



CARTA DE AUTORIZACIÓN

CÓDIGO

AP-BIB-FO-06

VERSIÓN

1

VIGENCIA

2014

PÁGINA

1 de 2

Neiva, 27 de marzo del 2017

Señores

CENTRO DE INFORMACIÓN Y DOCUMENTACIÓN

UNIVERSIDAD SURCOLOMBIANA

Ciudad

El (Los) suscrito(s):

JERSON DAVID SANCHEZ CALDERON, con C.C. No. 1018451614,

HAROL ANDRES BARRETO NAVARRO, con C.C. No. 1075276062,

autor(es) de la tesis y/o trabajo de grado titulado EVALUACIÓN DE LAS CAIDAS DE PRESIÓN PARA SISTEMAS DE FLUJO MULTIFÁSICO USANDO MODELOS MECANÍSTICOS presentado y aprobado en el año 2017 como requisito para optar al título de Ingeniero de petróleos;

Autorizo (amos) al CENTRO DE INFORMACIÓN Y DOCUMENTACIÓN de la Universidad Surcolombiana para que con fines académicos, muestre al país y el exterior la producción intelectual de la Universidad Surcolombiana, a través de la visibilidad de su contenido de la siguiente manera:

- Los usuarios puedan consultar el contenido de este trabajo de grado en los sitios web que administra la Universidad, en bases de datos, repositorio digital, catálogos y en otros sitios web, redes y sistemas de información nacionales e internacionales “open access” y en las redes de información con las cuales tenga convenio la Institución.
- Permita la consulta, la reproducción y préstamo a los usuarios interesados en el contenido de este trabajo, para todos los usos que tengan finalidad académica, ya sea en formato Cd-Rom o digital desde internet, intranet, etc., y en general para cualquier formato conocido o por conocer, dentro de los términos establecidos en la Ley 23 de 1982, Ley 44 de 1993, Decisión Andina 351 de 1993, Decreto 460 de 1995 y demás normas generales sobre la materia.
- Continúo conservando los correspondientes derechos sin modificación o restricción alguna; puesto que de acuerdo con la legislación colombiana aplicable, el presente es un acuerdo jurídico que en ningún caso conlleva la enajenación del derecho de autor y sus conexos.

De conformidad con lo establecido en el artículo 30 de la Ley 23 de 1982 y el artículo 11 de la Decisión Andina 351 de 1993, “Los derechos morales sobre el trabajo son propiedad de los autores”, los cuales son irrenunciables, imprescriptibles, inembargables e inalienables.

JERSON DAVID SANCHEZ CALDERON:

HAROL ANDRES BARRETO NAVARRO:

Vigilada Mineducación



**UNIVERSIDAD SURCOLOMBIANA
GESTIÓN SERVICIOS BIBLIOTECARIOS**



CARTA DE AUTORIZACIÓN

CÓDIGO

AP-BIB-FO-06

VERSIÓN

1

VIGENCIA

2014

PÁGINA

2 de 2

Vigilada Mineducación

La versión vigente y controlada de este documento, solo podrá ser consultada a través del sitio web Institucional www.usco.edu.co, link Sistema Gestión de Calidad. La copia o impresión diferente a la publicada, será considerada como documento no controlado y su uso indebido no es de responsabilidad de la Universidad Surcolombiana.



TÍTULO COMPLETO DEL TRABAJO: Evaluación de las caídas de presión para sistemas de flujo multifásico usando modelos mecánicos

AUTOR O AUTORES:

Primero y Segundo Apellido	Primero y Segundo Nombre
Sanchez Calderon Barreto Navarro	Jerson David Harol Andres

DIRECTOR Y CODIRECTOR TESIS:

Primero y Segundo Apellido	Primero y Segundo Nombre
Bonilla Camacho	Luis Fernando

ASESOR (ES):

Primero y Segundo Apellido	Primero y Segundo Nombre

PARA OPTAR AL TÍTULO DE: Ingeniero de petróleos

FACULTAD: Ingeniería

PROGRAMA O POSGRADO: Ingeniería de petróleos

CIUDAD: **AÑO DE PRESENTACIÓN:** **NÚMERO DE PÁGINAS:**

TIPO DE ILUSTRACIONES (Marcar con una X):

Diagramas Fotografías ___ Grabaciones en discos ___ Ilustraciones en general Grabados ___ Láminas ___
Litografías ___ Mapas ___ Música impresa ___ Planos ___ Retratos ___ Sin ilustraciones ___ Tablas o
Cuadros

Vigilada mieducación

La versión vigente y controlada de este documento, solo podrá ser consultada a través del sitio web Institucional www.usco.edu.co, link Sistema Gestión de Calidad. La copia o impresión diferente a la publicada, será considerada como documento no controlado y su uso indebido no es de responsabilidad de la Universidad Surcolombiana.



SOFTWARE requerido y/o especializado para la lectura del documento:

MATERIAL ANEXO:

PREMIO O DISTINCIÓN (*En caso de ser LAUREADAS o Meritoria*):

PALABRAS CLAVES EN ESPAÑOL E INGLÉS:

Español

Inglés

- | | |
|------------------------------|--------------------|
| 1. Flujo multifásico | Multiphase Flow |
| 2. Modelos mecanísticos | Mechanistic Models |
| 3. Gradiente de presión | Pressure Gradient |
| 4. Herramienta computacional | Computational Tool |
| 5. Regímenes de flujo | Flow |

RESUMEN DEL CONTENIDO: (Máximo 250 palabras)

La frecuente ocurrencia de flujo multifásico durante la extracción 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 numerosos modelos que ayudan a determinar el gradiente de presión para estos sistemas, obtenidas mediante estudios experimentales o pruebas a gran y pequeña escala. La búsqueda del patrón de flujo ha sido el principal problema en cada una de ellas.

El presente trabajo tiene como finalidad el desarrollo de la herramienta computacional SFMU para el programa de ingeniería de petróleos de la universidad surcolombiana que permite determinar y evaluar el gradiente de presión para sistemas de flujo multifásico mediante modelos mecanísticos. Se desarrolló un análisis estadístico que busca valorar el gradiente de presión del pozo Usco-1 por medio de múltiples modelos con el simulador WellFlo, PIPESIM y la herramienta computacional SFMU, identificando así cual perfil de



presión se asemeja más al perfil considerado como real en el pozo.

ABSTRACT: (Máximo 250 palabras)

The present paper shows the development of the SFMU computational tool for the petroleum engineering program of the Surcolombian university, which allows the determination and evaluation of the pressure gradient for multiphasic flow systems using mechanistic models. A statistical analysis was developed to evaluate the pressure gradient of Usco-1 well by means of some models with the simulators WellFlo , PIPESIM and SFMU computational tool, thus identifying which pressure profile is more similar to profile considered as real in the well.



APROBACION DE LA TESIS

Nombre Presidente Jurado: Luis Humberto Orduz

Firma:

Nombre Jurado: Javier Andrés Martínez

Firma:

**EVALUACIÓN DE LAS CAIDAS DE PRESIÓN PARA SISTEMAS DE FLUJO
MULTIFÁSICO USANDO MODELOS MECANÍSTICOS**

**JERSON DAVID SANCHEZ CALDERON
HAROL ANDRÉS BARRETO NAVARRO**



**UNIVERSIDAD SURCOLOMBIANA
FACULTAD DE INGENIERÍA
PROGRAMA DE PETRÓLEOS
NEIVA – HUILA
2017**

**EVALUACIÓN DE LAS CAIDAS DE PRESIÓN PARA SISTEMAS DE FLUJO
MULTIFÁSICO USANDO MODELOS MECANÍSTICOS**

Autores:

**JERSON DAVID SANCHEZ CALDERON
HAROL ANDRÉS BARRETO NAVARRO**

PROYECTO DE GRADO PRESENTADO COMO REQUISITO PARA OPTAR AL
TÍTULO DE INGENIERO DE PETRÓLEOS

Director de Proyecto:

LUIS FERNANDO BONILLA
Ing. de Petróleos



**UNIVERSIDAD SURCOLOMBIANA
FACULTAD DE INGENIERÍA
PROGRAMA DE PETRÓLEOS
NEIVA – HUILA
2017**

AGRADECIMIENTOS

Agradezco principalmente a Dios, quien ha sido mi guía en todo momento y que a través de sus bendiciones siempre me ha permitido lograr cada objetivo que me propongo.

A mis padres José Hermes Barreto y Mery Consuelo Navarro, los motores de mi vida, quienes han sido un apoyo inigualable en todo momento y que con su esfuerzo han logrado darme las herramientas necesarias para mi desarrollo como profesional.

Al Ingeniero Luis Fernando Bonilla por su gran apoyo en el desarrollo de este trabajo de grado y por darme la oportunidad de aprender a su lado como un primer pasó en mi vida profesional.

Harol Andrés Barreto Navarro

Dedico este trabajo primero que todo a Dios, es Él quien me ha dado la oportunidad de vivir y los medios para lograr culminar con éxito esta etapa tan importante en mi formación profesional.

De igual manera dedico este trabajo a mis padres Arcadio Sanchez y Deicy Calderón quienes me han regalado la vida y quien con su esfuerzo, cariño y apoyo incondicional han creído en mí y me han permitido llevar a cabo todos mis objetivos y en especial este que es ser profesional. Siempre estarán en mi mente y en mi corazón.

A mis hermanas quienes me apoyan en todo.

Al Ingeniero Bonilla quien nos ha regalado su espacio y conocimiento para permitir lograr este objetivo.

