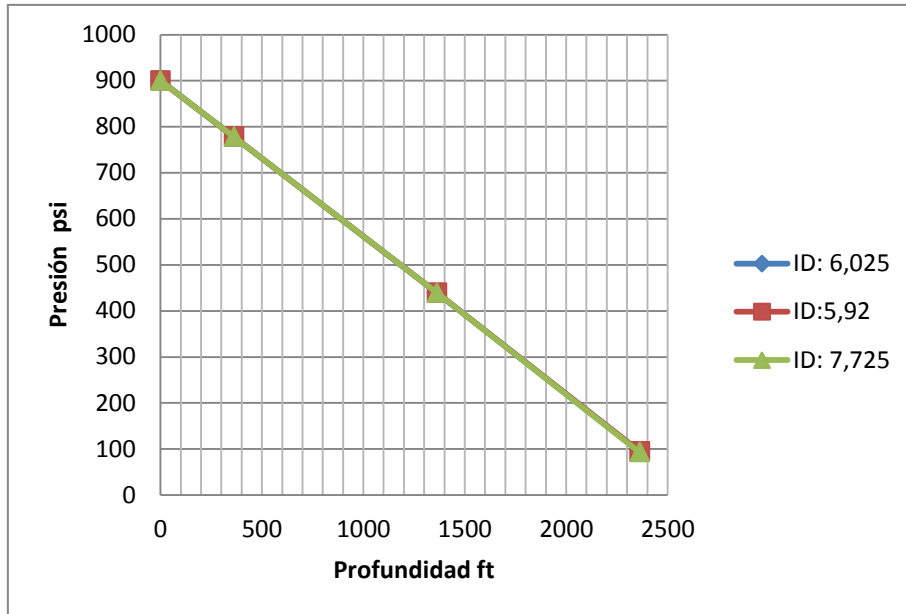
El comportamiento de la figura 37 se asemeja al comportamiento de la figura 35, en donde los gradientes de presión presentan una disminución considerable después de los 1300 ft de elevación del fluido, esto se debe a los cambios de las velocidades de las fases. En este caso todas las correlaciones presentan un cambio de patrón de flujo de líquido a burbuja. Así la correlación de Duns y Ros es la que más se aproxima al comportamiento real del pozo.

Figura 38 Sensibilidad de Perfil de Presión variando diámetros de Tubing C-25



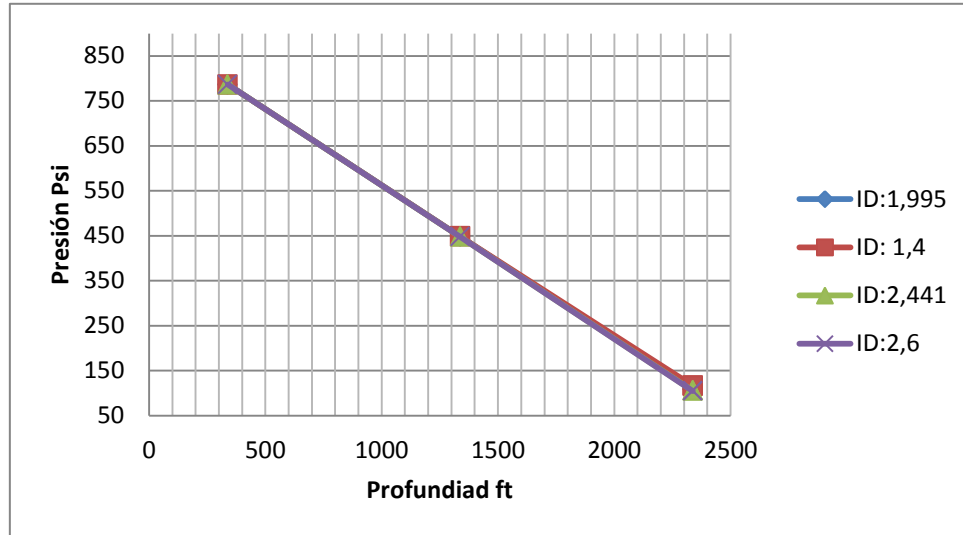
Fuente: Autor

Figura 39 Sensibilidad de Perfil de Presión variando diámetros de Tubing C-36



Fuente: Autor

Figura 40 Sensibilidad de Perfil de Presión variando diámetros de Tubing C-69



Fuente: Autor

Si observamos las figuras 38, 39 y 40, en las que se realizó un análisis de sensibilidad dónde se mantuvo fijo el caudal de producción en flujo natural y se variaron los diámetros del tubing para los tres pozos C-25, C-36 y C-69; podemos determinar que el cambio en el comportamiento del perfil no es muy diferente; esto se debe a que los caudales de producción de los tres pozos son muy bajos y además los pozos son poco profundos por lo que su presión estática no es muy alta y sólo le brinda al pozo la energía necesaria para levantar el fluido desde fondo de pozo a cabeza. En ninguno de los casos se presenta una variación mayor a 5 psi, lo que implica que sería viable variar los tubing solo si se tuvieran caudales mayores o una mayor presión del yacimiento. Por tal razón en éste análisis los perfiles de presión determinados a diferentes diámetros de tubing se superponen pues un cambio de tubing no afecta en gran proporción la caída de presión.

CONCLUSIONES

- De acuerdo a los resultados obtenidos por los dos simuladores, la correlación más acertada para los pozos analizados es Duns y Ros; pues es la que mejor aproxima los comportamientos de gradiente de presión con un rango de error relativo de 5% a 9%.
- Los modelos mecanísticos en estos casos fueron menos precisos que las correlaciones, solo Tulsa99 se aproximó cercanamente al comportamiento real de los pozos.
- Podemos resaltar que la correlación de Hagedorn Y Brown es muy poco precisa para un modelamiento en pozos de altas relaciones gas- líquido y bajas tasas de producción.
- La correlación HTFS LIQUID SLIP presenta resultados similares a Hagedorn Y Brown, ya que fue desarrollada con los mismos principios. Estas correlaciones son aplicables cuando tenemos flujos con altos cortes de agua.
- El primer paso para evaluar la caída de presión en tubería vertical es determinar el patrón de flujo existente, ya que de esto depende identificar la expresión matemática que represente de mejor forma el comportamiento del sistema según la correlación empleada.
- Cuando tenemos bajas tasas de producción y bajas relaciones gas-líquido podemos encontrar flujo burbuja en la mayor parte de la tubería, a medida que el fluido asciende se van liberando gotas de gas que coalescen entre si y forman el flujo tapón con lo que la caída de presión se hace menor en estos tramos de la tubería.
- Se considera poco viable variar los diámetros de los tubing en estos casos debido a que no se obtienen comportamientos diferentes en los perfiles de presión; esto se debe a que las tasas de producción son bajas.
- Las condiciones del pozo C-25 fueron las que mejor se acoplaron a los rangos de aplicabilidad de las correlaciones, en especial la correlación de Beggs y Brill, la

cual estimó un porcentaje de error relativo de 0,63 %, siendo el mínimo error determinado en el análisis.

- La eficiencia y exactitud del simulador empleado depende de la cantidad de datos de entrada que puedan ser suministrados para la evaluación de la caída de presión; en éste análisis el simulador comercial de pozos verticales tenía en cuenta propiedades del yacimiento a diferencia de hysys, con lo cual se obtuvieron resultados menos dispersos.

RECOMENDACIONES

- En un análisis de caída de presión en flujo multifásico en tubería vertical, no se debe generalizar la correlación de trabajo para un campo en general, ya que todos los pozos no presentan el mismo comportamiento, por lo cual se sugiere hacer un análisis estricto de las propiedades, para saber en cuales rangos de aplicabilidad de las diferentes correlaciones puede ser sometido cada pozo.
- Realizar este tipo de análisis en pozos con sistemas de levantamiento artificial, considerando diversos escenarios de flujo respecto a volúmenes de agua, crudo y gas, y mayores relaciones gas-liquido (en otros campos de producción); así el análisis de sensibilidad puede ser más apreciable.
- Realizar este análisis considerando el aislante de la tubería, para determinar que tanto influye la transferencia de calor en el desarrollo de los diferentes patrones de flujo que se pueden presentar.

BIBLIOGRAFIA

- ANSARI, A.M et al. A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two – Phase Flow in Wellbores, 1990
- ALFARO Adys, CAMACHO Jose. EVALUACIÓN CRITICA DE FLUJO MULTIFASICO UTILIZANDO MODELOS MECANISTICOS. Universidad Industrial de Santander,2001
- ARAMENDIZ Jose, VELASQUEZ Miguel. CONSIDERACIONES Y PROCEDIMIENTOS PARA EL ANÁLISIS PVT DEL CRUDO DE CAMPOS MADUROS. Aplicación campo Colorado. Universidad Industrial de Santander, 2008
- BANZER CARLOS. Correlaciones Numéricas PVT, 1996.
- BAXENDELL P. B. y THOMAS R. The Calculation of Pressure Gradients in High Rate Flowing Wells,1961
- BRILL James P, Multiphase Flow in Wells, 1999
- BRODKEY Robert and HERSHEY H. Transport Phenomena, 1988.
- ECONOMIDES Michael J and HILL A. Petroleum Production Systems,1994
- Engineering DATA BOOK - (GPSA) - VOL II, Section 17, Edition 2004.
- ESPANOL J.H; HOLMES, C.S Y BROWN, KE. A Comparison of Existing Multiphase Flow Methods for the calculation of Pressure Drop in Vertical Wells,1969
- FANCHI Jhon R. INTEGRATED FLOW MODELING, 2000.

- GOLAN Michael AND CURTIS H. WITSON - Well Performance SECOND Edition- 1991.
- GRAHAM WALLIS - ONE – Dimensional Two Phase Flow.
- GRIFFITH, Peter - Multiphase Flow in Pipes - SPE 12895 - 1984.
- GUO Boyun, LYONS William and GHALAMBOR Ali. Petroleum Production Engineering - 2007.
- JAMES P. BRILL - Multiphase Flow in Wells – 1999.
- Mc. CAIN, WILLIAM D. The Properties of Petroleum – 1990.
- NIND T.E.W. Fundamentos De Producción Y Mantenimiento De Pozos Petroleros, 1987.
- RAO Bharath, Multiphase Flow Models Range of Applicability, Mayo 18, 1998
- ROMERO Adriana. ANÁLISIS DEL FLUJO VERTICAL MULTIFASICO PARA EL MODELO DE SIMULACIÓN DE CUSIANA, 2007.
- ROJAS Gustavo, CHACON Jhon. ESTUDIO COMPARATIVO DE LAS CORELACIONES EMPIRICAS Y MODELOS MECANÍSTICOS PARA FLUJO MULTIFÁSICO EN POZOS HORIZONTALES DE INYECCIÓN DE VAPOR, Universidad Industrial de Santander,2001
- SHLUMBERGER Information Solution. PPESIM Fundamentals, January 25, 2007
- ZHAO Xiaodong, Mechanist Based Model for Slug Flow in Vertical Pipes, May 2005

ANEXO 1

Ejemplo: Poettmann y Carpenter

1. Dados los siguientes datos:

$$d = 1.995 \text{ pulg}$$

$$T_1 = 120 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 150 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$p_1 = 500 \text{ psig} \quad (\text{Presión en la cabeza})$$

$$p_2 = 1000 \text{ psig} \quad (\text{Presión de fondo})$$

$$q_o = 400 \text{ bpd}$$

$$q_w = 600 \text{ bpd}$$

$$R = 500 \text{ ft}^3/\text{bl}$$

$$\rho_o = 22 \text{ }^\circ\text{API}$$

$$\gamma_g = 0.65$$

$$\gamma_w = 1.07$$

$$\sigma_w = 70 \text{ dinas/cm} \quad (\text{cte})$$

$$\sigma_o = 30 \text{ dinas/cm} \quad (\text{cte})$$

$$\mu_g = 0.018 \text{ cp} \quad (\text{cte})$$

2. Para este ejemplo no se realiza la grafica
3. Determina la masa en barriles de aceite a condiciones estándar

$$M = (350)(0.922) + (0.0764)(500)(0.65) + (350)(1.07)(1.5)$$

$$M = 910 \frac{\text{lb}_m}{\text{bl}_o \text{ c.s.}}$$

4. El flujo total de masa por día (w_m) es:

$$w_m = (400)(910) = 364000 \frac{\text{lb}_m}{\text{día}}$$

5. Comienza los cálculos con $p_1 = 500 \text{ psig}$
6. Calcula el volumen del aceite, gas y agua a 500 psig (B_o y R_s con ecuaciones capítulo 1)

$$B_o = 1.046$$

$$R_s = 58 \text{ ft}^3/\text{bl}$$

$$Z = 0.94$$

$$V_T = (5.61)(1.046) + (5.61)(1.5) + (500 - 58) \left(\frac{14.7}{514.7} \right) \left(\frac{580}{520} \right) (0.94)$$

$$V_T = 28 \text{ ft}^3$$

7. Densidad a 500 psig

$$\rho_{m1} = \frac{910}{28} = 32.5 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}$$

8. El gradiente de presión (figura 13)

$$\frac{dp}{dh} = 0.26 \frac{\text{psi}}{\text{ft}} \text{ a } 500 \text{ psig}$$

9. Determinar el gradiente de presión a 1000 psig

$$B_o = 1.087$$

$$R_s = 132 \text{ ft}^3/\text{bl}$$

$$Z = 0.90$$

$$V_T = (1.087)(5.61) + (1.5)(5.61) + (500 - 132) \left(\frac{14.7}{1014.7} \right) \left(\frac{580}{520} \right) \left(\frac{0.90}{1} \right)$$

$$V_T = 20 \text{ ft}^3$$

$$\rho_{m2} = \frac{910}{20} = 45.5 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}$$

De la figura 13 se obtuvo

$$\frac{dp}{dh} = 0.33 \frac{\text{psi}}{\text{ft}} \text{ a } 1000 \text{ psig}$$

10. Gradiente de presión promedio

$$\left(\frac{dp}{dh} \right)_{\text{prom}} = \frac{0.26 + 0.33}{2} = 0.295 \frac{\text{psi}}{\text{ft}}$$

11. La distancia entre 500 y 1000 psi es:

$$\frac{p_2 - p_1}{\left(\frac{dp}{dh}\right)_{prom}} = \frac{1000 - 500}{0.295} = 1695 \text{ ft}$$

12. La profundidad del pozo sin incluir las pérdidas de fricción es de 1695 ft

$$d \cdot v \cdot \rho = \frac{1.4737 \times 10^{-5} \cdot 364000}{1.995/12} = 32.27$$

13. De la figura 14 se obtuvo el valor de $f=0.0080$

14. Gradiente de presión total

$$\bar{\rho}_m = \frac{\rho_{m1} + \rho_{m2}}{2} = \frac{32.5 + 45.5}{2} = 39 \frac{lb_m}{ft^3}$$

$$\left(\frac{dp}{dh}\right)_T = \frac{1}{144} \left[39 + \left(\frac{(0.008) \cdot (364000)^2}{7.413 \times 10^{10} \cdot (39) \cdot (1.995/12)^5} \right) \right] = 0.29 \frac{psi}{ft}$$

15. Profundidad total

$$\frac{p_2 - p_1}{\left(\frac{dp}{dh}\right)_T} = \frac{1000 - 500}{0.29} = 1724 \text{ ft}$$

ANEXO 2

Ejemplo: Dun y Ros

Calcular la longitud para un Δp dado con los siguientes datos:

Diámetro nominal = 1.25 pulgadas.

Diámetro de flujo = 1.38 pulgadas.

Temperatura superficial = $T_1 = 120$ °F

Temperatura en el fondo = $T_2 = 150$ °F

Presión en la cabeza = $p_1 = 500$ psig

Presión de fondo = $p_2 = 1000$ psig

$$q_o = 400 \text{ bpd}$$

$$q_w = 600 \text{ bpd}$$

$$R = 500 \frac{ft^3}{bl}$$

$$\rho_o = 22 \text{ }^\circ API$$

$$\gamma_g = 0.65$$

$$\gamma_w = 1.07$$

$$\sigma_w = 70 \frac{dinas}{cm}$$

$$\sigma_o = 30 \frac{dinas}{cm}$$

$$\mu_g = 0.02 \text{ cp}$$

1.

$$\gamma_o = \frac{141.5}{131.5 + \text{ }^\circ API} = \frac{141.5}{131.5 + 22} = 0.922$$

2.

$$WOR = \frac{q_w}{q_o} = \frac{600}{400} = 1.5$$

$$\begin{aligned} M &= (0.922)(350) \left(\frac{1}{1 + 1.5} \right) + (1.07)(350) \left(\frac{1.5}{1 + 1.5} \right) + (0.0764) \cdot (500) \cdot (0.65) \\ &= 378.61 \frac{lb_m}{bl_o \text{ c.s.}} \end{aligned}$$

3.

$$\rho_L = 62.428 \left[0.9218 \left(\frac{1}{1+1.5} \right) + 1.07 \left(\frac{1.5}{1+1.5} \right) \right] = 63.10 \frac{lb_m}{ft^3}$$

4.

$$\bar{p} = \frac{p_1 + p_2}{2} + p_{atm} = \frac{500 + 1000}{2} + 14.7 = 764.7 \text{ psia}$$

5.

$$\bar{T} = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{120 + 150}{2} = 135^\circ F$$

6.

$$\bar{Z} = 0.93$$

7.

$$\bar{\rho}_g = (0.65)(0.0764) \left(\frac{520}{135 + 460} \right) \left(\frac{764.7}{14.7} \right) \left(\frac{1}{0.93} \right) = 2.43 \frac{lb_m}{ft^3}$$

8. Con las ecuaciones 1.24 y 1.25 se obtuvo

$$\bar{\mu}_o = 7.7813 \text{ cp}$$

9. Con la ecuación 1.65 se obtuvo :

$$\bar{\mu}_w = 0.5313 \text{ cp}$$

10.

$$\begin{aligned} \bar{\mu}_L &= \left[\bar{\mu}_o \left(\frac{1}{1+WOR} \right) + \bar{\mu}_w \left(\frac{WOR}{1+WOR} \right) \right] = \left[7.7813 \left(\frac{1}{1+1.5} \right) + 0.5313 \left(\frac{1.5}{1+1.5} \right) \right] \\ &= 3.4313 \text{ cp} \end{aligned}$$

11.

$$\sigma_L = \sigma_o \left(\frac{1}{1+WOR} \right) + \sigma_w \left(\frac{WOR}{1+WOR} \right) = 30 \left(\frac{1}{1+1.5} \right) + 70 \left(\frac{1.5}{1+1.5} \right) = 54 \frac{dinas}{cm}$$

12.

$$R_s = 107.22 \frac{ft^3}{bl}$$

13.

$$B_o = 1.0736 \frac{ft^3}{bl}$$

14.

$$A_p = \pi \frac{d^2}{4} = \pi \frac{(1.38)^2}{4} = 1.4957 \text{ pulg}^2$$

15.

$$\begin{aligned} N_{L\mu} &= 0.15726 \times \mu_L \left(\frac{1}{\rho_L \sigma^3} \right)^{0.25} = 0.15726 (3.4313) \left(\frac{1}{(63.0972)(54)^3} \right)^{0.25} \\ &= 9.6112 \times 10^3 \end{aligned}$$

16. Suponiendo que $B_w = 1.0$

$$v_{sL} = \frac{(5.6142)(144)(1000)}{86400 \cdot (1.4957)} \left[1.0736 \left(\frac{1}{1+1.5} \right) + 1 \left(\frac{1.5}{1+1.5} \right) \right] = 6.44 \frac{ft}{seg}$$

17.

$$N_{Lv} = 1.938 \times v_{sL} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0.25} = 1.938 (6.44) \left(\frac{63.0972}{54} \right)^{0.25} = 12.9761$$

18.

$$\begin{aligned} v_{sg} &= \frac{(144)(1000) \left(500 - 107.22 \left(\frac{1}{1+1.5} \right) \right)}{86400 \cdot (1.4957)} \left(\frac{14.7}{764.7} \right) \left(\frac{135 + 460}{520} \right) \left(\frac{0.93}{1} \right) \\ &= 10.419 \frac{ft}{seg} \end{aligned}$$

19.

$$N_{gv} = 1.938 \times v_{sg} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0.25} = 1.938 (10.2179) \left(\frac{63.0972}{54} \right)^{0.25} = 20.99$$

20.

$$N_d = 120.872 \cdot \frac{d}{12} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0.5} = 120.872 \cdot \frac{(1.38)}{12} \left(\frac{63.0972}{54} \right)^{0.5} = 15.0256$$

21. De la figura 15 y con N_{gv} y N_{Lv} se tiene que el flujo se encuentra en la Región II

22. Para la región II el factor de resbalamiento se obtiene de la siguiente forma:

De la figura 18 se tiene que:

$$F_5 = 0.19$$

$$F_6 = -0.1$$

$$F_7 = 0.092$$

Y:

$$F'_6 = 0.029 \cdot N_d + F_6 = 0.029 (15.0256) - 0.1 = 0.3357$$

Por lo tanto:

$$S = (1 + F_5) \frac{(N_{gv})^{0.982} + F'_6}{(1 + F_7 \cdot N_{Lv})^2} = (1 + 0.19) \frac{(20.99)^{0.982} - 0.3357}{(1 + (0.092) \cdot (12.9761))^2} = 4.9962$$

23.

$$v_s = \frac{S}{1.938 \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L}\right)^{0.25}} = \frac{4.9962}{1.938 \left(\frac{63.10}{54}\right)^{0.25}} = 2.4796 \frac{ft}{seg}$$

24.

$$H_L = \frac{2.4796 - 10.419 - 6.44 + [(2.4796 - 10.419 - 6.44)^2 + 4(2.4796) \cdot (6.44)]^{0.5}}{2(2.4796)} \\ = 0.4178$$

Este valor de H_L puede revisarse haciendo:

$$v_s = \frac{v_{sg}}{1 - H_L} - \frac{v_{sl}}{H_L} = \frac{10.419}{1 - 0.4178} - \frac{6.44}{0.4178} = 2.48 \frac{ft}{seg}$$

Como el valor de v_s es igual al del paso 23, H_L calculado es correcto.

25.

$$N_{ReL} = 1488 \frac{\rho_L \cdot v_{sL} \cdot d}{12 \cdot \mu_L} = 1488 \frac{(63.10) \cdot (6.44) \cdot (1.38)}{12 \cdot (3.4313)} = 20265.5$$

26. El gradiente de fricción para la región II es :

De la figura 19 obtenemos:

$$F_1 = 0.0064$$

Para poder obtener F_2 primero debemos hallar:

$$R = \frac{v_{sg}}{v_{sL}} = \frac{10.419}{6.44} = 1.6178$$

$$f_1 \cdot R \cdot (N_d)^{\frac{2}{3}} = 0.0064(1.6178) \cdot (15.0256)^{\frac{2}{3}} = 0.0630$$

Con este valor, de la figura 20 obtenemos **$F_2=1.05$**

$$f_3 = 1 + f_1 \left(\frac{R}{50} \right)^{0.5} = 1 + 0.0064 \left(\frac{1.6178}{50} \right)^{0.5} = 1.0011$$

Y:

$$f_w = (f_1) \frac{f_2}{f_3} = (0.0064) \frac{(1.05)}{(1.0011)} = 6.7126 \times 10^{-3}$$

Por lo tanto:

$$\begin{aligned} \tau_{fr} &= 2f_w \frac{N_{Lv}(N_{Lv} + N_{gv})}{N_d} = 2(6.7126 \times 10^{-3}) \frac{12.9761(12.9761 + 20.99)}{15.0256} \\ &= 0.3938 \text{ Adimensional} \end{aligned}$$

27. El gradiente estático es:

$$\tau_{st} = H_L + N_\rho(1 - H_L) = 0.4178 + 0.03851(1 - 0.4178) = 0.4402 \text{ Adimensional}$$

Donde:

$$N_\rho = \frac{\rho_g}{\rho_L} = \frac{2.43}{63.10} = 0.03851$$

28. El gradiente de presión total es:

$$\tau_T = \tau_{st} + \tau_{fr} = 0.4402 + 0.3938 = 0.834$$

29. El gradiente de presión total es psi/ft es:

$$\frac{dp}{dh_T} = \frac{\tau_T \cdot \rho_L}{144} = \frac{(0.834) \cdot (63.10)}{144} = 0.3654 \frac{psi}{ft}$$

30. Determinar la longitud:

$$\Delta h = \frac{\Delta p}{\frac{dp}{dh_{total}}} = \frac{1000 - 500}{0.3654} = 1368.16 \text{ ft}$$

ANEXO 3

Ejemplo: Hagedorn y Brow

El siguiente problema se trabajo por el método Hagedorn y Brown para tubería de 2 pulgadas con un diámetro interno de 1.995 pulgadas. Como se muestra en el procedimiento se determinara la distancia entre 500 psi y 1000 psi.