Jerson David Sanchez Calderón

TABLA DE CONTENIDO

RESUMEN	11
INTRODUCCIÓN	12
OBJETIVOS	13
1. PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS.....	14
1.1 PROPIEDADES DEL PETRÓLEO	14
1.1.1 Propiedades del petróleo saturado.....	16
1.1.1.1 Correlación de Standing	16
1.1.1.2 Correlación de Vázquez y Beggs.....	17
1.1.1.3 Densidad del petróleo saturado.....	20
1.1.1.4 Viscosidad del petróleo saturado.....	20
1.1.1.5 Tensión Superficial del Petróleo Saturado	21
1.1.2 Propiedades del petróleo saturado.....	21
1.1.2.1 Compresibilidad	21
1.1.2.2 Densidad del petróleo subsaturado	21
1.1.2.3 Viscosidad del petróleo Subsaturado.....	21
1.1.2.4 Factor Volumétrico Del Petróleo Subsaturado	22
1.2 PROPIEDADES DEL GAS	22
1.2.1 Densidad relativa del gas	22
1.2.2 Factor volumétrico del gas	23
1.2.3 Densidad del gas	24
1.2.4 Factor de compresibilidad.....	25
1.2.5 Propiedades de gases que contienen N_2 , CO_2 y H_2S	30
1.2.6 Viscosidad del gas	30
1.3 PROPIEDADES DEL AGUA SATURADA.....	31
1.3.1 Factor volumétrico del agua	31
2. FUNDAMENTOS DE FLUJO MULTIFÁSICO	33
2.1 ECUACIONES FUNDAMENTALES	33
2.1.1 Pérdidas de presión por fricción	34

2.1.2 Flujo de líquido en tuberías.....	38
2.1.2.1 Ecuación general	38
2.1.2.2 Número de Reynolds para el líquido.....	39
2.1.2.3 Eficiencia de flujo	39
2.1.3 Flujo de gas por tuberías.....	40
2.1.3.1 Ecuación general	40
2.1.3.2 Número de Reynolds para el gas.....	41
2.1.3.3 Eficiencia de flujo	42
2.2 HOLD UP DEL LÍQUIDO	42
2.2.1 Hold Up sin resbalamiento (λ)	45
2.2.2 Velocidades superficiales	45
2.2.3 Velocidad real.....	46
2.2.4 Densidad de la mezcla de los fluidos.....	46
2.2.5 Flujo másico.....	47
2.2.6 Viscosidad de la mezcla.....	48
2.2.7 Tensión superficial de la mezcla de líquidos	48
2.2.8 Densidad de la mezcla de líquidos	48
2.3 PATRONES DE FLUJO	49
2.3.1 Monofásico.....	50
2.3.2 Burbuja (Bubble)	50
2.3.3 Tapón (Slug).....	51
2.3.4 Espuma (Churn).....	51
2.3.5 Anular	51
3. FLUJO MULTIFÁSICO EN TUBERÍAS VERTICALES	52
3.1 MODELOS PARA EL FLUJO MULTIFÁSICO EN TUBERÍAS VERTICALES	52
3.1.2 Modelos Mecánicos.....	52
3.2 MODELOS UTILIZADOS	53
3.2.1 Hagedorn & Brown.....	53
3.2.1.1 Procedimiento de Cálculo	53
3.2.2 Orkiszewski.....	60

3.2.2.1 Procedimiento de cálculo.....	60
3.2.3 Hasan & Kabir	67
3.2.3.1 Procedimiento de Cálculo	68
3.2.4 Ansari.....	73
3.2.4.1 Procedimiento de cálculo.....	73
4. DESARROLLO DE LA HERRAMIENTA COMPUTACIONAL SFMU	80
4.1 LENGUAJE DE PROGRAMACIÓN	80
4.1.1 Python	80
4.1.2 Entorno de desarrollo Integrado (IDE)	80
4.1.3 Interfaz gráfica (GUI)	81
4.2 DESCRIPCIÓN DE LA HERRAMIENTA COMPUTACIONAL SFMU.....	81
4.2.1 Datos generales del pozo	82
4.2.2 Datos de los fluidos	82
4.2.3 Datos de la tubería	83
4.2.4 Modelo	83
4.2.5 Tabla de resultados	84
4.2.6 Grafico	84
5. ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	85
5.1 ANÁLISIS ESTADÍSTICO	85
5.2 DATOS DEL POZO	86
5.3 PARÁMETROS ESTADÍSTICOS PARA LA EVALUACIÓN	86
5.3.1 Análisis PIPESIM	88
5.3.2 Análisis WellFlo	90
5.3.3 Análisis SFMU	91
5.4 RESULTADO DEL ANÁLISIS ESTADÍSTICO	93
5.5 VALIDACIÓN DE LA HERRAMIENTA COMPUTACIONAL.....	95
CONCLUSIONES	98
RECOMENDACIONES	99
BIBLIOGRAFÍA.....	100

LISTA DE TABLAS

Tabla 1	Clasificación del crudo de acuerdo a su densidad.....	14
Tabla 2	Coeficientes de Vázquez para Rs y Pb.....	17
Tabla 3	Coeficientes de Vázquez para Bo.....	18
Tabla 4	Coeficientes de Vázquez para Co.....	18
Tabla 5	Coeficientes de Vázquez para m.....	19
Tabla 6	Valores comunes de rugosidad.....	35
Tabla 7	Valores Comunes de Eficiencia de Flujo para Gas.....	41
Tabla 8	Coeficientes de la ecuación 2.34 para diferentes patrones y direcciones de flujo.....	44
Tabla 9	Límites de los patrones de flujo Orkiszewski.....	59
Tabla 10	Relación de la ecuación a aplicar, con la velocidad de la mezcla y la fase continua.....	62
Tabla 11	Limite de los patrones de Flujo Hasan & Kabir.....	67
Tabla 12	Limite de los patrones de Flujo Ansari.....	72
Tabla 13	Modelos de SFMU.....	84
Tabla 14	Modelos de WellFlo.....	84
Tabla 15	Modelos de PIPESIM.....	84
Tabla 16	Datos Usco-1.....	85
Tabla 17	Gradiente de Presión Usco-1 PIPESIM.....	87
Tabla 18	Parámetros estadísticos Usco-1 PIPESIM.....	88
Tabla 19	Gradiente de presión Usco-1 WellFlo.....	89
Tabla 20	Parámetros estadísticos Usco-1 WellFlo.....	89
Tabla 21	Gradiente de presión Usco-1 SFMU.....	90
Tabla 22	Parámetros estadísticos Usco-1 SFMU.....	90

LISTA DE FIGURAS

Figura 1	Factores de compresibilidad para gases naturales.....	26
Figura 2	Factores de compresibilidad para gases naturales a presiones pscrítica bajas.....	27
Figura 3	Factores de compresibilidad para gases a presiones pscríticas cercanas a la presión atmosférica.....	28
Figura 4	Diagrama esquemático general del flujo	33
Figura 5	Diagrama de Moody	36
Figura 6	Ilustración del Hold up.....	41
Figura 7	Patrones de Flujo Vertical Ascendente.....	48
Figura 8	Correlación para el coeficiente de CN _L del número de viscosidad.....	57
Figura 9	Correlación para el factor de hold up.....	57
Figura 10	Correlación para la segunda corrección de ψ	58
Figura 11	Correlación de factor de fricción.....	58
Figura 12	Vista general del inicio de la herramienta computacional SFMU.....	80
Figura 13	Vista datos generales del pozo.....	81
Figura 14	Vista Datos de los Fluidos.....	81
Figura 15	Vista Datos de la tubería.....	82
Figura 16	Vista Selección de modelo.....	82
Figura 17	Vista Tabla de resultados.....	83
Figura 18	Vista Grafica de resultado SFMU.....	83
Figura 19	E2 Usco-1 PIPESIM.....	88
Figura 20	E2 Usco-1 WellFlo.....	89
Figura 21	E2 Usco-1 SFMU.....	91
Figura 22	Comparación Perfil de Presión Usco-1 PIPESIM.....	92
Figura 23	Comparación Perfil de Presión Usco-1 WellFlo.....	93
Figura 24	Comparación Perfil de presión Usco-1 SFMU.....	93

LISTA DE ANEXOS

Anexo 1 Composición Usco-1	100
Anexo 2 Resultados simulación PIPESIM.....	102
Anexo 3 Resultados simulación WellFlo.....	103
Anexo 4 Resultado simulación SFMU.....	105
Anexo 5 Código de programación SFMU.....	112

RESUMEN

TITULO: EVALUACIÓN DE LAS CAIDAS DE PRESIÓN PARA SISTEMAS DE FLUJO MULTIFÁSICO USANDO MODELOS MECANÍSTICOS

**AUTORES: HAROL ANDRES BARRETO NAVARRO
JERSON DAVID SANCHEZ CALDERON**

PALABRAS CLAVES: Flujo Multifásico, Modelos Mecanísticos, Gradiente de Presión, Herramienta Computacional SFMU.

DESCRIPCION:

La frecuente ocurrencia de flujo multifásico durante la extracción 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 numerosos modelos que ayudan a determinar el gradiente de presión para estos sistemas, obtenidas mediante estudios experimentales o pruebas a gran y pequeña escala. La búsqueda del patrón de flujo ha sido el principal problema en cada una de ellas.

El presente trabajo tiene como finalidad el desarrollo de la herramienta computacional SFMU para el programa de ingeniería de petróleos de la universidad surcolombiana que permite determinar y evaluar el gradiente de presión para sistemas de flujo multifásico mediante modelos mecanísticos. Se desarrolló un análisis estadístico que busca valorar el gradiente de presión del pozo Usco-1 por medio de múltiples modelos con el simulador WellFlo, PIPESIM y la herramienta computacional SFMU, identificando así cual perfil de presión se asemeja más al perfil considerado como real en el pozo.

INTRODUCCIÓN

Entender los fenómenos que ocurren durante el flujo multifásico en tuberías es de suma importancia, debido a la gran cantidad de aplicaciones que tiene en la industria petrolera. 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 1847, desde entonces han sido presentadas numerosas correlaciones, ecuaciones y modelos de flujo multifásico tanto para tuberías verticales como horizontales; sin embargo, las contribuciones más significativas se realizaron a partir de 1945.

En primer lugar, el flujo en un pozo puede llegar a ser de una sola fase o multifásico; en la mayoría de los pozos productores, el flujo es multifásico con al menos dos fases (gas y líquido) presentes. Además, el flujo puede darse en cualquier dirección relativa al campo gravitacional. Las propiedades de los fluidos, aunada a su comportamiento PVT y sus características reológicas deben ser consideradas en la descripción del comportamiento del flujo en el pozo.

Finalmente, dependiendo de la tasa de flujo y de las propiedades del fluido, así como también de las características del sistema o infraestructura, el flujo en un pozo puede ocurrir en una gran variedad de patrones de flujo, lo que representa una fuerte influencia sobre el análisis de su comportamiento. Considerando el análisis del fenómeno de flujos multifásico en el pozo, específicamente en tuberías verticales, superficiales, horizontales y ligeramente inclinadas, usualmente el principal reto es predecir la presión necesaria para que puedan transportarse los fluidos desde un punto a otro y adicionalmente realizar el diseño de líneas con la finalidad de optimizar el sistema de producción.

OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

Evaluar las caídas de presión para sistemas de flujo multifásico usando modelos mecánicos en tuberías de producción verticales para hidrocarburos black oil.

OBJETIVOS ESPECIFICOS

- Revisar literatura actualizada sobre modelos mecánicos para el cálculo de caída de presión para un sistema de flujo multifásico.
- Desarrollar un simulador en un lenguaje de programación libre que tome los requerimientos propios de cada modelo y calcule los gradientes de presión para un sistema de flujo multifásico en pozos verticales.
- Comparar y analizar los resultados arrojados por el simulador con datos de campo y/o software comerciales.
- Implementar una herramienta que pueda ser utilizada con fines académicos en la Universidad Surcolombiana.