$d = 1.995$ pulgadas

Temperatura superficial = $T_1 = 120$ °F

Temperatura de fondo = $T_2 = 150$ °F

Presión en la cabeza = $p_1 = 500$ psig

Presión de fondo = $p_2 = 1000$ psig

Presión atmosférica = 14.7

$q_o = 400$ bpd

$q_w = 600$ bpd

$R = 500 \frac{ft^3}{bl}$

$\rho_o = 22$ °API

$\gamma_g = 0.65$

$\gamma_w = 1.07$

$\sigma_w = 70 \frac{dinas}{cm}$

$\sigma_o = 30 \frac{dinas}{cm}$

$\mu_g = 0.018$ cp

Se requiere la distancia entre los puntos de presión 500 psi y 1000 psi

1. Peso específico del aceite:

$$\gamma_o = \frac{141.5}{131.5 + \text{°API}} = \frac{141.5}{131.5 + 22} = 0.922$$

2. Encuentra la masa asociada con un barril de líquido a condiciones de tanque

$$\begin{aligned} M &= (0.9218)(350) \left(\frac{1}{1 + 1.5} \right) + (1.07)(350) \left(\frac{1.5}{1 + 1.5} \right) + (0.0764) \cdot (500) \cdot (0.65) \\ &= 378.5854 \frac{lb_m}{bl} \end{aligned}$$

3. Calcular el flujo másico

$$w_w = (400 + 600)(378.5854) = 378545 \frac{lb_m}{día}$$

4. Calcular la presión

$$\bar{p} = \frac{500 + 1000}{2} + 14.7 = 764.7 \text{ psia}$$

5. Calcular Z

$$\bar{T} = \frac{120 + 150}{2} = 135^\circ F$$

$$Z = 0.91$$

6. R_s media es :

$$R_s = 107.22$$

7. Obtener B_o a \bar{p} y \bar{T} . (Capítulo 1)

$$B_o = 1.0736 \frac{ft^3}{bl}$$

8. Calcular la densidad de la fase líquida

$$\rho_L = \left[\frac{(0.922)(62.4) + \frac{(107.22)(0.65)(0.0764)}{5.614}}{1.0736} \right] \left(\frac{1}{1 + 1.5} \right) + \left[(1.07)(62.4) \left(\frac{1.5}{1 + 1.5} \right) \right] = 61.84 \frac{lb_m}{ft^3}$$

9. Calcular la densidad media de la fase gaseosa

$$\bar{\rho}_g = (0.65)(0.0764) \left(\frac{520}{135 + 460} \right) \left(\frac{764.7}{14.7} \right) \left(\frac{1}{0.91} \right) = 2.4276 \frac{lb_m}{ft^3}$$

10. Calcular la viscosidad media del aceite:

$$\bar{\mu}_o = 7.697 \text{ cp}$$

11. Viscosidad media del agua:

$$\bar{\mu}_w = 0.5313 \text{ cp}$$

12. Determinar la viscosidad liquida de la mezcla:

$$\mu_L = \left[7.697 \left(\frac{1}{1+1.5} \right) + 0.5313 \left(\frac{1.5}{1+1.5} \right) \right] = 3.4313 \text{ cp}$$

13. Asumiendo la tensión superficial constante en cada punto de presión, calcular la tensión superficial de la mezcla liquida.

$$\sigma_L = 30 \left(\frac{1}{1+1.5} \right) + 70 \left(\frac{1.5}{1+1.5} \right) = 54 \frac{\text{dinas}}{\text{cm}}$$

Esto representa solo una aproximación de la tensión superficial de la fase liquida:

14. Calcular el número de viscosidad del liquido N_L .

$$N_L = 0.15726 (3.4313) \left(\frac{1}{(61.84)(54)^3} \right)^{0.25} = 0.0096$$

15. Determinar CN_L de la figura 21.

$$CN_L = 0.002$$

16. Calcular el área de la T.P.

$$A_p = \pi \frac{(1.995^2)}{4(144)} = 0.0217 \text{ ft}^2$$

17. Asumiendo $B_w=1$, calcular la velocidad superficial del líquido v_{sL} , ft/seg

$$v_{sL} = \frac{(5.6142)(1000)}{86400 \cdot (0.0217)} \left[1.0736 \left(\frac{1}{1+1.5} \right) + 1 \left(\frac{1.5}{1+1.5} \right) \right] = 3.08 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}$$

18. Calcular el número de velocidad del líquido N_{Lv}

$$N_{Lv} = 1.938 (3.08) \left(\frac{61.84}{54} \right)^{0.25} = 6.1748$$

19. Calcular la velocidad superficial del gas, v_{sg}

$$v_{sg} = \frac{(600 + 400) \left(500 - 107.22 \cdot \left(\frac{1}{1 + 1.5} \right) \right)}{86400 \cdot (0.0217)} \left(\frac{14.7}{764.7} \right) \left(\frac{135 + 460}{520} \right) \left(\frac{0.93}{1} \right)$$
$$= 4.9874 \frac{ft}{seg}$$

20. Calcular el número de velocidad del gas, N_{gv}

$$N_{gv} = 1.938 (4.9874) \left(\frac{61.84}{54} \right)^{0.25} = 9.9988$$

21. Revisar el régimen de flujo para determinar si se continúa con la correlación Hagedorn y Brown ó se procede con la correlación de Griffith para el flujo burbuja. El número "A" se calcular con la siguiente fórmula:

$$A = 1.071 - \frac{[0.2218 \cdot (3.08 + 4.9874)^2]}{1.995/12} = -85.76$$

Si $A \geq 0.13$ entonces utiliza ese valor, y si es menor a 0.13 usa $A = 0.13$

El número "B" se calcula con la siguiente fórmula:

$$B = \frac{4.9874}{3.08 + 4.9874} = 0.618$$

Como $A \leq 0.13$ se toma el valor indicado de 0.13

$$B - A = 0.62 - 0.13 = 0.49$$

Continuamos con la correlación de Hagedorn y Brown.

Si $(B - A)$ es positivo o cero, se continúa con la correlación Hagedorn y Brown.

Si (B-A) es negativo, sigue con la correlación de Griffith, el procedimiento se encuentra en el método de Orkiszewski.

22. Encontrar el número de diámetro de la tubería, N_d

$$N_d = \frac{(120.872)(1.995)}{12} \sqrt{\frac{61.84}{54}} = 21.50$$

23. Calcular el hold up en función de ϕ

$$\phi = \left(\frac{6.1748}{9.9988^{0.575}} \right) \left(\frac{764.7}{14.7} \right)^{0.10} \left(\frac{0.0020}{21.50} \right) = 2.26 \times 10^{-4}$$

24. De la figura 22 se obtuvo:

$$\frac{H_L}{\psi} = 0.3$$

25. Determinar la segunda correlación en función de ϕ

$$\phi = \left(\frac{(6.1784)(0.0096)^{0.380}}{21.50^{2.14}} \right) = 0.0015$$

26. De la figura 23 se determinó:

$$\psi = 1.00$$

27. Calcular el valor de H_L

$$H_L = (0.3)(1.00) = 0.3$$

Para bajas velocidades no habrá corrección y $\psi = 1.00$

28. Determinar el valor para dos fases del número de Reynolds, $(R_{Re})_{TP}$

$$(R_{Re})_{TP} = \frac{2.2 \times 10^{-2} (378.58)(1000)}{\left(\frac{1.995}{12} \right) (3.4313^{0.3})(0.018^{(1-0.3)})} = 576957.6$$

29. Determinar el valor para $\frac{\varepsilon}{d}$

$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{0.00015}{\frac{1.995}{12}} = 0.000902$$

Si el valor para ε no es conocido, un buen valor para usar es 0.00015 pies, que es un valor promedio dado para el acero comercial.

30. De la figura 24:

$$f = 0.024$$

31. Calcular la densidad media de la mezcla $\bar{\rho}_m$ por dos métodos.

a) Utilizando el valor de H_L del paso 27, calcular $\bar{\rho}_m$ como sigue:

$$\bar{\rho}_m = 61.84 (0.3) + 2.4276 (1 - 0.3) = 20.25 \frac{lb_m}{ft^3}$$

32. Repitiendo los pasos 5, 6, 7, 17 y 19 para p_1 y p_2 .

$$\begin{array}{ll} T_1 = 120^\circ F & T_2 = 150^\circ F \\ Z_1 = 0.9335 & Z_2 = 0.8976 \\ B_{o1} = 1.0513 & B_{o2} = 1.0974 \\ R_{s1} = 73.0731 & R_{s2} = 75.2569 \\ v_{sL1} = 3.05 & v_{sL2} = 3.11 \\ v_{sg1} = 7.7028 & v_{sg2} = 3.8793 \end{array}$$

33. Calcular la velocidad de la mezcla en dos fases para p_1 y p_2 .

$$\begin{array}{l} v_{m1} = 3.05 + 7.7028 = 10.7528 \\ v_{m2} = 3.11 + 3.8793 = 6.9893 \end{array}$$

34. Determinar el valor para $\Delta(V_m^2)$

$$\Delta(v_m^2) = [10.7528^2 - 6.9893^2] = 66.7724$$

35. Calcular Δh correspondiente $\Delta p = p_1 - p_2$.

$$\Delta h = \frac{144(1000 - 500) - 20.25 \left(\frac{66.7724}{64.4} \right)}{20.25 + \frac{0.024(378545^2)}{(2.9652 \times 10^{11}) \left(\frac{1.995}{12} \right)^5 (20.25)}} = 3554 \text{ ft}$$

ANEXO 4

Ejemplo: Orkiszewski

Calcular la caída de presión a través de la TP con los siguientes datos:

$d = 1.995$ pulgadas

Temperatura superficial = $T_1 = 120$ °F

Temperatura en el fondo = $T_2 = 150$ °F

Presión en la cabeza = $p_1 = 500$ psig

Presión de fondo = $p_2 = 1000$ psig

Presión atmosférica = 14.7

$q_o = 400$ bpd

$q_w = 600$ bpd

$R = 500 \frac{ft^3}{bl}$

$\rho_o = 22$ °API

$\gamma_g = 0.65$

$\gamma_w = 1.07$

$\sigma_w = 70 \frac{dinas}{cm}$

$\sigma_o = 30 \frac{dinas}{cm}$

$\mu_g = 0.018$ cp

1. Se selecciona la presión de 500 psi como el punto de inicio (cabeza del pozo).
- 2.

La temperatura en cada punto de presión se tiene: a 120 °F una $p = 500$ psi y a 150°F se tiene $p = 1000$ psi.

3.
 $\Delta p = 1000 - 500 = 500$ psi
4.
No es necesario asumir un Δh debido a que la p_2 es conocida.
5.
La temperatura promedio del incremento es:

$$\bar{T} = \frac{120 + 150}{2} = 135 \text{ }^\circ\text{F}$$

6.