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 etc. 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). 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 PETRÓLEO¹

A continuación se presenta la definición de los principales parámetros que se deben considerar según los objetivos del proyecto.

Densidad del petróleo (Do): La densidad del petróleo se define como la masa de una unidad de volumen de crudo a determinada temperatura y presión. Se clasifica de acuerdo a gravedad específica del petróleo, esta se define como la relación entre la densidad del petróleo y la densidad del agua, ambas medidas a condiciones estándar y es expresado en una escala normalizada por el Instituto Estadounidense del Petróleo (American Petroleum Institute). Normalizo el valor de la gravedad específica en una escala llamada grados API (°API), Así se tiene que:

$$\gamma_o = \frac{D_o}{D_w}$$

Donde:

Do= Densidad del petróleo

Dw=Densidad del agua (1gr/cm³ ó 62.4lb/ft³)

¹ BANZER Carlos: "Correlaciones Numéricas P.V.T" INPELUZ, (1996), Pag 48-110.

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

Perolero(crudo)	Densidad (gr/cm ³)	°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
Liviano	0.86-0.83	31.2-39
Súper ligero	<0.83	>39

Tabla 1 Clasificación del crudo de acuerdo a su densidad

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

Factor volumétrico del petróleo (Bo): Es la relación entre el volumen de petróleo con su gas en solución en las condiciones de presión y temperatura prevalecientes en el yacimiento, y el volumen de petróleo a condiciones normales, este es una medida del encogimiento volumétrico del petróleo 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 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.

Solubilidad del gas (Rs): Se define como el número de pies cúbicos normales de gas que a determinada presión y temperatura están disueltos en un barril de crudo en condiciones normales. El Rs aumenta cuando se incrementa la presión hasta llegar a la presión de burbujeo del petróleo, arriba de este punto la Rs se mantiene constante, donde el petróleo también es llamado subsaturado.

Tensión superficial (σ): Ese define como a 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 liquido-liquido, son usados para determinar patrones de flujo y hold up del líquido.

Viscosidad del Petróleo (μ): Se define como la resistencia que opone el petróleo al flujo interno, su unidad es usualmente el centipois (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 petróleo la viscosidad también se ve afectada, si se disminuye la cantidad de gas en solución en el petróleo, la viscosidad del petróleo aumenta, ya que la cantidad de gas en solución está en función directa de la presión.

1.1.1 Propiedades del petróleo saturado

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

1.1.1.1 Correlación de Standing

Es una correlación empírica que estima la presión de saturación (la presión en el punto de burbuja), el factor del volumen del petróleo a la presión de saturación y el factor del volumen a las dos fases en función de la relación gas-petróleo, densidad del petróleo, densidad del gas, presión y temperatura; esto como resultado de la separación instantánea en dos etapas a 100°F, dónde 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 correlación aporta resultados más razonables con pozos que tienen composición similar a los pozos del estudio, los cuales tenían muy poco contenido de nitrógeno o sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono.

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

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

Despejando Rs de la ecuación anterior obtenemos que:

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

El factor volumétrico del petróleo fue relacionado con la relación gas disuelto-petróleo, temperatura, densidad relativa del gas y densidad del petróleo. El factor volumétrico por debajo del Pb (Bo) 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 Bo por arriba del Pb se utiliza la siguiente ecuación:

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

1.1.1.2 Correlación de Vázquez y Beggs

Vázquez y Beggs establecieron que todas las propiedades de los fluidos pueden ser correlacionadas como función de la presión, temperatura, densidad del gas y del petróleo. La densidad del gas es un fuerte parámetro a correlacionar pero debido a que depende de las condiciones a la cual se separa el gas del petróleo. Por esta razón se decide usar la densidad del gas obtenida a condiciones de presión de separación en todas las correlaciones que requieren la densidad del gas, y se usa un valor de 100psig como referencia por ser la presión mínima a la que el petróleo se encoge por una prueba de separación.

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 da como resultado la siguiente ecuación para corregir la densidad del gas a condiciones de separador.

$$\gamma_{gs} = \gamma_{gp} \left(1 + 5.912 * 10^{-5} (API)(T_s) * \log \left(\frac{P_s}{114.7} \right) \right)$$

(1.9)

Para el cálculo del Rs se divide en dos grupos de acuerdo a la densidad del aceite de 30° API, se obtuvo la siguiente ecuación a partir del análisis de regresión de 5000 datos medidos;

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

(1.10)

La presión de burbuja se despeja de la Ec 1.10.

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

(1.11)

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

Coeficiente	°API ≤ 30°	°API > 30°
C1	0.0362	0.0178
C2	1.0937	1.187
C3	25.724	23.931

Tabla 2 Coeficientes de Vázquez para Rs y Pb

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

La expresión que se obtuvo para determinar el factor volumétrico del petróleo saturado fue una correlación en función del gas disuelto, temperatura, densidad del petróleo 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 de la Ec. 1.12 se obtienen de la tabla 3

Coeficiente	$^\circ API \leq 30^\circ$	$^\circ API > 30^\circ$
C1	4.677×10^{-4}	0.00467
C2	1.751×10^{-5}	0.000011
C3	-1.811×10^{-8}	1.337×10^{-9}

Tabla 3 Coeficientes de Vázquez para B_o

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

La expresión que se obtuvo para determinar el factor de volumétrico del petróleo subsaturado es la siguiente.

$$B_o = B_{ob} \cdot e^{[C_o(P-P_b)]} \quad (1.13)$$

Y la correlación para la compresibilidad del petróleo; C_o se desarrolló en función de R_s , T , γ_g , y P ; con 4036 datos medidos por un modelo de regresión lineal.

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

Los valores de los coeficientes de la Ec. 1.14 se obtienen de la tabla 4.

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

Tabla 4 Coeficientes de Vázquez para C_o

Fuente: Correlaciones Numéricas PVT, Ing. Carlos Benzer, 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:

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

C1	2.6
C2	1.187
C3	-11.513
C4	-8.98x

Tabla 5 Coeficientes de Vázquez para m

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

1.1.1.3 Densidad del petróleo saturado

Con la Ec. 1.17 se calcula la densidad de petróleo saturado

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

(1.17)

Donde:

$$\gamma_o = \frac{141.5}{131.5 + \text{°API}} \quad (1.18)$$

1.1.1.4 Viscosidad del petróleo saturado

La siguiente correlación es la propuesta por Beggs y Robinson, y está basada en 2073 mediciones de viscosidad de petróleo saturado.

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

Donde:

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

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

Para obtener la viscosidad del petróleo muerto (P= 1 atm) tenemos que:

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

Donde:

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

$$Y = 10^Z$$

$$Z = 3.0324 - (0.020023^\circ API)$$

1.1.1.5 Tensión Superficial del Petróleo Saturado

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

1.1.2 Propiedades del petróleo saturado

1.1.2.1 Compresibilidad

La compresibilidad del petróleo subsaturado puede ser calculado con la ecuación 1.14 de la correlación de Vázquez.

1.1.2.2 Densidad del petróleo subsaturado

La densidad del petróleo por arriba de la presión de burbujeo es:

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

Donde:

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

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

1.1.2.3 Viscosidad del petróleo Subsaturado

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

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

Donde:

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

1.1.2.4 Factor Volumétrico Del Petróleo Subsaturado

Para el petróleo 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 GAS²

1.2.1 Densidad relativa del gas

En los cálculos de las propiedades de los fluidos se utilizan tres tipos de densidad 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 como:

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

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 (ft³ / d) cs

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

² BANZER Carlos: "Correlaciones Numéricas P.V.T" INPELUZ, (1996), Pag 02-45

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

(1.28)

El metano es el primer gas liberado ($\gamma = 0.55$) debido que al disminuir la presión se vaporizan hidrocarburos, aumentando tanto γ_{gd} como γ_{gf} , por lo tanto

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

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

$$W_g = W_{gd} + W_{gf} \quad (1.29)$$

Donde:

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

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

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

Sustituyendo las Ec. 1.30, 1.31 y 1.32 en 1.29 y despejando γ_{gf} se tiene:

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

1.2.2 Factor volumétrico del gas

Se define como el volumen que ocupa un ft³ de gas medido a condiciones de yacimiento por cada ft³ de gas medido a condiciones estándar.

$$B_g = \frac{(V_g)_{p,T}}{(V_g)_{cs}} \quad (1.43)$$

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

$$n.R = \frac{P.V}{z.(T + 460)} = \left(\frac{P.V}{z.(T + 460)} \right)_{cs} = cte$$

(1.35)

$$B_g = \frac{V}{V_{cs}} = \frac{P_{cs}.Z.(T + 460)}{P.Z_{cs}.(T_{cs} + 460)} \quad (1.36)$$

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

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

1.2.3 Densidad del gas

Es el peso molecular por unidad de volumen de un gas a ciertas condiciones de presión y temperatura. Expresada en unidades de $\frac{lbm}{ft^3}$.

La densidad del gas puede ser calculada por medio de muchas ecuaciones de estado dependiendo del tipo de gas, la composición, las condiciones de presión, y temperatura. Aquí se mencionan las dos formas más usadas para calcular la densidad del gas.

a) Mediante la ecuación de estado

$$P.V = Z.n.R.(T + 460) \quad (1.38)$$

El número de moles se obtiene de:

$$n = \frac{m}{M.a.\gamma_{gf}} \quad (1.39)$$

Combinando la Ec 1.38 y la Ec 1.39 se obtiene:

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

b) Mediante el factor volumétrico del gas tenemos que:

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

Donde:

$$\rho_{gcs} = \gamma_{gf} (0.0764)$$

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

Sustituyendo la Ec. 1.36 con la Ec. 1.42, se obtiene:

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

1.2.4 Factor de compresibilidad

Es denominado 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.

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

Existen diferentes correlaciones para el cálculo de 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:

$$T_{pc} = 138 + (210 \cdot \gamma_{gf}) \quad (1.47)$$

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

Las ecuaciones para obtener 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:

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

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

$$Z = 1 + \left(A_1 + \frac{A_2}{T_{pr}} + \frac{A_3}{T_{pr}^3} \right) \cdot \rho_{pr} + \left(A_4 + \frac{A_5}{T_{pr}} \right) \cdot \rho_r^2 + \left(\frac{A_5 \cdot A_6 \cdot \rho_r^5}{T_{pr}} \right) + \left(\frac{A_7 \cdot \rho_r^2}{T_{pr}^3} \right) \cdot (1 + A_8 \cdot \rho_r^2) \cdot e^{(-A_8 \cdot \rho_r^2)} \quad (1.51)$$

Donde:

A1=0.31506	A2=-1.0467	A3=-0.5783	A4=0.5353
A5=-0.6123	A6=-0.6123	A7=0.68157	A8=0.68446

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 o tolerancia aceptado que 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 gráficas de las figuras 2 y 3, las cuales son exclusivamente para gases naturales que contengan bajas cantidades de CO_2 y H_2S .

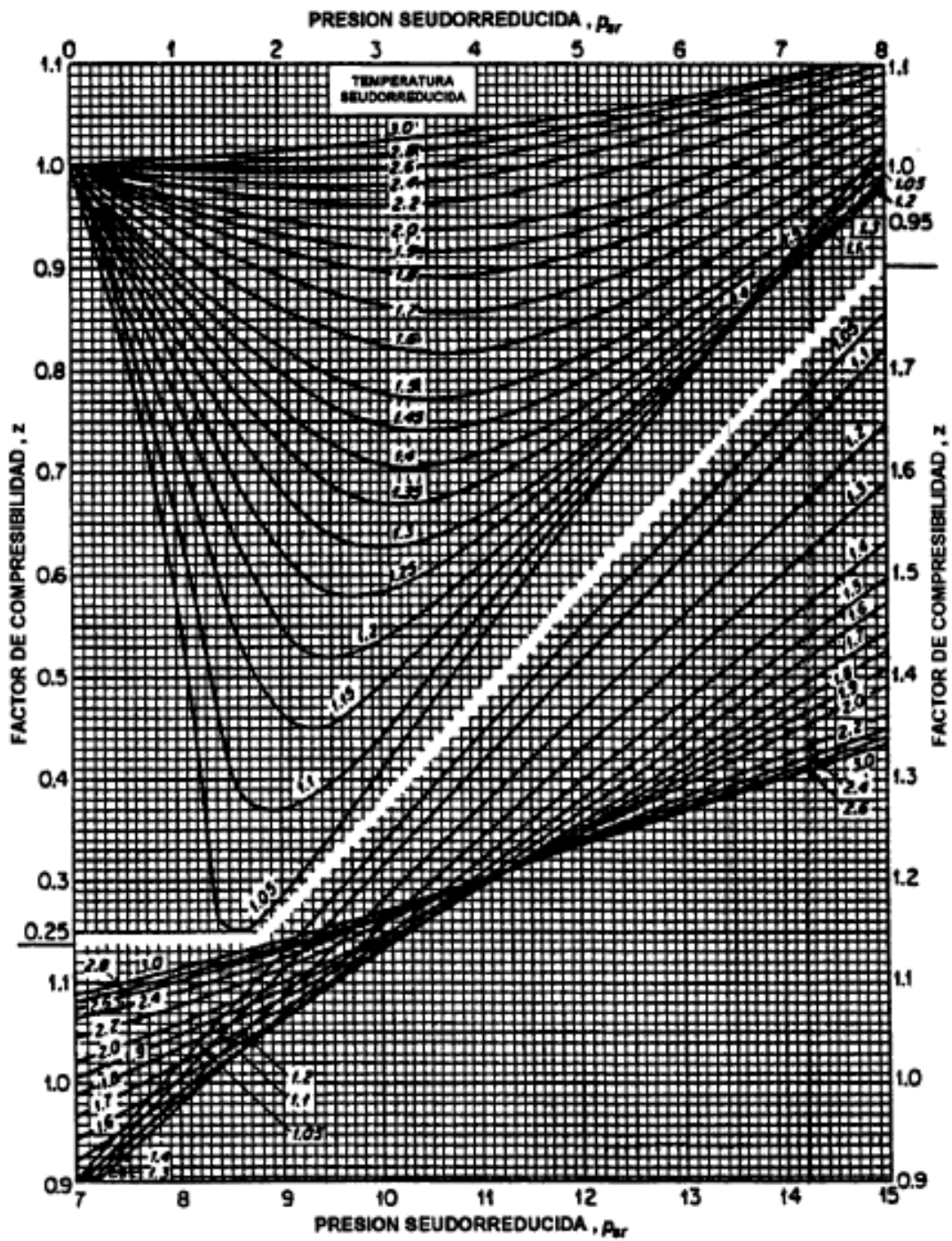


Figura 1 Factores de compresibilidad para gases naturales (Standing y Katz)
Fuente: Correlaciones Numéricas PVT, Ing. Carlos Banzer, 1996

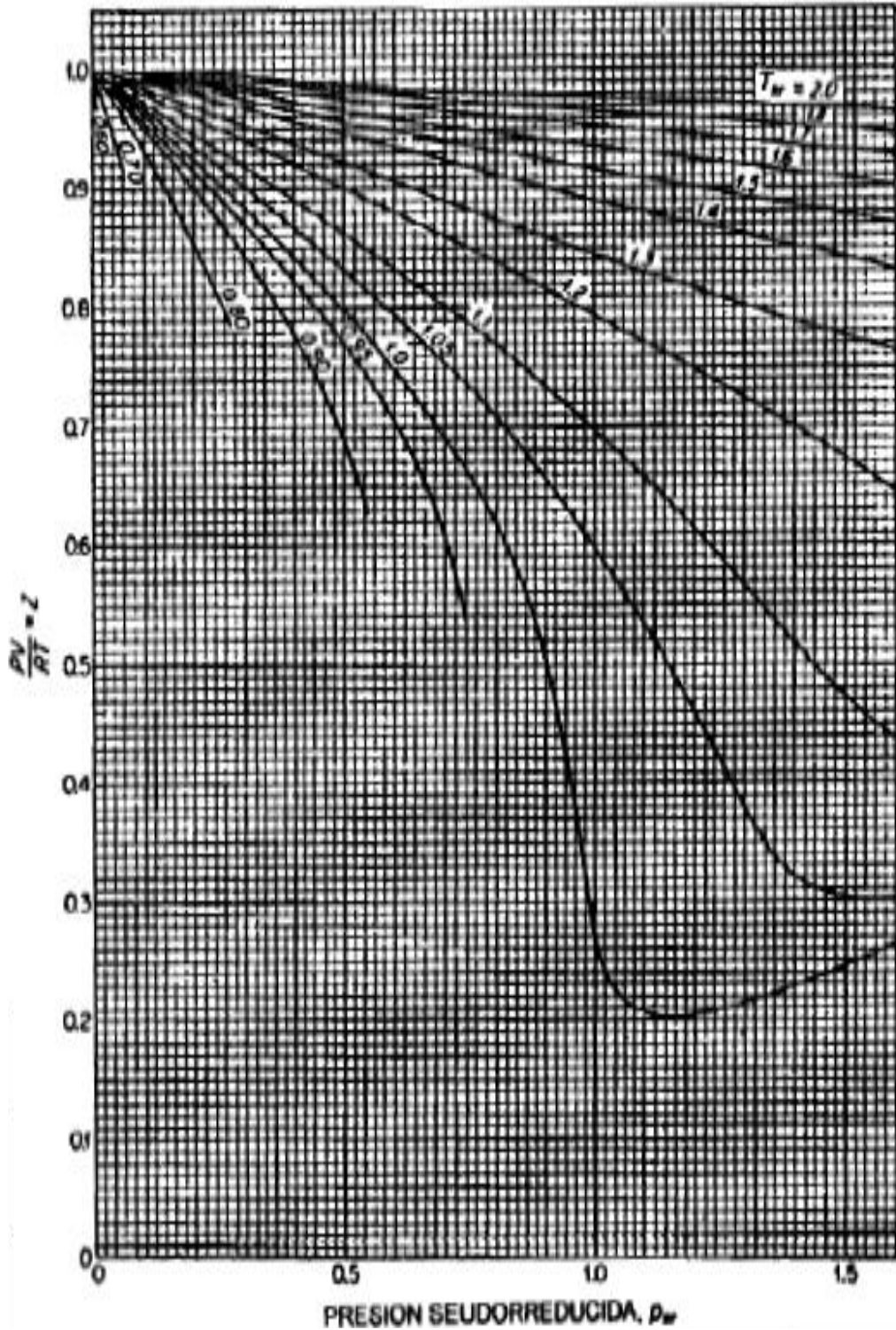


Figura 2 Factores de compresibilidad para gases naturales a presiones pseudocrítica bajas