Se calculan las propiedades de los fluidos a \bar{p} y \bar{T} con las correlaciones vistas en el primer capítulo:

a)

$$\bar{p} = \frac{p_1 + p_2}{2} + p_{atm} = \frac{500 + 1000}{2} + 14.7 = 764.7 \text{ psia}$$

b) Los flujos de gas y líquido a condiciones de escurrimiento son:

$$q_g = \frac{3.27 \times 10^{-7} \cdot Z \cdot q_o(R - R_s)(\bar{T} + 460)}{\bar{p}}$$

$$q_g = \frac{3.27 \times 10^{-7} \cdot (0.91)(400)(500 - 107.22)(135 + 460)}{764.7} = 0.03646 \frac{ft^3}{seg}$$

$$q_L = 6.49 \times 10^{-5} (q_o \cdot B_o + q_w \cdot B_w)$$

$$q_L = 6.49 \times 10^{-5} [(400)(1.0736) + (600)(1.0)] = 0.0668 \frac{ft^3}{seg}$$

$$q_T = q_g + q_L = 0.03646 + 0.0668 = 0.1033 \frac{ft^3}{seg}$$

c) Los flujos de masa son:

$$w_g = 8.85 \times 10^{-7} \cdot q_L \cdot \gamma_g (R - R_s)$$

$$w_g = 8.85 \times 10^{-7} (1000)(0.65)(500 - 107.223) = 0.2259 \text{ lb}_m/seg$$

$$w_L = 4.05 \times 10^{-3} (q_o \cdot \gamma_o + q_w \cdot \gamma_w) + 8.85 \times 10^{-7} \cdot q_L \cdot \gamma_g \cdot R_s$$

$$w_L = 4.05 \times 10^{-3} ((400)(0.922) + (600)(1.07)) + 8.85 \times 10^{-7} (1000)(0.65)(107.223) = 4.1551 \text{ lb}_m/seg$$

$$w_m = w_g + w_L = 0.2259 + 4.1551 = 4.381 \text{ lb}_m /seg$$

d) Las densidades son:

$$\rho_g = \frac{w_g}{q_g} = \frac{0.2259}{0.03646} = 6.1958 \frac{lb_m}{ft^3}$$

$$\rho_L = \frac{w_L}{q_L} = \frac{4.1551}{0.0668} = 62.2021 \frac{lb_m}{ft^3}$$

e)

Velocidades superficiales:

$$A_p = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = \frac{\pi(1.995)^2}{4} = 3.1259 \text{ pulg}^2$$

Donde A_p = área de flujo de la TP.

$$v_{sL} = \frac{q_L}{A_p} = \frac{144(0.0668)}{3.1259} = 3.0772 \frac{ft}{seg}$$

$$v_{sg} = \frac{q_g}{A_p} = \frac{144(0.03646)}{3.1259} = 1.6796 \frac{ft}{seg}$$

$$v_m = v_{sL} + v_{sg} = 3.0772 + 1.6796 = 4.7568$$

f)

La viscosidad del aceite (Beggs y Robinson), del agua y líquido es:

$$\mu_o = 7.697 \text{ cp}$$

$$\mu_w = 0.5313 \text{ cp}$$

$$\begin{aligned} \mu_L &= \left[\mu_o \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + \mu_w \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) \right] = \left[7.697 \left(\frac{1}{1 + 1.5} \right) + 0.5313 \left(\frac{1.5}{1 + 1.5} \right) \right] \\ &= 3.4313 \text{ cp} \end{aligned}$$

g)

La tensión superficial del líquido es:

$$\sigma_L = \sigma_o \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + \sigma_w \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) = 30 \left(\frac{1}{1 + 1.5} \right) + 70 \left(\frac{1.5}{1 + 1.5} \right) = 54 \frac{dinas}{cm}$$

h)

Los números de velocidad del líquido y gas son:

$$N_{Lv} = 1.938 \times v_{sL} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0.25} = 1.938(3.0772) \left(\frac{63.10}{54} \right)^{0.25} = 6.2004$$

$$N_{gv} = 1.938 \times v_{sg} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0.25} = 1.938 (1.6796) \left(\frac{63.10}{54} \right)^{0.25} = 3.3843$$

7.

$$L_B = 1.071 - \left(2.6616 \frac{v_m^2}{d_h} \right) = 1.071 - \left(2.6616 \frac{(4.7568)^2}{1.38} \right) = -42.5699$$

Como el límite de L_B debe ser mayor o igual a 0.13, utilizamos:

$$L_B = 0.13$$

$$\frac{v_{sg}}{v_m} = \frac{1.6796}{4.7568} = 0.3531$$

$$L_S = 50 + 36 \cdot N_{Lv} = 50 + 36 (6.2004) = 273.2144$$

$$\frac{v_{sg}}{v_m} > L_B, \quad N_{gv} < L_S, \quad \text{El patrón de flujo es Bache}$$

•

Para determinar δ hacemos:

Calculamos el flujo fraccional de aceite o de agua:

$$f_o = \frac{1}{1 + WOR} = \frac{1}{2.5} = 0.4$$

$$f_w = 1 - f_o = 1 - 0.4 = 0.6$$

Por lo que el principal líquido que fluye en la tubería es agua (fase continua), y como $v_m < 10$ utilizamos la ecuación 3.88:

$$\delta = -0.681 + 0.013 \left(\frac{d_h}{12}\right)^{-1.38} \cdot \log \mu_L + 0.232 \cdot \log v_m - 0.428 \cdot \log \left(\frac{d_h}{12}\right)$$

$$\delta = -0.681 + 0.013 \left(\frac{1.38}{12}\right)^{-1.38} \cdot \log(3.4313) + 0.232 \cdot \log(4.7568) - 0.428 \cdot \log \left(\frac{1.38}{12}\right) = 0.01585$$

$$\delta \geq -0.065(4.7568)$$

Como $\delta \geq -0.3092$, entonces el valor de δ es correcto

•

Para determinar v_b hacemos lo siguiente:

Calculamos el número de Reynolds:

$$N_{Re_L} = 124 \frac{d_h \cdot v_m \cdot \rho_L}{\mu_L} = 124 \frac{(1.38) \cdot (4.7568) \cdot (63.10)}{(3.4313)} = 14967$$

Ahora suponiendo un valor de $v_b = 1.75 \frac{ft}{seg}$

$$N_{Re_b} = 124 \frac{d_h \cdot v_b \cdot \rho_L}{\mu_L} = 124 \frac{(1.38) \cdot (1.75) \cdot (63.10)}{(3.4313)} = 5507$$

Como $N_{Re_L} > 6000$ y $3000 \leq N_{Re_b} \leq 8000$ tenemos que:

$$v_b = 0.5 \alpha + \left(\alpha^2 + \frac{13.59 \cdot \mu_L}{\rho_L \left(\frac{d_h}{12}\right)^{0.5}} \right)^{0.5}$$

$$\alpha = (0.251 + 8.74 \times 10^{-6}(14967)) \left(\frac{32.174}{12} (1.38) \right)^{0.5} = 0.734$$

Entonces:

$$v_b = 0.5 (0.734) + \left((0.734)^2 + \frac{13.59 \cdot (3.4313)}{(63.10) \left(\frac{1.38}{12}\right)^{0.5}} \right)^{0.5} = 2.0156$$

Como $1.75 \neq 2.0156$, empezamos ahora un valor de $v_b = 2.0156$

$$N_{Re_b} = 124 \frac{d_h \cdot v_b \cdot \rho_L}{\mu_L} = 124 \frac{(1.38) \cdot (2.0156) \cdot (63.10)}{(3.4313)} = 6343$$

Como $N_{Re_L} > 6000$ y $3000 \leq N_{Re_b} \leq 8000$, cae en el mismo intervalo y tenemos que:

$$v_b = 2.0156 \text{ ft/seg}$$

8.

Calcule el gradiente de elevación y de fricción con:

$$C_3 = \rho_L(v_{sL} + v_b) + \rho_g \cdot v_{sg} = 63.10 \cdot (3.0772 + 2.0156) + (6.1958) \cdot (1.6796) \\ = 331.7621$$

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e = \frac{1}{144} \left(\frac{C_3}{v_m + v_b} + \rho_L \cdot \delta \right) = \frac{1}{144} \left(\frac{331.7621}{4.7568 + 2.0156} + 63.10 \cdot (0.01585) \right) \\ = 0.3471 \text{ psi/ft}$$

Con $N_{Re_b} = 14967$ y con la rugosidad $\varepsilon = 6 \times 10^{-5}$ se obtiene el factor de fricción del diagrama de Moody:

$$f = 0.052$$

Y por lo tanto el gradiente de fricción es:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta h}\right)_f = \frac{f \cdot v_m^2 \cdot \rho_L}{2 \cdot d_h \cdot (12) \cdot g} \left(\frac{v_{sL} + v_b}{v_m + v_b} + \delta \right)$$

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta h}\right)_f = \frac{(0.052) \cdot (4.7568)^2 \cdot (63.10)}{2 \cdot (32.174) \cdot (12) \cdot (1.38)} \left(\frac{(3.0772) + (2.0156)}{(4.7568) + (2.0156)} + 1.4521 \right) \\ = 0.0535 \text{ psi /ft}$$

9.

$$E_k = \frac{w_m \cdot v_{sg}}{4637 \cdot \bar{p} \cdot A_p} = E_k = \frac{4.381 \cdot (1.6796)}{4637 \cdot (764.7) \cdot (3.1259)} = 6.6386 \times 10^{-7}$$

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta h}\right)_T = \frac{\left(\frac{\Delta p}{\Delta h}\right)_e + \left(\frac{\Delta p}{\Delta h}\right)_f}{1 - E_k} = \frac{0.3471 + 0.0535}{1 - 6.6386 \times 10^{-7}} = 0.4006 \frac{psi}{ft}$$

Entonces Δh es:

$$\Delta h = \frac{\Delta p}{0.4006} = \frac{500}{0.4006} = 1248.13 \text{ ft}$$

10.

Como la p_2 es conocida la Δh calculada es la correcta

ANEXO 5

Ejemplo: Beggs y Brill

Determinar la distancia (Δh) entre las presiones p_1 y p_2

Datos:

$d = 1.995$ pulgadas

Temperatura = $T = 120$ °F + $0.017 z$

$p_1 = 500$ psig

$p_2 = 1000$ psig

Presión atmosférica = 14.7

$\theta = 0^\circ$ para vertical = 90° para horizontal

$q_o = 400$ bpd

$q_w = 600$ bpd

$WOR = 1.5$

$R = 500 \frac{ft^3}{bl}$

$\rho_o = 22$ °API

$\gamma_g = 0.65$

$\gamma_w = 1.07$

$\sigma_w = 70 \frac{dinas}{cm}$

$\sigma_o = 30 \frac{dinas}{cm}$

$\mu_g = 0.018$ cp

1. Suponiendo una $\Delta h = 2000$ pies, entre p_1 y p_2 tenemos que:

$$\bar{p} = \frac{p_1 + p_2}{2} + p_{atm} = \frac{500 + 1000}{2} + 14.7 = 764.7 \text{ psia}$$

$$\bar{h} = h + \frac{\Delta h}{2} = 0 + \frac{2000}{2} = 1000 \text{ pies}$$

- 2.

$$\bar{T} = 120 + 0.017 \cdot \bar{z} = 120 + 0.017(1000) = 137^\circ F$$

3. Las propiedades de los fluidos a \bar{p} y \bar{T} se obtuviera de las correlaciones vistas en el primer capítulo:

$$R_s = 106.8419 \text{ ft}^3/\text{bl}$$

$$\mu_w = 0.5214 \text{ cp}$$

$$Z = 0.9131$$

$$B_o = 1.0746$$

$$B_w = 1.0$$

$$\mu_o = 7.4445 \text{ cp}$$

4.

$$\gamma_o = \frac{141.5}{131.5 + \text{ }^\circ \text{API}} = \frac{141.5}{131.5 + 22} = 0.922$$

5.

$$\begin{aligned} \rho_o &= \frac{350 \cdot \gamma_o + 0.0764 \cdot R_s \cdot \gamma_g}{5.6146 \cdot B_o} = \frac{350(0.922) + 0.0764(106.8419)(0.65)}{5.6146 \cdot (1.0746)} \\ &= 54.3645 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3} \end{aligned}$$

$$\rho_w = \frac{350 \cdot \gamma_w}{5.6146 \cdot B_w} = \frac{350 \cdot (1.07)}{5.6146 \cdot (1.0)} = 66.7011 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}$$

$$\begin{aligned} \rho_L &= \rho_o \left(\frac{1}{1 + \text{WOR}} \right) + \rho_w \left(\frac{\text{WOR}}{1 + \text{WOR}} \right) = 54.3645 \left(\frac{1}{2.5} \right) + 66.7011 \left(\frac{1.5}{2.5} \right) \\ &= 61.766 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3} \end{aligned}$$

$$\rho_g = \frac{0.0764 \cdot \gamma_g \cdot \bar{p} \cdot 520}{(14.7)(\bar{T} + 460)Z} = \frac{0.0764(0.65)(764.7)(520)}{14.7(137 + 460)(0.9131)} = 2.4643 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3}$$

6.

$$q_g = \frac{3.27 \times 10^{-7}(0.9131)(400)(500 - 106.8419)(137 + 460)}{764.7} = 0.03666 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}$$

$$q_L = 6.49 \times 10^{-5}[(400)(1.0746) + (600)(1.0)] = 0.0668 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}$$

7.

$$A_p = \pi \frac{(1.995^2)}{4} = 3.1259 \text{ pulg}^2$$

$$v_{sL} = 144 \cdot \frac{q_L}{A_p} = \frac{144(0.0668)}{3.1259} = 3.0773 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}$$

$$v_{sg} = 144 \cdot \frac{q_g}{A_p} = \frac{144 (0.0366)}{3.1259} = 1.6860 \frac{ft}{seg}$$

$$v_m = v_{sL} + v_{sg} = 3.0773 + 1.6860 = 4.7633 \frac{ft}{seg}$$

8.