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

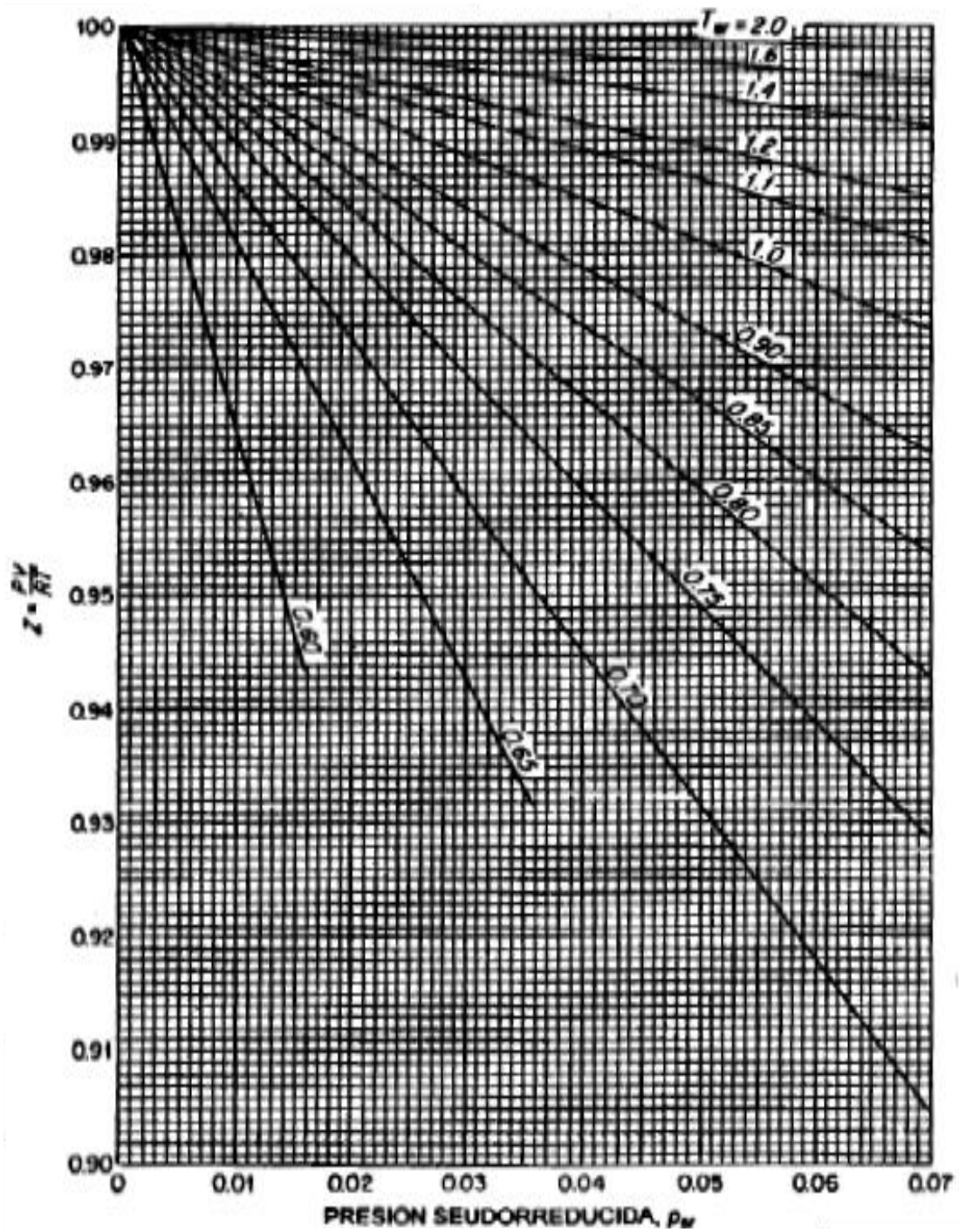


Figura 3 Factores de compresibilidad para gases a presiones pseudocríticas cercanas a la presión atmosférica.

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

1.2.5 Propiedades de gases que contienen N_2 , CO_2 y H_2S

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

$$T'_{pc} = T_{pc} - \epsilon_3 \quad (1.53)$$

$$P'_{pc} = \frac{P_{pc} \cdot T'_{pc}}{\left(T_{pc} + y_{H_2S} (1 - y_{H_2S}) \epsilon_3\right)} \quad (1.54)$$

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

$$\epsilon_3 = 120 \left(A^{0.9} - A^{1.6} \right) + 15 \left(y_{H_2S}^{0.5} - y_{H_2S}^4 \right) \quad (1.55)$$

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 (CO_2 y H_2S).

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:

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

$$Y = 2.4 - (0.2X)$$

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

Correcciones de la viscosidad del gas por presencia de gases contaminantes
La viscosidad del gas corregida se obtiene mediante la correlación de Carr:

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

Donde:

$$C_{N_2} = y_{N_2} (8.48 \times 10^{-3} \cdot \log \gamma_g + 9.59 \times 10^{-3})$$

$$C_{CO_2} = y_{CO_2} (9.08 \times 10^{-3} \cdot \log \gamma_g + 6.24 \times 10^{-3})$$

$$C_{H_2S} = y_{H_2S} (8.49 \times 10^{-3} \cdot \log \gamma_g + 3.73 \times 10^{-3})$$

μ_{gc} = Viscosidad del gas natural calculada

1.3 PROPIEDADES DEL AGUA SATURADA³

Normalmente se encuentra agua 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 papel importante en los cálculos de flujo multifásico.

1.3.1 Factor volumétrico del agua

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

³ BANZER Carlos: "Correlaciones Numéricas P.V.T" INPELUZ, (1996), Pag 114-118

$$B_w = \frac{(V_w)_{P,T}}{(V_w)_{CS}} \quad (1.58)$$

Correlación de Mc Cain: Esta correlación es presenta un cambio del volumen durante la reducción de presión que 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:

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

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

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

Donde la presión está dada en lpca y la temperatura en °F

Mc Cain indica que el método es válido para aguas con concentraciones de salmuera que kvarían, puesto que los efectos de la concentración de la salmuera en ΔV_{wP} y ΔV_{wT} .

2. FUNDAMENTOS DE FLUJO MULTIFÁSICO

Cuando dos o más fases fluyen simultáneamente en tuberías, el comportamiento de flujo es mucho más complejo que para flujo de una sola fase, las fases tienden a separarse debido a la diferencia de densidades. Las caídas de presión son diferentes 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 del flujo.

Cada fase fluye a través de un área más pequeña, provocando grandes caídas de presión. En este numeral se mostraran 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 resaltara la importancia del hold up y la presencia de los patrones de flujo.

A continuación se muestran las unidades empleadas normalmente en las operaciones de campo:

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

2.1 ECUACIONES FUNDAMENTALES

La ecuación para flujo de fluidos en tuberías⁴ que se utiliza para cualquier fluido (monofásico o multifásico), 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 ecuación en términos del gradiente de presión en unidades de psi/ft.

⁴ Brill James P. and Mukherjee Hemanta: "Multiphase Flow in Wells" Volumen 7, (1999), Pag 7-8.

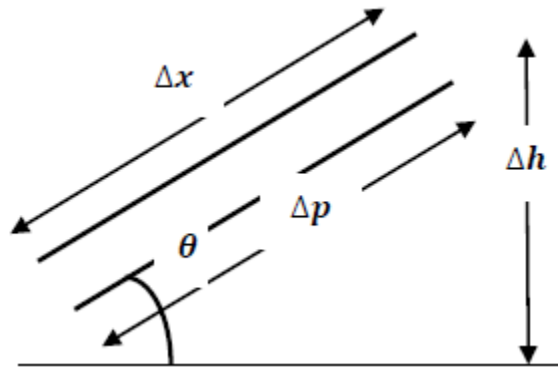


Figura 4 Diagrama esquemático general del flujo

Fuente: Multiphase Flow in Wells, James P Brill and Hemanta Mukherjee, 1999

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

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:

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

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:

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

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

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 (NRe); esto es:

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

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 que depende del tipo de material empleado 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:

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

Donde:

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

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

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

Tabla 6 Valores comunes de rugosidad

Fuente: Autores

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 Reynolds⁵ y está dado por:

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

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

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

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 5 se nota lo siguiente:

⁵ Economides Michael: "Petroleum Production Systems" (1994), Pag 142-143.

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 varía únicamente con la rugosidad relativa, el valor de f puede obtenerse, para flujo turbulento, con:

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

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

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

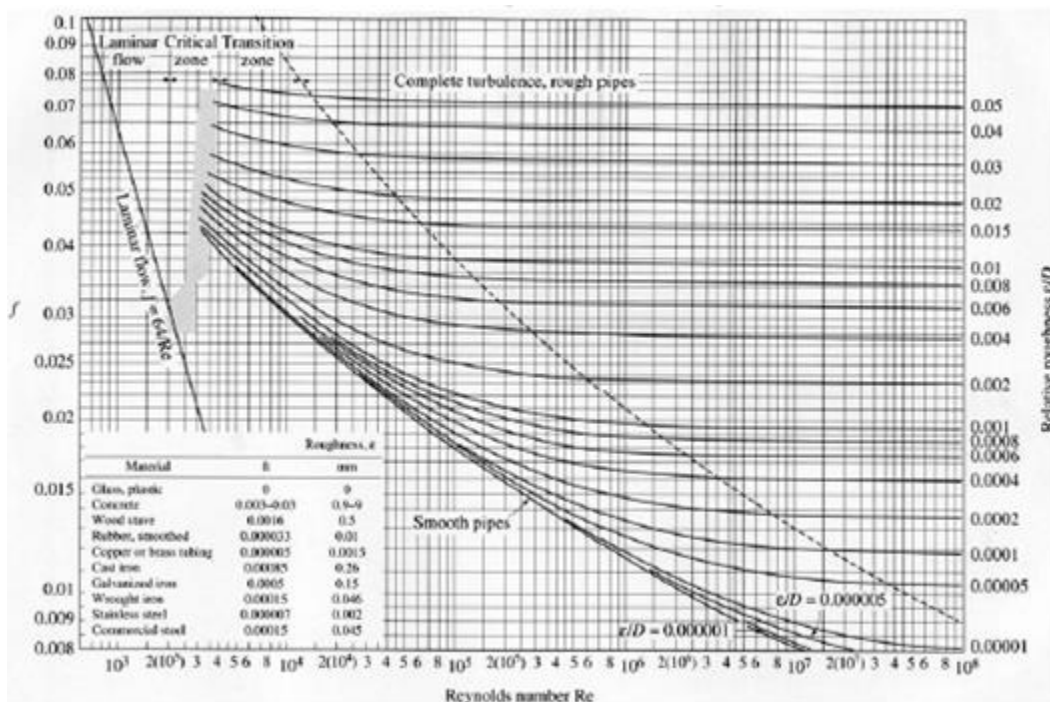


Figura 5 Diagrama de Moody

Fuente: Multiphase Flow in Wells, James P Brill and Hemanta Mukherjee, 1999

2.1.2 Flujo de líquido en tuberías

2.1.2.1 Ecuación general

La ecuación general que describe el flujo de líquido por tuberías, parte de la ecuación general de energía, con la diferencia que es despreciable el efecto de la aceleración.

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

La cada de presión por elevación es:

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

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:

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

Como:

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

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

Entonces:

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

Sustituyendo

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

Para unidades de campo la ecuación es:

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

Por ultimo al sustituir las ecuaciones 2.19 y 2.13 en la ecuación 2.12, se obtiene:

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

Esta ecuación 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:

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

Dónde: 92,2 es el factor de conversión para introducir q, μ y d e 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 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 $\frac{f}{E^2}$.

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

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

2.1.3 Flujo de gas por tuberías

2.1.3.1 Ecuación general

La ecuación general que describe el flujo de gas en tuberías al igual que la del líquido desprecia el efecto de la aceleración:

$$\Delta' P_f = \frac{f \cdot \rho \cdot L \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot d'} \quad (2.23)$$

$$\rho_g = 0.0764 \frac{\gamma_g}{B_g} \quad (2.24)$$

$$B_g = \left(\frac{p_o}{T_o + 460} \right) \frac{\bar{Z} (\bar{T} + 460)}{\bar{p}} \quad (2.25)$$

$$\bar{v} = \frac{q'}{A} = \frac{4 \cdot q' \cdot \bar{B}_g}{\pi \cdot d'^2} \quad (2.26)$$

$$v^2 = 1.6211 \frac{q'^2 \cdot \bar{B}_g^2}{\pi \cdot d'^4} \quad (2.27)$$

Sustituyendo las ecuaciones 2.27 y 2.25 y 2.24 en 2.23, se obtiene:

$$\Delta' P_f = f \cdot \frac{(0.0264 \gamma_g) \cdot (1.6211 q'^2 \cdot \bar{B}_g^2) \cdot L'}{2 \cdot \bar{B}_g \cdot d'^5} \quad (2.28)$$

Reemplazando y simplificando la ecuación 2.25 en 2.28

$$\Delta' P_f = \left(\frac{f}{519.98} \right) \cdot \left(\frac{p_o}{T_o + 460} \right) \cdot \frac{\bar{Z} \cdot \gamma_g \cdot q'^2 \cdot (\bar{T} + 460) \cdot L'}{d'^5 \cdot \bar{p}} \quad (2.29)$$

En unidades de campo: (revisar)

$$(p_1^2 - p_2^2) = \left(\frac{f}{33513.5316^2} \right) \cdot \left(\frac{p_o}{T_o + 460} \right) \cdot \frac{\bar{Z} \cdot q^2 \cdot \gamma \cdot (\bar{T} + 460) \cdot L}{d^5} \quad (2.30)$$

Esta ecuación permite evaluar las pérdidas de presión por fricción en gaseoductos horizontales.

Las pérdidas de fricción por cambios de elevación se expresa como:

$$\left(p_1^2 - p_2^2\right) = 0.01878 \cdot \frac{\bar{p}^{-2} \cdot \gamma_g \cdot h}{Z \cdot (\bar{T} + 460)} \quad (2.31)$$

Con la ecuación 2.31 se puede determinar la p_{ws} , el cual permitirá analizar las condiciones de flujo tanto del yacimiento como de la tubería vertical para asignar el criterio de elección del aparejo en el pozo, sólo si la presión del pozo se encuentra estabilizada.

Él p_{ws} se puede determinar por medio de ensayo y error de una forma iterativa como se muestra a continuación:

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 valor de P_{ws}
6. Calculas la diferencia entre la p_{ws} supuesta y la p_{ws} obtenida, si se encuentra dentro del rango de tolerancia de 0.0001, el valor de p_{ws} es correcto, de lo contrario p_{ws} obtenida es la nueva p_{ws} supuesta, y se repiten los pasos del 3 al 6.

2.1.3.2 Número de Reynolds para el gas

$$N_{Reg} = \frac{4 \cdot (2.0764) \cdot (0.02825)}{\pi} \left(\frac{q'_g \cdot \gamma_g}{d \cdot u'} \right) \quad (2.32)$$

Esta expresión en unidades de campo quedaría:

$$N_{Reg} = 0.0201056 \left(\frac{q_g \cdot \gamma_g}{d \cdot u} \right) \quad (2.33)$$

2.1.3.3 Eficiencia de flujo

De la misma forma que en las tuberías con flujo de líquidos, la eficiencia es un factor de ajuste para compensar los efectos de erosión, rugosidad, corrosión que no son consideradas en las ecuaciones de flujo.

Línea	Contenido de Líquido	E
Gas seco	0.1	0.92
Gas húmedo	7.2	0.77
Gas condensado	800	0.60

Tabla 7 Valores comunes de eficiencia de flujo para gas

Fuente: Multiphase Flow in Wells, James P Brill and Hemanta Mukherjee, 1999

2.2 HOLD UP DEL LÍQUIDO

El hold up⁶ 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 líquido ocurre cuando la fase líquida dentro de la tubería viaja a una menor velocidad que la fase gaseosa, provocando un resbalamiento entre fases.

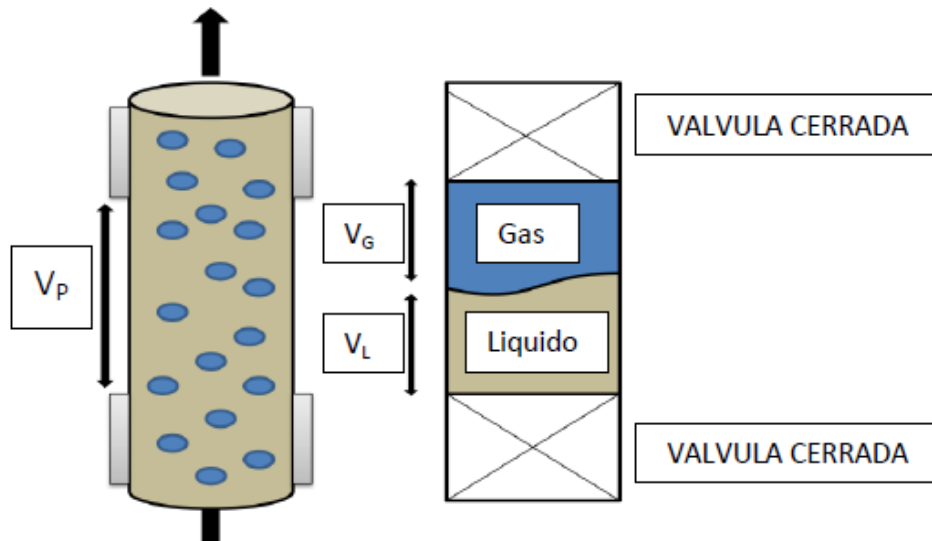


Figura 6 Ilustración del hold up

⁶ Brill James P. and Mukherjee Hemanta: "Multiphase Flow in Wells" Volumen 7, (1999), Pag 24-25.

Fuente: Autor

De acuerdo con la figura anterior:

$$H_L = \frac{V_L}{V_p}$$

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.

Una de las correlaciones para calcular el hold up son las expresiones analíticas para el hold up obtenidas por Mukherjee y Brill que fueron 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:

$$H_L = e^A$$

Donde:

$$A = \left[\left(C_1 + C_2 \sin \theta + C_3 \sin^2 \theta + C_4 N_{L\mu}^2 \right) \frac{N_{gv}^{C_5}}{N_{Lv}^{C_6}} \right] \quad (2.34)$$

$$N_{L\mu}^2 = 0.15726 \times \mu_L \left(\frac{1}{\rho_L \cdot \sigma^2} \right)^2 \quad (2.35)$$

$$N_{Lv} = 1.938 \times v_{sL} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0.25} \quad (2.36)$$

$$N_{gv} = 1.938 \times v_{sg} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0.25} \quad (2.37)$$

Dirección de flujo	Patrón de flujo	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅	C ₆
Horizontal o Ascendente	Todas	-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

Tabla 8 Coeficientes de la ecuación 2.34 para diferentes patrones y direcciones de flujo

Fuente: Multiphase Flow in Wells, James P Brill and Hemanta Mukherjee, 1999

2.2.1 Hold Up sin resbalamiento (λ)

Se define de la misma forma que el H_L pero se calcula a partir de las condiciones de P y T existentes.

$$\lambda = \frac{q'_L}{q'_L + q'_g} = \frac{1}{1 + \frac{q_o(R - R_s)B_g}{5.616(q_o.B_o + q_w.B_w)}} \quad (2.38)$$

2.2.2 Velocidades superficiales

Es la velocidad que tendría cualquier fase si ocupara toda la tubería.

$$v_{sL} = \frac{q'_L}{A_p} = \frac{6.4979 \times 10^{-5} (q_o.B_o + q_w.B_w)}{\frac{A_p}{144}} \quad (2.39)$$

$$v_{sg} = \frac{q'_g}{A_p} = \frac{1.1574 \times 10^{-5} q_o.(R - R_s).B_g}{\frac{A_p}{144}} \quad (2.40)$$

Entonces:

$$v_m = \frac{(q'_L + q'_g)}{A_p} = v_{sL} + v_{sg} \quad (2.41)$$

2.2.3 Velocidad real

Considera la fracción de área ocupada por cada fase al fluir por la tubería. Aplicando el concepto de hold up.

$$v_L = \frac{q'_L}{A_L} = \frac{q'_L}{A_p \cdot H_L} = \frac{v_{sL}}{H_L} \quad (2.42)$$

$$v_g = \frac{q'_g}{A_g} = \frac{q'_g}{A_p (1-H_L)} = \frac{v_{sg}}{(1-H_L)} \quad (2.43)$$

Las velocidades reales son mayores que las velocidades superficiales, por lo tanto cuando existe flujo multifásico las fases fluyen más rápidamente.

2.2.4 Densidad de la mezcla de los fluidos

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

$$\rho_m = \rho_L \cdot H_L + \rho_g (1 - H_L) \quad (2.44)$$

Algunos modelos calculan la densidad de la mezcla sin considerar el resbalamiento entre fases, así:

$$\rho_m = \rho_L \cdot \lambda + \rho_g (1 - \lambda) \quad (2.45)$$

También se puede obtener de la siguiente expresión:

$$\rho_m = \frac{M}{V_m} \quad (2.46)$$

Donde:

$$M = M_o + M_g + M_w \quad (2.47)$$

$$M_o = 350.5(\gamma_o) \quad (2.48)$$

$$M_g = 0.00764 \cdot R \cdot \gamma_g \quad (2.49)$$

$$M_w = 350.5 \cdot WOR \cdot \gamma_w \quad (2.50)$$

Sustituyendo las Ecuaciones 2.48, 2.49 y 2.50 en la Ec. 2.47.

$$M = 350.5.(\gamma_o + \gamma_w.WOR) + 0.0764.R.\gamma_g \quad (2.51)$$

$$V_m = 5.615(B_o + B_w.WOR) + (R - R_s)B_g \quad (2.52)$$

Sustituyendo las Ecuaciones 2.51 y 2.52 en la Ec. 2.46 se obtiene la densidad de la mezcla sin resbalamiento:

$$\rho_m = \frac{350.(\gamma_o + \gamma_w.WOR) + 0.0764.R.\gamma_g}{5.615(B_o + B_w.WOR) + (R - R_s)B_g} \quad (2.53)$$

2.2.5 Flujo másico

Se define de la siguiente expresión:

$$w_m = \frac{lb_m \text{ liquido} + gas}{segundo} \quad (2.54)$$

Se puede obtener con cualquier de las siguientes ecuaciones:

$$w_m = \frac{q_o.M}{86400} \quad (2.55)$$

$$w_m = w_o + w_w + w_g \quad (2.56)$$

$$w_w = \frac{\rho_o.q_o.B_o}{15388} \quad (2.57)$$

$$w_w = \frac{\rho_w.q_w.B_w}{15388} \quad (2.58)$$

$$w_g = \frac{\rho_g.q_o(R - R_s)B_g}{86400} \quad (2.59)$$

2.2.6 Viscosidad de la mezcla

Existen aproximaciones que proporcionan la velocidad real de la mezcla gas líquido como la propuesta por Hagedorn y Brown al valor real utilizando las siguientes expresiones.

$$\mu_{ns} = \mu_L \cdot \lambda + \mu_g (1 - \lambda) \quad (2.60)$$

$$\mu_m = \mu_L^{H_L} \cdot \mu_g^{(1-H_L)} \quad (2.61)$$

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

$$\mu_L = \mu_o \cdot f_o + \mu_w \cdot f_w \quad (2.62)$$

Donde:

$$f_o = \frac{q_o \cdot B_o}{q_w \cdot B_w + q_o \cdot B_o} \quad (2.63)$$

$$f_o = \frac{B_o}{B_o + WOR \cdot B_w} \quad (2.64)$$

$$f_w = 1 - f_o \quad (2.65)$$

2.2.7 Tensión superficial de la mezcla de líquidos

Se obtiene con la siguiente expresión:

$$\sigma_L = \sigma_o \cdot f_o + \sigma_w \cdot f_w \quad (2.66)$$

2.2.8 Densidad de la mezcla de líquidos

Se calcula con la siguiente expresión

$$\rho_L = \rho_o \cdot f_o + \rho_w \cdot f_w \quad (2.67)$$

2.3 PATRONES DE FLUJO

Se han realizado estudios con respecto al flujo multifásico en tuberías, con muchos fines entre ellos el de determinar los distintos patrones de flujo⁷, que se desarrollan con base a las velocidades de los diferentes fluidos y para el cálculo del hold up o retención.