$$w_L = \rho_L \cdot v_{sL} = (61.766)(3.0773) = 190.0725 \frac{lb_m}{seg - ft^2}$$

$$w_g = \rho_g \cdot v_{sg} = (2.4643)(1.6860) = 4.1548 \frac{lb_m}{seg - pies^2}$$

$$w_T = G_L + G_g = 190.0725 + 4.1548 = 194.2273 \frac{lb_m}{seg - ft^3}$$

9.

$$\lambda = \frac{q_L}{q_L + q_g} = \frac{0.0668}{0.0668 + 0.03666} = 0.6457$$

10.

$$N_{FR} = \frac{v_m^2}{g \frac{d}{12}} = \frac{12 (4.7633)^2}{32.2 (1.995)} = 4.2384$$

$$\begin{aligned} \mu_L &= \left[\mu_o \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + \mu_w \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) \right] = \left[7.4445 \left(\frac{1}{1 + 1.5} \right) + 0.5214 \left(\frac{1.5}{1 + 1.5} \right) \right] \\ &= 3.2906 \text{ cp} \end{aligned}$$

$$\mu_m = [\mu_L \cdot \lambda + \mu_g(1 - \lambda)] = [(3.2906) \cdot (0.6457) + (0.018)(1 - 0.6457)] = 2.1311 \text{ cp}$$

$$\sigma_L = \sigma_o \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + \sigma_w \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) = 30 \left(\frac{1}{1 + 1.5} \right) + 70 \left(\frac{1.5}{1 + 1.5} \right) = 54 \frac{dinas}{cm}$$

11.

$$N_{Re} = \frac{w_T \cdot \frac{d}{12}}{\mu_m \cdot 6.72 \times 10^{-4}} = \frac{(194.2273) \frac{1.995}{12}}{(2.1311) 6.72 \times 10^{-4}} = 22547.522$$

$$N_{Lv} = 1.938 \cdot v_{sL} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0.25} = 1.938(3.0773) \left(\frac{61.766}{54} \right)^{0.25} = 6.1675$$

12.

$$L_1 = 316 \cdot \lambda^{0.302} = 316(0.6457)^{0.302} = 276.8958$$

$$L_2 = 0.0009252 \cdot \lambda^{-2.4684} = 0.0009252(0.6457)^{-2.4684} = 2.7237 \times 10^{-3}$$

$$L_3 = 0.10 \cdot \lambda^{-1.4516} = 0.10(0.6457)^{-1.4516} = 0.1887$$

$$L_4 = 0.5 \cdot \lambda^{-6.738} = 0.5(0.6457)^{-6.738} = 9.5276$$

13. Dado que $\lambda \geq 0.4$ y $L_3 < N_{FR} \leq L_4$, El patrón de flujo es intermitente

14. El hold up horizontal para flujo intermitente es:

$$H_L(0) = \frac{a \cdot \lambda^b}{(N_{FR})^c} = \frac{(0.845)(0.6457)^{0.5351}}{(4.2384)^{0.0173}} = 0.6521$$

15. El coeficiente del factor de corrección por inclinación es:

$$C = (1 - 0.6457) \cdot \ln[(2.96(0.6457)^{0.305}(6.1675)^{-0.4473}(4.2384)^{0.0978})] = 0.0989$$

16. Debido a que la tubería es vertical, el factor de corrección de hold up de líquido a la inclinación es:

$$\psi = 1 + 0.3 \cdot C = 1 + 0.3(0.0989) = 1.0297$$

17. El hold up de líquido corregido para flujo vertical es:

$$H_L(90) = (H_L(0)) \cdot \psi = (0.6521)(1.0297) = 0.6715$$

La densidad de la mezcla es:

$$\begin{aligned} \rho_m &= \rho_L \cdot H_L + \rho_g(1 - H_L) = (61.766)(0.6715) + (2.4643)(1 - 0.6715) \\ &= 42.2854 \frac{lb_m}{ft^3} \end{aligned}$$

18.

$$y = \frac{\lambda}{(H_L(90))^2} = \frac{0.6457}{(0.6715)^2} = 1.432$$

$$S = \frac{\ln(1.432)}{\{-0.0523 + 3.182 \cdot \ln(1.432) - 0.8725 \cdot [\ln(1.432)]^2 + 0.01853 \cdot [\ln(1.432)]^4\}}$$

$$= 0.3671$$

$$\frac{f_T}{f_{ns}} = e^S = e^{0.3671} = 1.4435$$

19.

$$f_{ns} = \frac{1}{\left[2 \cdot \log\left(\frac{22547.22}{4.5223 \cdot \log(22547.22) - 3.8215}\right)\right]^2} = 0.02515$$

20. El factor de fricción de las dos fases es:

$$f_T = f_{ns} \cdot \frac{f_T}{f_{ns}} = (0.02515)(1.4435) = 0.0363$$

21.

$$\Delta h = \frac{\Delta p \cdot (144) \left[1 - \frac{\rho_m \cdot v_m \cdot v_{sg}}{g_c \cdot (p + 14.7)(144)}\right]}{\left(g \cdot \frac{\rho_m}{g_c}\right) (\text{sen}\theta) + \frac{f_T \cdot w_m \cdot v_m \cdot 12}{2 \cdot g_c \cdot d}}$$

$$\Delta h = \frac{(1000 - 500) \cdot (144) \left[1 - \frac{(42.2854) \cdot (4.7633) \cdot (1.6860)}{(32.2) \cdot (764.7)(144)}\right]}{(42.2854) \cdot (\text{sen } 90) + \frac{(0.0363) \cdot (194.2273) \cdot (4.7633) \cdot 12}{2 \cdot (32.2) \cdot (1.995)}} = 1579.6 \text{ ft}$$

Anexo 6

COLORADO 25				
Componente	%wt	%mol	Density (lb/ft³)	MW lb/lb mol
H2S	0,000	0,000		
H2O	0,000	0,000		
Oxígeno	0,000	0,000		
Nitrógeno	0,002	0,009		28,013
CO2	0,001	0,004		44,01
C1	1,803	17,439		16,043
C2	1,186	6,119		30,07
C3	1,762	6,199		44,097
IC4	0,572	1,527		58,124
nC4	1,305	3,484		58,124
IC5	0,822	1,768	39,017	72,151
nC5	0,996	2,141	39,392	72,151
C6	1,829	3,376	44,324	86,18
C7	3,003	4,853	45,324	100,258
C8	3,815	5,532	46,696	114,232
C9	3,919	5,026	48,007	128,259
C10	3,675	4,255	48,881	134
C11	3,236	3,415	49,63	147
C12	2,956	2,849	50,379	161
C13	3,295	2,921	51,004	175
C14	2,968	2,424	51,628	190
C15	3,054	2,301	52,252	206
C16	2,713	1,896	52,814	222
C17	2,527	1,654	53,313	237
C18	2,584	1,597	53,75	251
C19	2,529	1,492	54,063	263
C20	2,274	1,283	54,5	275
C21	2,052	1,094	54,812	291
C22	2,027	1,031	55,061	305
C23	1,917	0,936	55,311	318
C24	1,721	0,807	55,561	331
C25	1,656	0,745	55,811	345
C26	1,595	0,690	55,996	359
C27	1,592	0,660	55,185	374
C28	1,551	0,620	56,372	388
C29	1,315	0,508	56,622	402
C30+	31,184	8,343	63,052	750
Benzene	0,144	0,287	45,323	78,11
Toluene	0,423	0,712	46,696	92,13
	100,000	100,00		
PM	155,169			

Fuente: ARAMENDIZ Jose, VELASQUEZ Miguel. CONSIDERACIONES Y PROCEDIMIENTOS PARA EL ANÁLISIS PVT DEL CRUDO DE CAMPOS MADUROS. Aplicación campo Colorado. Universidad Industrial de Santander, 2008

Anexo 7

Resultado de la Simulación – Hysys C-25

Correlaciones C-25

- Poettmann y Carpenter

Length [ft]	Elevation [ft]	Pressure [psia]	Temperature [F]	Heat Transferred [Btu/hr-ft]	Flow Regime	Liquid Holdup	Friction Gradient [inH ₂ O/ft]	Static Gradient [inH ₂ O/ft]	Accel Gradient [inH ₂ O/ft]	Liquid Re	Vapour Re	Liquid Velocity [ft/s]	Vapour Velocity [ft/s]	Deposit Thickness [in]
0.000	0.000000	800.000	114.000		Liquid Only	1.00000	3.62230e-004	9.38620	0.000000	132.539		3.19035e-002		
443.000	443.000	649.284	105.416	2.82056	Two Phase	0.955130	7.94226	9.00935	0.000000	59.2267	80.0724	3.17465e-002	1.49137e-003	
886.000	886.000	377.383	95.0729	1.89274	Two Phase	0.684460	10.8701	6.63218	0.000000	37.9120	481.458	3.09044e-002	1.42471e-002	
1329.000	1329.00	31.6968	82.8237	0.699259	Two Phase	5.49644e-002	101.273	0.569345	0.000000	13.6558	2166.73	2.89091e-002	0.497051	

- Duns y Ros

Length [ft]	Elevation [ft]	Pressure [psia]	Temperature [F]	Heat Transferred [Btu/hr-ft]	Flow Regime	Liquid Holdup	Friction Gradient [inH ₂ O/ft]	Static Gradient [inH ₂ O/ft]	Accel Gradient [inH ₂ O/ft]	Liquid Re	Vapour Re	Liquid Velocity [ft/s]	Vapour Velocity [ft/s]	Deposit Thickness [in]
0.000	0.000000	800.000	114.000		Liquid Only	1.00000	3.62230e-004	9.38620	0.000000	132.539		3.19035e-002		
443.000	443.000	649.546	105.416	2.82051	Bubble	0.998029	8.44686e-004	9.39383	0.000000	59.2386	79.7024	3.17472e-002	1.48394e-003	
886.000	886.000	498.716	95.1515	1.89721	Bubble	0.992335	1.05474e-003	9.44759	0.000000	43.1485	272.191	3.12335e-002	6.29207e-003	
1329.000	1329.00	347.440	88.4360	1.09646	Bubble	0.981386	1.15032e-003	9.43642	0.000000	31.4862	518.680	3.07426e-002	1.63229e-002	
1772.000	1772.00	197.313	83.6686	0.547399	Bubble	0.951987	1.52003e-003	9.24134	0.000000	22.5990	873.264	3.02043e-002	4.44667e-002	
2215.000	2215.00	54.7833	78.3908	0.000000	Bubble	0.797439	4.01336e-003	7.84553	0.000000	13.6823	1709.21	2.92650e-002	0.249998	

- Hagedorn y Brown

Length [ft]	Elevation [ft]	Pressure [psia]	Temperature [F]	Heat Transferred [Btu/hr-ft]	Flow Regime	Liquid Holdup	Friction Gradient [inH ₂ O/ft]	Static Gradient [inH ₂ O/ft]	Accel Gradient [inH ₂ O/ft]	Liquid Re	Vapour Re	Liquid Velocity [ft/s]	Vapour Velocity [ft/s]	Deposit Thickness [in]
0.000	0.000000	800.000	114.000		Liquid Only	1.00000	3.62230e-004	9.38620	0.000000	132.539		3.19035e-002		
443.000	443.000	649.546	105.416	2.82051	Bubble	0.955345	6.32728e-004	9.01119	0.000000	59.2386	79.7024	3.17472e-002	1.48394e-003	
886.000	886.000	511.894	95.1484	1.89703	Bubble	0.846394	4.48285e-004	8.10585	0.000000	43.7107	251.280	3.12681e-002	5.67465e-003	
1329.000	1329.00	390.852	88.5123	1.10080	Bubble	0.714007	2.58107e-004	6.92728	0.000000	33.2184	435.803	3.08651e-002	1.23629e-002	
1772.000	1772.00	289.953	84.1834	0.582621	Bubble	0.570706	1.31013e-004	5.59869	0.000000	26.3451	627.168	3.05249e-002	2.29613e-002	
2215.000	2215.00	210.361	81.3195	0.237303	Bubble	0.432857	6.69907e-005	4.28784	0.000000	21.7581	823.879	3.02297e-002	3.96079e-002	

- Orkisewski

Length [ft]	Elevation [ft]	Pressure [psia]	Temperature [F]	Heat Transferred [Btu/hr-ft]	Flow Regime	Liquid Holdup	Friction Gradient [inH ₂ O/ft]	Static Gradient [inH ₂ O/ft]	Accel Gradient [inH ₂ O/ft]	Liquid Re	Vapour Re	Liquid Velocity [ft/s]	Vapour Velocity [ft/s]	Deposit Thickness [in]
0.000	0.000000	800.000	114.000		Liquid Only	1.00000	3.62230e-004	9.38620	0.000000	132.539		3.19035e-002		
443.000	443.000	649.546	105.416	2.82051	Bubble	0.998189	8.06148e-004	9.39526	0.000000	59.2386	79.7024	3.17472e-002	1.48394e-003	
886.000	886.000	498.691	95.1515	1.89721	Bubble	0.992315	1.08978e-003	9.44742	0.000000	43.1474	272.230	3.12335e-002	6.29324e-003	
1329.000	1329.00	347.478	88.4361	1.09646	Bubble	0.980069	1.47912e-003	9.42406	0.000000	31.4877	518.605	3.07427e-002	1.63189e-002	
1772.000	1772.00	197.776	83.6726	0.547659	Bubble	0.945927	2.07867e-003	9.18321	0.000000	22.6191	871.789	3.02062e-002	4.43037e-002	
2215.000	2215.00	57.4065	78.5775	0.000000	Bubble	0.715109	4.25864e-003	7.03811	0.000000	13.9125	1676.18	2.92979e-002	0.235996	

- Beggs y Brill

Length [ft]	Elevation [ft]	Pressure [psia]	Temperature [F]	Heat Transferred [Btu/hr-ft]	Flow Regime	Liquid Holdup	Friction Gradient [inH ₂ O/ft]	Static Gradient [inH ₂ O/ft]	Accel Gradient [inH ₂ O/ft]	Liquid Re	Vapour Re	Liquid Velocity [ft/s]	Vapour Velocity [ft/s]	Deposit Thickness [in]
0.000	0.000000	800.000	114.000		Liquid Only	1.00000	3.62230e-004	9.38620	0.000000	132.539		3.19035e-002		
443.000	443.000	649.546	105.416	2.82051	Segregated	1.01276	1.03461e-003	9.52591	7.31822e-009	59.2386	79.7024	3.17472e-002	1.48394e-003	
886.000	886.000	494.019	95.1522	1.89725	Segregated	1.04276	1.43253e-003	9.91222	4.39986e-008	42.9480	279.711	3.12212e-002	6.52084e-003	
1329.000	1329.00	332.262	88.3997	1.09435	Segregated	1.06969	1.92222e-003	10.2712	1.86891e-007	30.8724	549.331	3.06984e-002	1.79772e-002	
1772.000	1772.00	166.191	83.3685	0.526454	Segregated	1.06737	2.63890e-003	10.3642	1.21097e-006	21.2073	981.351	3.00729e-002	5.77362e-002	
2215.000	2215.00	40.8095	77.2792	0.000000	Segregated	0.918836	4.13710e-003	9.05449	2.66878e-005	12.3610	1922.56	2.90589e-002	0.357573	

- HTFS, Liquid Slip

Length [ft]	Elevation [ft]	Pressure [psia]	Temperature [F]	Heat Transferred [Btu/hr-ft]	Flow Regime	Liquid Holdup	Friction Gradient [inH ₂ O/ft]	Static Gradient [inH ₂ O/ft]	Accel Gradient [inH ₂ O/ft]	Liquid Re	Vapour Re	Liquid Velocity [ft/s]	Vapour Velocity [ft/s]	Deposit Thickness [in]
0.000	0.000000	800.000	114.000		Liquid Only	1.00000	3.62230e-004	9.38620	0.000000	132.539		3.19035e-002		
443.000	443.000	649.546	105.416	2.82051	Two Phase	0.976665	8.33713e-004	9.20231	7.12950e-009	59.2386	79.7024	3.17472e-002	1.48394e-003	
886.000	886.000	505.145	95.1502	1.89714	Two Phase	0.922339	1.14981e-003	8.80351	3.44803e-008	43.4229	261.954	3.12504e-002	5.98641e-003	
1329.000	1329.00	368.595	88.4779	1.09886	Two Phase	0.849319	1.56589e-003	8.19392	1.01306e-007	32.3340	477.483	3.08029e-002	1.42653e-002	
1772.000	1772.00	243.717	83.9806	0.568748	Two Phase	0.750772	2.12960e-003	7.30858	2.89836e-007	24.5298	739.546	3.03745e-002	3.14573e-002	
2215.000	2215.00	135.407	80.6151	0.172310	Two Phase	0.618463	3.00078e-003	6.06859	1.01661e-006	18.5321	1100.74	2.99006e-002	7.66311e-002	

Modelos Mecanísticos C-25

- Tulsa99

Length [ft]	Elevation [ft]	Pressure [psia]	Temperature [F]	Heat Transferred [Btu/hr-ft]	Flow Regime	Liquid Holdup	Friction Gradient [inH ₂ O/ft]	Static Gradient [inH ₂ O/ft]	Accel Gradient [inH ₂ O/ft]	Liquid Re	Vapour Re	Liquid Velocity [ft/s]	Vapour Velocity [ft/s]	Deposit Thickness [in]
0.000	0.000000	800.000	114.000		Liquid Only	1.00000	3.62230e-004	9.38620	0.000000	132.539		3.19035e-002		
443.000	443.000	649.546	105.416	2.82051	Bubbly	0.997395	8.40110e-004	9.38815	0.000000	59.2386	79.7024	3.17472e-002	1.48394e-003	
886.000	886.000	498.954	95.1515	1.89721	Bubbly	0.989249	1.28462e-003	9.41919	0.000000	43.1586	271.810	3.12342e-002	6.28059e-003	
1329.000	1329.00	348.440	88.4382	1.09658	Bubbly	0.973170	2.15268e-003	9.35906	0.000000	31.5264	516.696	3.07455e-002	1.62195e-002	
1772.000	1772.00	200.206	83.6925	0.549017	Bubbly	0.932579	4.45301e-003	9.05456	0.000000	22.7239	864.099	3.02157e-002	4.34614e-002	
2215.000	2215.00	62.0620	78.8803	0.000000	Slug Flow	0.747190	1.84270e-002	7.34744	0.000000	14.3038	1621.54	2.93527e-002	0.214243	

Anexo 8

Resultado de la Simulación – Hysys C-36

Correlaciones C-36

- Poettmann y Carpenter

Length [ft]	Elevation [ft]	Pressure [psia]	Temperature [F]	Heat Transferred [Btu/hr-ft]	Flow Regime	Liquid Holdup	Friction Gradient [inH2O/ft]	Static Gradient [inH2O/ft]	Accel Gradient [inH2O/ft]	Liquid Re	Vapour Re	Liquid Velocity [ft/s]	Vapour Velocity [ft/s]	Deposit Thickness [in]
0.000	0.000000	900.000	114.000		Liquid Only	1.00000	1.15136e-005	9.40132	0.000000	68.1491		6.51244e-003		
472.600	472.600	738.911	98.6614	3.83480	Liquid Only	1.00000	1.29019e-005	9.46911	0.000000	60.3806		6.46582e-003		
945.200	945.200	559.895	94.2705	2.45489	Two Phase	0.896292	1.40751	8.55250	0.000000	23.5148	91.1494	6.41636e-003	7.42420e-004	
1417.800	1417.80	398.760	86.9880	1.52975	Two Phase	0.727258	1.77323	7.05497	0.000000	16.8696	217.491	6.31140e-003	2.36695e-003	
1890.400	1890.40	258.883	82.6304	0.668905	Two Phase	0.520210	2.39934	5.12257	0.000000	12.6664	363.385	6.21760e-003	5.73450e-003	
2363.000	2363.00	139.688	80.0000	9.84211e-003	Two Phase	0.290465	3.77064	2.90740	0.000000	9.60900	562.850	6.11677e-003	1.49418e-002	

- Duns y Ros

Length [ft]	Elevation [ft]	Pressure [psia]	Temperature [F]	Heat Transferred [Btu/hr-ft]	Flow Regime	Liquid Holdup	Friction Gradient [inH2O/ft]	Static Gradient [inH2O/ft]	Accel Gradient [inH2O/ft]	Liquid Re	Vapour Re	Liquid Velocity [ft/s]	Vapour Velocity [ft/s]	Deposit Thickness [in]
0.000	0.000000	900.000	114.000		Liquid Only	1.00000	1.15136e-005	9.40132	0.000000	68.1491		6.51244e-003		
472.600	472.600	738.911	98.6614	3.83480	Liquid Only	1.00000	1.29019e-005	9.46911	0.000000	60.3806		6.46582e-003		
945.200	945.200	577.623	94.2566	2.45374	Bubble	0.999199	2.43485e-005	9.48298	0.000000	23.9058	77.2671	6.42559e-003	6.11899e-004	
1417.800	1417.80	414.993	87.0090	1.53095	Bubble	0.997411	2.28854e-005	9.56528	0.000000	17.1959	202.302	6.32046e-003	2.12490e-003	
1890.400	1890.40	251.198	82.5902	0.665767	Bubble	0.992974	2.63190e-005	9.61238	0.000000	12.5104	373.462	6.21238e-003	6.04861e-003	
2363.000	2363.00	87.2119	78.5431	0.000000	Bubble	0.968414	6.21781e-005	9.48503	0.000000	8.07795	721.077	6.04811e-003	2.82253e-002	

- Hagedorn y Brown

Length [ft]	Elevation [ft]	Pressure [psia]	Temperature [F]	Heat Transferred [Btu/hr-ft]	Flow Regime	Liquid Holdup	Friction Gradient [inH2O/ft]	Static Gradient [inH2O/ft]	Accel Gradient [inH2O/ft]	Liquid Re	Vapour Re	Liquid Velocity [ft/s]	Vapour Velocity [ft/s]	Deposit Thickness [in]
0.000	0.000000	900.000	114.000		Liquid Only	1.00000	1.15136e-005	9.40132	0.000000	68.1491		6.51244e-003		
472.600	472.600	738.911	98.6614	3.83480	Liquid Only	1.00000	1.29019e-005	9.46911	0.000000	60.3806		6.46582e-003		
945.200	945.200	580.738	94.2534	2.45349	Bubble	0.915939	2.00225e-005	8.72522	0.000000	23.9744	74.8468	6.42721e-003	5.89861e-004	
1417.800	1417.80	440.917	87.0271	1.53249	Bubble	0.780785	1.17382e-005	7.54635	0.000000	17.7120	178.739	6.33471e-003	1.77855e-003	
1890.400	1890.40	323.315	82.8397	0.693130	Bubble	0.626249	5.60428e-006	6.12661	0.000000	13.9219	287.198	6.25834e-003	3.73503e-003	
2363.000	2363.00	230.499	80.3923	0.185433	Bubble	0.472206	2.58760e-006	4.66806	0.000000	11.4631	398.166	6.19337e-003	6.92246e-003	

- Orkisewski

Length [ft]	Elevation [ft]	Pressure [psia]	Temperature [F]	Heat Transferred [Btu/hr-ft]	Flow Regime	Liquid Holdup	Friction Gradient [inH2O/ft]	Static Gradient [inH2O/ft]	Accel Gradient [inH2O/ft]	Liquid Re	Vapour Re	Liquid Velocity [ft/s]	Vapour Velocity [ft/s]	Deposit Thickness [in]
0.000	0.000000	900.000	114.000		Liquid Only	1.00000	1.15136e-005	9.40132	0.000000	68.1491		6.51244e-003		
472.600	472.600	738.911	98.6614	3.83480	Liquid Only	1.00000	1.29019e-005	9.46911	0.000000	60.3806		6.46582e-003		
945.200	945.200	577.621	94.2566	2.45374	Bubble	0.999229	3.22798e-005	9.48326	0.000000	23.9058	77.2687	6.42559e-003	6.11913e-004	
1417.800	1417.80	414.990	87.0090	1.53095	Bubble	0.997323	4.39563e-005	9.56446	0.000000	17.1959	202.305	6.32045e-003	2.12494e-003	
1890.400	1890.40	251.235	82.5904	0.665787	Bubble	0.992381	5.92072e-005	9.60673	0.000000	12.5111	373.412	6.21241e-003	6.04702e-003	
2363.000	2363.00	87.4711	78.5535	0.000000	Bubble	0.964574	9.03758e-005	9.44744	0.000000	8.08670	720.053	6.04854e-003	2.81168e-002	