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.

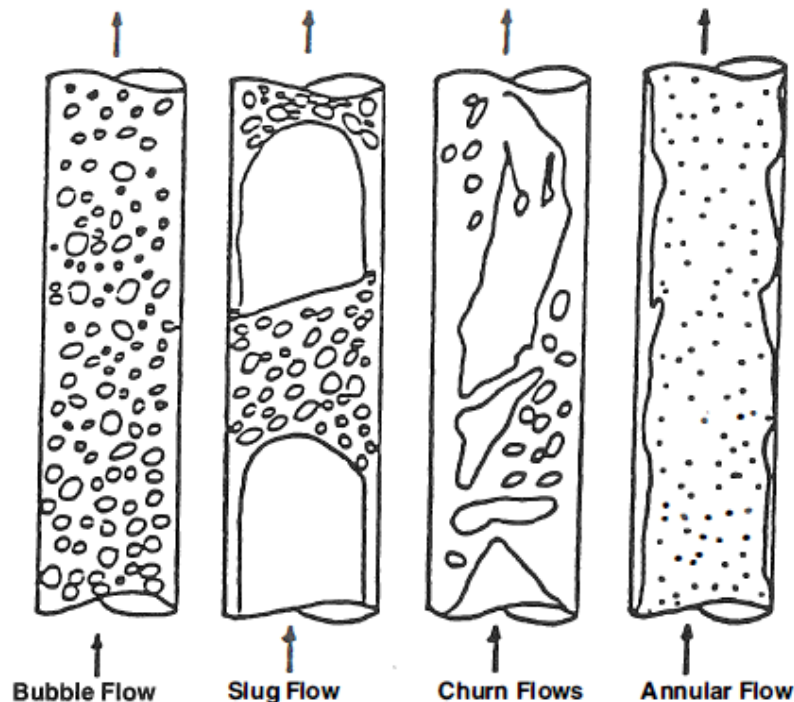


Figura 7 Patrones de flujo vertical ascendente

Fuente: Multiphase Flow in Wells, James P Brill and Hemanta Mukherjee, 1999

⁷ Taite, Y.M., Barnea, D., and Dukler, A.E. : "Modeling Flow Pattern Transitions for Steady Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes," (1980) Pág. 26, 345.

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:

- Afecta el fenómeno del hold up.
- Determina que fase está en contacto con la pared.
- Afecta las condiciones de operación en las instalaciones de procesos por el comportamiento del gas en los oleoductos.

Factores que afectan el patrón de flujo:

- Flujo másico y RGL.
- Presión.
- Geometría de la línea
- Propiedades de los fluidos transportados.

2.3.1 Monofásico

El fluido viaja en una sola fase, si es solo líquido el hold up es igual a 1.

2.3.2 Burbuja (Bubble)

El flujo burbuja se caracteriza por tener una fase líquida uniforme y la fase de gas libre está presente en pequeñas burbujas distribuidas aleatoriamente, al igual que sus diámetros. Las burbujas se mueven a diferentes velocidades dependiendo de sus diámetros, el líquido se mueve a una velocidad uniforme y, a excepción de la densidad, la fase de gas tiene un efecto mínimo en el gradiente de presión; sin embargo existen condiciones donde pequeñas burbujas a bajos caudales son designado como flujo de burbujas dispersas, la diferencia entre ambos no es fácilmente visible. El flujo de burbujas dispersas se observa sobre un rango completo de inclinación de tubería, mientras que el flujo burbuja es observado solamente en flujo vertical y tuberías de diámetro relativamente grande.

2.3.3 Tapón (Slug)

El flujo tapón se caracteriza por tener una fase gaseosa más pronunciada, sin embargo la fase líquida sigue continua, las burbujas de gas coalescen y forman burbujas estables de forma y tamaño similar al diámetro de la tubería las cuales son llamadas Taylor. Las burbujas son separadas por tapones de líquido y rodeadas de una película delgada de líquido, la velocidad de la burbuja es mayor a la del líquido y puede ser predicha en relación a la velocidad del bache del líquido. La velocidad del líquido no es constante mientras el tramo o bache de la película se mueve siempre en dirección del flujo, el líquido que rodea la burbuja podría moverse hacia abajo. Esta variación de las velocidades del líquido, podría resultar no solo en una variación de las pérdidas de 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 Espuma (Churn)

El flujo Espuma se caracteriza por el movimiento oscilatorio del líquido, cambiando de una fase continua de líquido a una fase continua de gas. El tapón del líquido entre las burbujas virtualmente desaparecen, y la fase gaseosa arrastra una cantidad significativa de líquido, aunque los efectos del líquido son significativos, el gas predomina. Con un aumento considerable de la tasa de gas, las grandes burbujas se vuelven inestables y colapsan, ocasionando la dispersión de ambas fases.

2.3.5 Anular

El flujo anular se caracteriza por tener como fase continua el gas, 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 TUBERÍAS VERTICALES

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 solo modelo 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

3.1 MODELOS PARA EL FLUJO MULTIFÁSICO EN TUBERÍAS VERTICALES

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.

3.1.2 Modelos Mecanísticos

Los modelos mecanísticos son modelamientos matemáticos que explican el comportamiento de flujo multifásico en tuberías incorporando todas las variables que están involucradas en este fenómeno. Complementando la parte teórica con datos de campo o de laboratorios apropiados.

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, espuma 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 flujo⁸.

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 Dukler (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 transición⁹

3.2 MODELOS UTILIZADOS

3.2.1 Hagedorn & Brown

Hagedorn & Brown¹⁰ establecieron una ecuación 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.

3.2.1.1 Procedimiento de Cálculo

Se Comienza con una presión conocida p_1 , y se asume el valor para p_2 . Calcular el incremento de la profundidad.

⁸ Hasan A. R. and Kabir C.S.: “Fluid Flow and Heat Transfer in Wellbores,” (2002), Pag 18-20.

⁹ Taitel, Y.M., Barnea, D., and Dukler, A.E. : “Modeling Flow Pattern Transitions for Steady Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes,” (1980) Pag 320.

¹⁰ Hagedorn, A.R. and Brown, K.E: “Experimental Study of Pressure Gradients Occuring During Continuous Two-Phase Flow in Small Diameter Conduits,” JPT (1965) Pag 475-479.

1. Calcular la gravedad específica del aceite γ_o

$$\gamma_o = \frac{141.5}{131.5 + API} \quad (3.1)$$

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

$$M = \gamma_o \cdot 350 \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + \gamma_w \cdot 350 \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) + (0.764) \cdot R \cdot \gamma_g \quad (3.2)$$

3. Calcular el flujo másico con:

$$w = q \cdot M \quad (3.3)$$

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

$$\bar{P} = \frac{P_1 + P_2}{2} + P_{atm} \quad (3.4)$$

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

$$\rho_L = \left[\frac{\gamma_o \cdot (62.4) + \frac{R_s \cdot \gamma_g \cdot (0.0764)}{5.614}}{B_o} \right] \cdot \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) + \left[r_w \cdot (62.4) \cdot \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) \right] \quad (3.5)$$

9. Calcular la densidad media de la fase gaseosa

$$\bar{\rho}_g = \gamma_o \cdot (0.0764) \left(\frac{520}{T + 460} \right) \left(\frac{\bar{P}}{14.7} \right) \left(\frac{1}{\bar{Z}} \right) \quad (3.6)$$

10. Calcular la viscosidad media del aceite con la ecuación del capítulo 1

11. Calcular la viscosidad media del agua

12. Calcular la viscosidad líquida de la mezcla

$$\bar{\mu}_L = \left[\bar{\mu}_o \cdot \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + \bar{\mu}_w \cdot \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) \right] \quad (3.7)$$

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

13. Calcular la tensión superficial de la mezcla líquida.

$$\bar{\sigma}_L = \left[\bar{\sigma}_o \cdot \left(\frac{1}{1+WOR} \right) + \bar{\sigma}_w \cdot \left(\frac{WOR}{1+WOR} \right) \right] \quad (3.8)$$

14. Calcular el número de viscosidad del líquido N_L

$$N_L = 0.15726 \cdot \mu_L \cdot \left(\frac{1}{\rho_L \cdot \sigma_L^3} \right)^{\frac{1}{4}} \quad (3.9)$$

15. Determinar CN_L de la figura 8

16. Calcular el área A_p

$$A_p = \frac{\pi \cdot d^2}{4} \quad (3.10)$$

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

$$v_{sL} = \frac{5.61 \cdot q_L}{86400 \cdot A_p} \left[B_o \left(\frac{1}{1+WOR} \right) + B_w \left(\frac{WOR}{1+WOR} \right) \right] \quad (3.11)$$

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

$$N_{Lv} = 1.938 \cdot v_{sL} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{\frac{1}{4}} \quad (3.12)$$

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

$$v_{sg} = \frac{q_L \left(R - R_s \cdot \left(\frac{1}{1+WOR} \right) \right)}{86400 \cdot A_p} \left(\frac{14.7}{\bar{P}} \right) \left(\frac{\bar{T} + 460}{520} \right) \left(\frac{Z}{1} \right) \quad (3.13)$$

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

$$N_{gv} = 1.938 \cdot v_{sg} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{\frac{1}{4}} \quad (3.14)$$

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:

$$A = 1.071 - \frac{\left| 0.2218 \cdot (v_{sL} + v_{sg})^2 \right|}{d} \quad (3.15)$$