- Beggs y Brill

Length [ft]	Elevation [ft]	Pressure [psia]	Temperature [F]	Heat Transferred [Btu/hr-ft]	Flow Regime	Liquid Holdup	Friction Gradient [inH2O/ft]	Static Gradient [inH2O/ft]	Accel Gradient [inH2O/ft]	Liquid Re	Vapour Re	Liquid Velocity [ft/s]	Vapour Velocity [ft/s]	Deposit Thickness [in]
0.000	0.000000	900.000	114.000		Liquid Only	1.00000	1.15136e-005	9.40132	0.000000	68.1491		6.51244e-003		
472.600	472.600	738.911	98.6614	3.83480	Liquid Only	1.00000	1.29019e-005	9.46911	0.000000	60.3806		6.46582e-003		
945.200	945.200	576.598	94.2571	2.45378	Segregated	1.02399	4.23704e-005	9.70873	7.16753e-010	23.8831	78.0635	6.42506e-003	6.19196e-004	
1417.800	1417.80	407.160	87.0014	1.53024	Segregated	1.05781	5.80587e-005	10.1307	3.83000e-009	17.0394	209.589	6.31610e-003	2.23910e-003	
1890.400	1890.40	231.214	82.4873	0.654189	Segregated	1.07454	7.77197e-005	10.3985	2.15618e-008	12.1026	401.009	6.19837e-003	6.97389e-003	
2363.000	2363.00	54.4943	76.8072	0.000000	Segregated	0.707271	1.27014e-004	6.96862	4.49054e-007	6.82120	888.832	5.98082e-003	5.10793e-002	

- HTFS, Liquid Slip

Length [ft]	Elevation [ft]	Pressure [psia]	Temperature [F]	Heat Transferred [Btu/hr-ft]	Flow Regime	Liquid Holdup	Friction Gradient [inH2O/ft]	Static Gradient [inH2O/ft]	Accel Gradient [inH2O/ft]	Liquid Re	Vapour Re	Liquid Velocity [ft/s]	Vapour Velocity [ft/s]	Deposit Thickness [in]
0.000	0.000000	900.000	114.000		Liquid Only	1.00000	1.15136e-005	9.40132	0.000000	68.1491		6.51244e-003		
472.600	472.600	738.911	98.6614	3.83480	Liquid Only	1.00000	1.29019e-005	9.46911	0.000000	60.3806		6.46582e-003		
945.200	945.200	579.376	94.2557	2.45367	Two Phase	0.957300	3.38594e-005	9.10152	6.49585e-010	23.9448	75.9053	6.42650e-003	5.99473e-004	
1417.800	1417.80	428.248	87.0200	1.53195	Two Phase	0.887889	4.71447e-005	8.54297	2.58152e-009	17.4603	190.153	6.32777e-003	1.94208e-003	
1890.400	1890.40	288.721	82.7406	0.682368	Two Phase	0.793145	6.39079e-005	7.70574	7.99306e-009	13.2542	326.440	6.23704e-003	4.68675e-003	
2363.000	2363.00	166.151	80.0492	0.100397	Two Phase	0.663565	8.92667e-005	6.50018	2.77735e-008	10.1566	505.376	6.14213e-003	1.16014e-002	

Modelos Mecánicos C-36

- Tulsa99

Length [ft]	Elevation [ft]	Pressure [psia]	Temperature [F]	Heat Transferred [Btu/hr-ft]	Flow Regime	Liquid Holdup	Friction Gradient [inH2O/ft]	Static Gradient [inH2O/ft]	Accel Gradient [inH2O/ft]	Liquid Re	Vapour Re	Liquid Velocity [ft/s]	Vapour Velocity [ft/s]	Deposit Thickness [in]
0.000	0.000000	900.000	114.000		Liquid Only	1.00000	1.15136e-005	9.40132	0.000000	68.1491		6.51244e-003		
472.600	472.600	738.915	98.6613	3.83479	Liquid Only	1.00000	1.29019e-005	9.46911	0.000000	60.3805		6.46582e-003		
945.200	945.200	577.887	94.2561	2.45369	Bubbly	0.998885	3.52703e-005	9.48003	0.000000	23.9115	77.0610	6.42573e-003	6.10014e-004	
1417.800	1417.80	415.368	87.0091	1.53092	Bubbly	0.996209	5.82952e-005	9.55395	0.000000	17.2033	201.954	6.32066e-003	2.11954e-003	
1890.400	1890.40	251.913	82.5936	0.666137	Bubbly	0.989526	1.14351e-004	9.57930	0.000000	12.5248	372.513	6.21287e-003	6.01849e-003	
2363.000	2363.00	89.0031	78.6123	0.000000	Bubbly	0.955148	4.58942e-004	9.35437	0.000000	8.13774	714.063	6.05104e-003	2.74891e-002	

Anexo 9

Resultado de la Simulación – Hysys C-69

Correlaciones C-69

- Poettmann y Carpenter

Length [ft]	Elevation [ft]	Pressure [psia]	Temperature [F]	Heat Transferred [Btu/hr-ft]	Flow Regime	Liquid Holdup	Friction Gradient [inH2O/ft]	Static Gradient [inH2O/ft]	Accel Gradient [inH2O/ft]	Liquid Re	Vapour Re	Liquid Velocity [ft/s]	Vapour Velocity [ft/s]	Deposit Thickness [in]
0.000	0.000000	900.000	114.000		Liquid Only	1.00000	2.95042e-004	9.40132	0.000000	62.1540		1.80568e-002		
467.600	467.600	740.171	89.8024	1.81584	Liquid Only	1.00000	3.62825e-004	9.52202	0.000000	49.9017		1.78279e-002		
935.200	935.200	579.313	85.9869	0.722254	Two Phase	0.930274	45.2894	8.89112	0.000000	18.2465	56.4291	1.77617e-002	1.33128e-003	

- Duns y Ros

Length [ft]	Elevation [ft]	Pressure [psia]	Temperature [F]	Heat Transferred [Btu/hr-ft]	Flow Regime	Liquid Holdup	Friction Gradient [inH2O/ft]	Static Gradient [inH2O/ft]	Accel Gradient [inH2O/ft]	Liquid Re	Vapour Re	Liquid Velocity [ft/s]	Vapour Velocity [ft/s]	Deposit Thickness [in]
0.000	0.000000	900.000	114.000		Liquid Only	1.00000	2.95042e-004	9.40132	0.000000	62.1540		1.80568e-002		
467.600	467.600	740.162	89.8033	1.81591	Liquid Only	1.00000	3.62815e-004	9.52201	0.000000	49.9031		1.78279e-002		
935.200	935.200	579.918	85.9870	0.722298	Bubble	0.998384	9.23890e-004	9.51225	0.000000	18.2576	55.9976	1.77626e-002	1.31984e-003	
1402.800	1402.80	418.786	81.1847	0.276653	Bubble	0.993708	7.89559e-004	9.55577	0.000000	13.7448	172.557	1.74916e-002	5.40495e-003	
1870.400	1870.40	257.410	79.4838	0.000000	Bubble	0.982280	8.50958e-004	9.52188	0.000000	10.6493	328.073	1.72174e-002	1.57425e-002	
2338.000	2338.00	98.1398	77.4156	-0.119838	Bubble	0.928305	1.39444e-003	9.09183	0.000000	7.37503	616.945	1.68097e-002	6.65562e-002	

- Hagedorn y Brown

Length [ft]	Elevation [ft]	Pressure [psia]	Temperature [F]	Heat Transferred [Btu/hr-ft]	Flow Regime	Liquid Holdup	Friction Gradient [inH2O/ft]	Static Gradient [inH2O/ft]	Accel Gradient [inH2O/ft]	Liquid Re	Vapour Re	Liquid Velocity [ft/s]	Vapour Velocity [ft/s]	Deposit Thickness [in]
0.000	0.000000	900.000	114.000		Liquid Only	1.00000	2.95042e-004	9.40132	0.000000	62.1540		1.80568e-002		
467.600	467.600	740.162	89.8033	1.81591	Liquid Only	1.00000	3.62815e-004	9.52201	0.000000	49.9031		1.78279e-002		
935.200	935.200	580.507	85.9870	0.722298	Bubble	0.931380	6.59260e-004	8.90082	0.000000	18.2683	55.5774	1.77634e-002	1.30873e-003	
1402.800	1402.80	439.725	81.1933	0.277401	Bubble	0.790196	3.52429e-004	7.65509	0.000000	14.0899	155.195	1.75232e-002	4.65257e-003	
1870.400	1870.40	322.118	79.7893	0.000000	Bubble	0.629541	1.53098e-004	6.16643	0.000000	11.7648	258.451	1.73308e-002	1.01985e-002	
2338.000	2338.00	229.851	78.8009	-5.30562e-002	Bubble	0.473268	6.79004e-005	4.68148	0.000000	10.0253	361.315	1.71614e-002	1.91001e-002	

- Orkiszewski

Length [ft]	Elevation [ft]	Pressure [psia]	Temperature [F]	Heat Transferred [Btu/hr-ft]	Flow Regime	Liquid Holdup	Friction Gradient [inH2O/ft]	Static Gradient [inH2O/ft]	Accel Gradient [inH2O/ft]	Liquid Re	Vapour Re	Liquid Velocity [ft/s]	Vapour Velocity [ft/s]	Deposit Thickness [in]
0.000	0.000000	900.000	114.000		Liquid Only	1.00000	2.95042e-004	9.40132	0.000000	62.1540		1.80568e-002		
467.600	467.600	740.162	89.8033	1.81591	Liquid Only	1.00000	3.62815e-004	9.52201	0.000000	49.9031		1.78279e-002		
935.200	935.200	579.918	85.9870	0.722298	Bubble	0.998361	9.86550e-004	9.51204	0.000000	18.2576	55.9976	1.77626e-002	1.31984e-003	
1402.800	1402.80	418.804	81.1847	0.276654	Bubble	0.993287	1.28897e-003	9.55184	0.000000	13.7451	172.542	1.74916e-002	5.40427e-003	
1870.400	1870.40	257.560	79.4848	0.000000	Bubble	0.980464	1.64553e-003	9.50455	0.000000	10.6520	327.896	1.72177e-002	1.57260e-002	
2338.000	2338.00	98.8862	77.4331	-0.119244	Bubble	0.918221	2.43772e-003	8.99335	0.000000	7.39417	614.591	1.68127e-002	6.58902e-002	

- Beggs y Brill

Length [ft]	Elevation [ft]	Pressure [psia]	Temperature [F]	Heat Transferred [Btu/hr-ft]	Flow Regime	Liquid Holdup	Friction Gradient [inH ₂ O/ft]	Static Gradient [inH ₂ O/ft]	Accel Gradient [inH ₂ O/ft]	Liquid Re	Vapour Re	Liquid Velocity [ft/s]	Vapour Velocity [ft/s]	Deposit Thickness [in]
0.000	0.000000	900.000	114.000		Liquid Only	1.00000	2.95042e-004	9.40132	0.000000	62.1540		1.80568e-002		
467.600	467.600	740.162	89.8033	1.81591	Liquid Only	1.00000	3.62815e-004	9.52201	0.000000	49.9031		1.78279e-002		
935.200	935.200	579.708	85.9870	0.722298	Segregated	1.01931	1.28600e-003	9.70326	4.22412e-009	18.2537	56.1473	1.77622e-002	1.32381e-003	
1402.800	1402.80	412.065	81.1811	0.276341	Segregated	1.05530	1.69590e-003	10.1330	2.65546e-008	13.6340	178.233	1.74813e-002	5.66431e-003	
1870.400	1870.40	237.827	79.3498	0.000000	Segregated	1.07475	2.13904e-003	10.4120	1.50902e-007	10.2978	351.927	1.71801e-002	1.80794e-002	
2338.000	2338.00	62.5456	76.3399	-0.162577	Segregated	0.599091	3.26648e-003	5.90774	2.14106e-006	6.35244	761.742	1.66337e-002	0.118855	

- HTFS, Liquid Slip

Length [ft]	Elevation [ft]	Pressure [psia]	Temperature [F]	Heat Transferred [Btu/hr-ft]	Flow Regime	Liquid Holdup	Friction Gradient [inH ₂ O/ft]	Static Gradient [inH ₂ O/ft]	Accel Gradient [inH ₂ O/ft]	Liquid Re	Vapour Re	Liquid Velocity [ft/s]	Vapour Velocity [ft/s]	Deposit Thickness [in]
0.000	0.000000	900.000	114.000		Liquid Only	1.00000	2.95042e-004	9.40132	0.000000	62.1540		1.80568e-002		
467.600	467.600	740.162	89.8033	1.81591	Liquid Only	1.00000	3.62815e-004	9.52201	0.000000	49.9031		1.78279e-002		
935.200	935.200	580.290	85.9870	0.722298	Two Phase	0.965048	1.02073e-003	9.20801	4.02218e-009	18.2643	55.7322	1.77631e-002	1.31282e-003	
1402.800	1402.80	429.224	81.1895	0.277071	Two Phase	0.893335	1.35709e-003	8.61715	1.87403e-008	13.9168	163.844	1.75074e-002	5.01982e-003	
1870.400	1870.40	290.162	79.6613	0.000000	Two Phase	0.796727	1.72706e-003	7.75044	5.98322e-008	11.2212	291.336	1.72764e-002	1.25983e-002	
2338.000	2338.00	168.166	78.4124	-7.54524e-002	Two Phase	0.667323	2.30889e-003	6.54082	2.07100e-007	8.90510	454.146	1.70261e-002	3.13134e-002	

Modelos Mecánicos C-69

- Tulsa99

Length [ft]	Elevation [ft]	Pressure [psia]	Temperature [F]	Heat Transferred [Btu/hr-ft]	Flow Regime	Liquid Holdup	Friction Gradient [inH ₂ O/ft]	Static Gradient [inH ₂ O/ft]	Accel Gradient [inH ₂ O/ft]	Liquid Re	Vapour Re	Liquid Velocity [ft/s]	Vapour Velocity [ft/s]	Deposit Thickness [in]
0.000	0.000000	900.000	114.000		Liquid Only	1.00000	2.95042e-004	9.40132	0.000000	62.1540		1.80568e-002		
467.600	467.600	740.171	89.8024	1.81584	Liquid Only	1.00000	3.62825e-004	9.52202	0.000000	49.9017		1.78279e-002		
935.200	935.200	580.213	85.9865	0.722230	Bubbly	0.997659	1.05507e-003	9.50552	0.000000	18.2627	55.7867	1.77630e-002	1.31426e-003	
1402.800	1402.80	419.343	81.1846	0.276632	Bubbly	0.990645	1.65779e-003	9.52701	0.000000	13.7538	172.089	1.74924e-002	5.38388e-003	
1870.400	1870.40	258.774	79.4917	0.000000	Bubbly	0.973877	2.98876e-003	9.44141	0.000000	10.6734	326.468	1.72200e-002	1.55939e-002	
2338.000	2338.00	101.762	77.4958	-0.116816	Bubbly	0.904201	9.57087e-003	8.85519	0.000000	7.46654	605.698	1.68240e-002	6.34222e-002	

NOMENCLATURA

Símbolo	Descripción	Unidades
A_g	Área que ocupa el gas en la tubería	(pg^2)
A_L	Área que ocupa el líquido en la tubería	(pg^2)
A_p	Área de la sección transversal de la tubería	(pg^2)
B_g	Factor de volumen del gas	$\left(\frac{ft^3}{bl}\right)$
B_o	Factor de volumen del aceite	$\left(\frac{ft^3}{bl}\right)$
B_{ob}	Factor de volumen del aceite a presión de burbuja	$\left(\frac{ft^3}{bl}\right)$
B_w	Factor de volumen del agua	$\left(\frac{ft^3}{bl}\right)$
B_{wb}	Factor de volumen del agua a presión de burbuja.	$\left(\frac{ft^3}{bl}\right)$
C_D	Compresibilidad de descarga del estrangulador	Adimensional
C_o	Compresibilidad del aceite.	$\left(\frac{pg^2}{bl}\right)$
C_w	Compresibilidad del agua.	$\left(\frac{pg^2}{bl}\right)$
d	Diámetro	(pg)
d_H	Diámetro Hidráulico	(pg)
d_{ci}	Diámetro interior de la T.R	(pg)
d_{ce}	Diámetro exterior de la T.R	(pg)
$\left(\frac{dp}{dh}\right)_{st}$	Gradiente de presión estático	$\left(\frac{psi}{pie}\right)$
$\left(\frac{dp}{dh}\right)_{fr}$	Gradiente de presión por fricción	$\left(\frac{psi}{pie}\right)$
$\left(\frac{dp}{dh}\right)_T$	Gradiente de presión total	$\left(\frac{psi}{pie}\right)$
E	Eficiencia de flujo en tubería	Fracción
f_T	Factor de fricción de las dos fases.	Adimensional
f_{ns}	Factor de fricción sin resbalamiento	Adimensional
f_o	Flujo fraccional del aceite	Adimensional
f_w	Flujo fraccional del agua	Adimensional
g	Aceleración de la gravedad	$\left(\frac{ft}{seg^2}\right)$
g_c	Aceleración de la gravedad corregida	$\left(\frac{ft}{seg^2}\right)$
h	Profundidad	$\left(\frac{ft}{seg^2}\right)$
Δh	Diferencia de altura	(ft)
H	Suma de elevaciones	(ft)
H_L	Hold up del líquido	Adimensional
H_F	Factor de elevación de Flanigan	Adimensional
L	Longitud	(ft)
M	Masa de la mezcla de fluidos por barril de aceite prod.	$\left(\frac{lbm}{bl_o}\right)$

M_a	Peso molecular del aire	
M_g	Masa de gas de fluidos por barril de aceite prod.	$\left(\frac{lbm_g}{bl_o}\right)$
M_o	Masa de aceite de fluidos por barril de aceite prod.	$\left(\frac{lbm_o}{bl_o}\right)$
M_w	Masa de agua de fluidos por barril de aceite prod.	$\left(\frac{lbm_w}{bl_o}\right)$
m	Masa.	(lb_m)
N_d	Número de diámetro	Adimensional
N_{FR}	Número de fraude	Adimensional
N_{gv}	Número de velocidad del gas	Adimensional
N_{Lv}	Número de velocidad del liquido	Adimensional
$N_{L\mu}$	Número de viscosidad del liquido	Adimensional
N_{Re}	Número de Reynolds	Adimensional
N_{Reb}	Número de Reynolds del bache	Adimensional
N_{Reg}	Número de Reynolds del gas	Adimensional
N_{ReL}	Número de Reynolds del liquido	Adimensional
N_{Rens}	Número de Reynolds sin resbalamiento	Adimensional
n	Número de moles	$(lb - mole)$
p	Presión	$(psia)$
p_{atm}	Presión atmosférica	$(psia)$
\bar{p}	Presión media	$(psia)$
p_b	Presión de saturación o burbujeo	$(psia)$
p_{pc}	Presión Pseudocritica	$(psia)$
p_{pr}	Presión Pseudoreducida	$(psia)$
p'_{pc}	Presión Pseudocritica corregida	$(psia)$
p_{th}	Presión en la cabeza del pozo.	$(psia)$
p_{wf}	Presión de fondo fluyendo.	$(psia)$
p_1	Presión corriente arriba	$(psia)$
p_2	Presión corriente abajo	$(psia)$
Δp	Caída de presión	$(psia)$
Δp_a	Caída de presión por aceleración	$(psia)$
Δp_e	Caída de presión por elevación	$(psia)$
Δp_f	Caída de presión por fricción	$(psia)$
Δp_L	Caída de presión total del líquido	$(psia)$
Δp_T	Caída de presión total	$(psia)$
$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{ac}$	Gradiente de presión debido a la aceleración	$(psia)$
$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e$	Gradiente de presión debido a la elevación	$(psia)$
$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f$	Gradiente de presión debido a la fricción	$(psia)$
$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_T$	Gradiente de presión total	$(psia)$
q_g	Caudal total de gas producido	$\left(\frac{ft^3}{bl}\right)$

q_L	Caudal total de líquido producido	$\left(\frac{ft^3}{bl}\right)$
q_o	Caudal total de aceite producido	$\left(\frac{ft^3}{bl}\right)$
q_T	Caudal total en el sistema	$\left(\frac{ft^3}{bl}\right)$
q_w	Caudal total de agua producida	$\left(\frac{ft^3}{bl}\right)$
R	Relación gas –aceite producida	$\left(\frac{ft^3}{bl_o}\right)$
RGL	Relación gas –líquido	$\left(\frac{ft^3}{bl_L}\right)$
R_s	Relación de solubilidad	$\left(\frac{ft^3}{bl_o}\right)$
R_{sw}	Relación de solubilidad del gas en el agua	$\left(\frac{ft^3}{bl_w}\right)$
r_h	Radio hidráulico	(ft)
T	Temperatura	$(^{\circ}F)$
\bar{T}	Temperatura media	$(^{\circ}F)$
T_{atm}	Temperatura atmosférica	$(^{\circ}F)$
T_{pc}	Temperatura pseudocrítica	$(^{\circ}R)$
T_{pr}	Temperatura pseudoreducida	$(^{\circ}R)$
T_s	Temperatura en la primera etapa de separación	$(^{\circ}F)$
V	Volumen	(ft^3)
v	Velocidad de flujo	(ft/seg)
\bar{v}	Velocidad media de flujo	(ft/seg)
v_b	Velocidad de la burbuja o del bache	(ft/seg)
v_f	Velocidad de fluido	(ft/seg)
v_g	Velocidad de real del gas	(ft/seg)
v_L	Velocidad del líquido	(ft/seg)
v_m	Velocidad de la mezcla	(ft/seg)
v_{sg}	Velocidad superficial del gas	(ft/seg)
v_{sL}	Velocidad superficial del líquido	(ft/seg)
WOR	Relación agua – aceite	$\left(\frac{bl_w}{bl_o}\right)$
w_g	Flujo másico de gas	$\left(\frac{lb_{mg}}{seg}\right)$
w_{gd}	Flujo másico de gas disuelto	$\left(\frac{lb_{mg}d}{seg}\right)$
w_{gl}	Flujo másico de gas libre	$\left(\frac{lb_{mg}f}{seg}\right)$
w_m	Flujo másico de la mezcla	$\left(\frac{lb_m}{seg}\right)$
w_o	Flujo másico de aceite	$\left(\frac{lb_{mo}}{seg}\right)$
w_w	Flujo másico de agua	$\left(\frac{lb_{mg}}{seg}\right)$
Z	Factor de compresibilidad del gas.	Adimensional
α_g	Fracción de vacío	Adimensional
γ_g	Densidad relativa del gas producido	Adimensional

γ_{gd}	Densidad relativa del gas disuelto	Adimensional
γ_{gf}	Densidad relativa del gas libre	Adimensional
γ_L	Densidad relativa del líquido	Adimensional
γ_o	Densidad relativa del aceite	Adimensional
γ_w	Densidad relativa del agua	Adimensional
γ_{wg}	Densidad relativa de la mezcla agua - gas	Adimensional
ε	Rugosidad de la pared de la tubería	Adimensional
λ	Hold up de líquido sin resbalamiento	Adimensional
μ_g	Viscosidad del gas	(cp)
μ_L	Viscosidad del líquido	(cp)
μ_m	Viscosidad de la mezcla considerando resbalamiento	(cp)
μ_{ns}	Viscosidad de la mezcla sin resbalamiento	(cp)
μ_o	Viscosidad del aceite	(cp)
μ_{om}	Viscosidad del aceite muerto	(cp)
μ_{ob}	Viscosidad del aceite a la p_b	(cp)
μ_w	Viscosidad del agua	(cp)
$\bar{\rho}$	Densidad media del fluido	$\left(\frac{lb_m}{ft^3}\right)$
ρ_g	Densidad media del gas	$\left(\frac{lb_m}{ft^3}\right)$
ρ_L	Densidad media del líquido	$\left(\frac{lb_m}{ft^3}\right)$
ρ_m	Densidad media de la mezcla	$\left(\frac{lb_m}{ft^3}\right)$
ρ_{ns}	Densidad media de la mezcla sin resbalamiento	$\left(\frac{lb_m}{ft^3}\right)$
ρ_o	Densidad media del aceite	$\left(\frac{lb_m}{ft^3}\right)$
ρ_w	Densidad media del agua saturada	$\left(\frac{lb_m}{ft^3}\right)$
σ	Tensión superficial	$\left(\frac{dinas}{cm}\right)$
σ_L	Tensión superficial del líquido	$\left(\frac{dinas}{cm}\right)$
σ_o	Tensión superficial del aceite	$\left(\frac{dinas}{cm}\right)$
σ_w	Tensión superficial del agua	$\left(\frac{dinas}{cm}\right)$
τ_{fr}	Gradiente de presión por fricción de Duns y Ros	Adimensional
τ_{st}	Gradiente de presión estático de Duns y Ros	Adimensional
τ_T	Gradiente de presión total de Duns y Ros	Adimensional