Si $A \geq 0$ entonces se utiliza este valor, y si es menor a 0 se usa 0, luego calculamos el número "B" on la siguiente fórmula:

$$B = \frac{v_{sg}}{v_{sL} + v_{sg}} \quad (3.16)$$

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

22. Encontrar el número de diámetro de la tubería N_d

$$N_d = 120.872 \cdot d \cdot \sqrt{\frac{\rho_L}{\sigma_L}} \quad (3.17)$$

23. Calcular el hold up en función de ϕ

$$\phi = \left(\frac{N_{Lv}}{N_{gv}^{0.575}} \right) \cdot \left(\frac{\bar{P}}{14.7} \right)^{0.10} \cdot \left(\frac{CN_L}{N_d} \right) \quad (3.18)$$

24. Obtener de la figura 9, el valor de $\frac{H_L}{\psi}$

25. Calcular la segunda corrección en función de ϕ

$$\phi = \left(\frac{N_{Lv} \cdot N_L^{0.38}}{N_d^{2.14}} \right) \quad (3.19)$$

26. Obtener ψ de la figura 10

27. Calcular el valor de H_L

$$H_L = \left(\frac{H_L}{\psi} \right) \cdot (\psi) \quad (3.20)$$

Nota: Para bajas viscosidades no habrá corrección y $\psi = 1$

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

$$(N_{Re})_{TP} = \frac{2.2 \times 10^{-2} \cdot M \cdot q_L}{d \cdot \mu_L^{H_L} \cdot \mu_g^{(1-H_L)}} \quad (3.21)$$

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 de la figura 11

31. Calcular la densidad medida de la mezcla $\overline{\rho_m}$

(a) Utilizando el valor de H_L del paso 27, calcular $\overline{\rho_m}$ con la ecuación 2.44

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

$$v_{m1} = v_{sL1} + v_{sg1} \quad (3.22)$$

$$v_{m1} = v_{sL1} + v_{sg1} \quad (3.23)$$

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

$$\Delta(v_m^2) = [v_{m1}^2 - v_{m2}^2] \quad (3.24)$$

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

$$\Delta h = \frac{144 \cdot \Delta p - \overline{\rho_m} \cdot \left(\frac{\Delta v_m^2}{2 \cdot g_c} \right)}{\overline{\rho_m} + \frac{f \cdot w^2}{2.9652 \times 10^{11} \cdot d^5 \cdot \overline{\rho_m}}} \quad (3.25)$$

36. Comenzando con la P_2 y la profundidad conocida P_2 , asumir otro punto de la presión y repetir el procedimiento hasta alcanzar la profundidad total o hasta alcanzar la superficie.

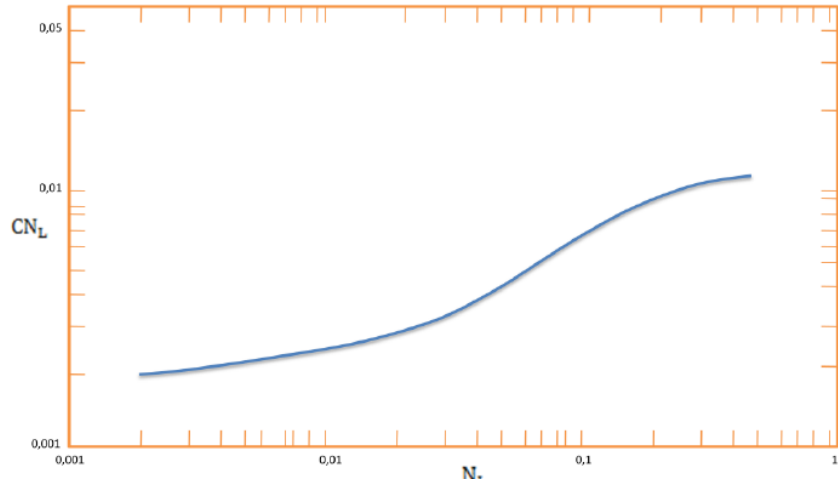


Figura 8 Correlación para el coeficiente de CN_L del número de viscosidad
Fuente: Multiphase Flow in Wells, James P Brill and Hemanta Mukherjee, 1999

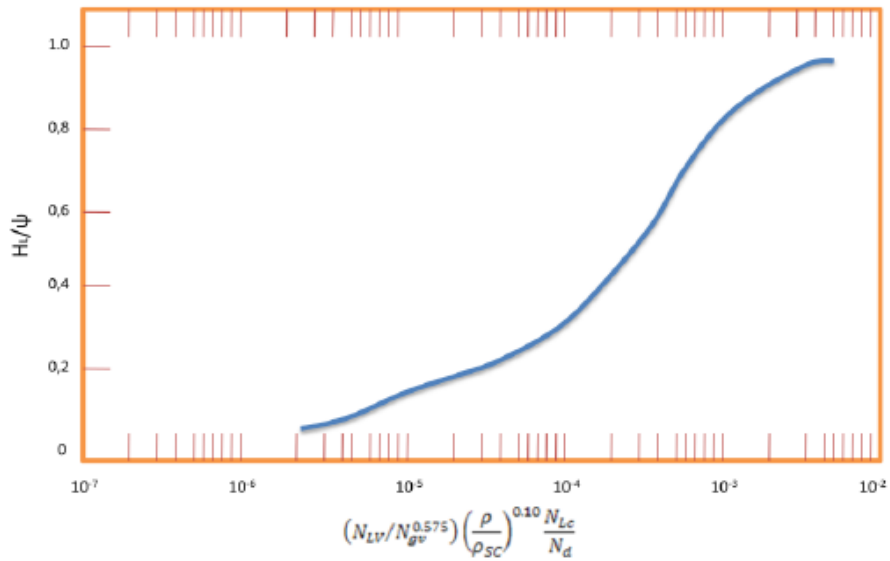


Figura 9 Correlación para el factor de hold up
Fuente: Multiphase Flow in Wells, James P Brill and Hemanta Mukherjee, 1999

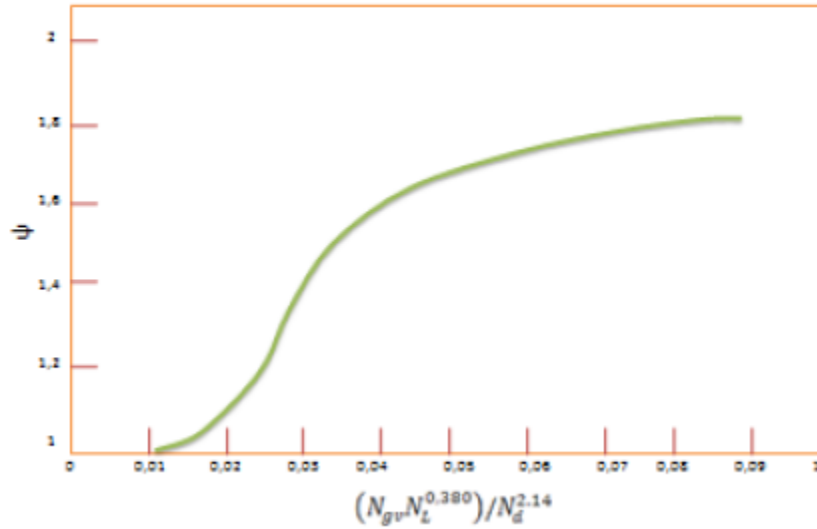


Figura 10 Correlación para la segunda corrección de ψ

Fuente: Multiphase Flow in Wells, James P Brill and Hemanta Mukherjee, 1999

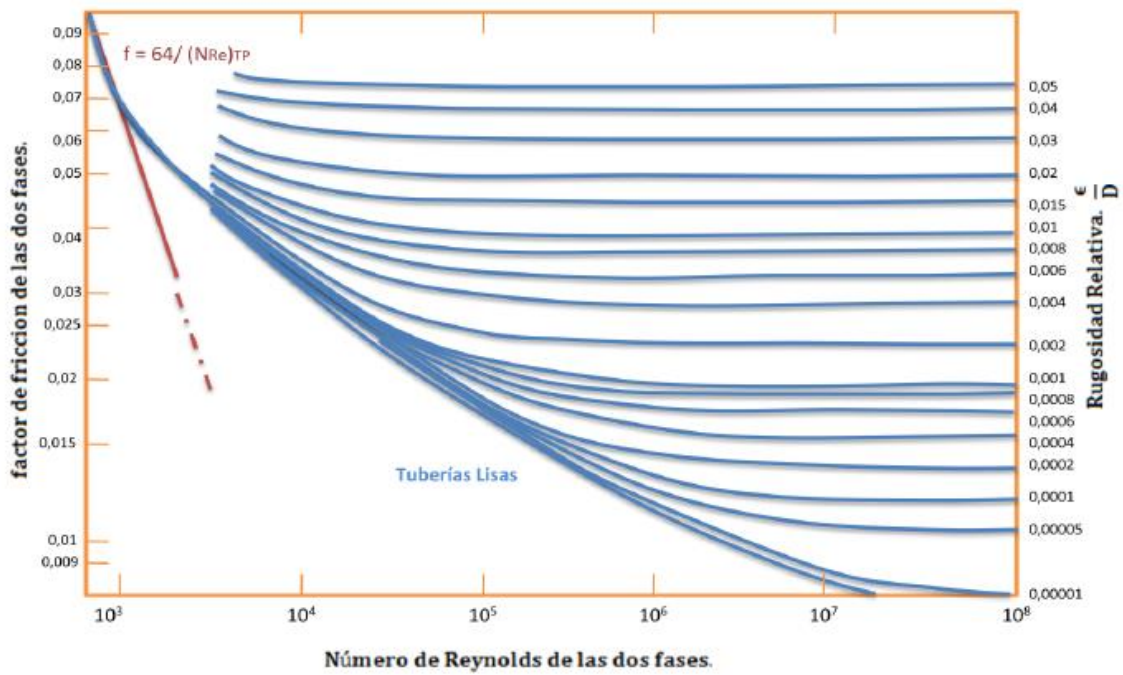


Figura 11 Correlación de factor de fricción

Fuente: Multiphase Flow in Wells, James P Brill and Hemanta Mukherjee, 1999

3.2.2 Orkiszewski

Orkiszewski¹¹ 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 correlaciono con las propiedades del fluido de la fase continua. Se reconoció cuatro tipos de patrones de flujo y estableció ecuaciones separadas para establecer la velocidad de resbalamiento y fricción para cada uno de los patrones, los cuales son: Burbuja, Tapón, Espuma, y anular.

Considero similitudes en conceptos teóricos, comparando cinco métodos seleccionados y determino la cantidad de desviación entre las caídas de presión medidas predichas. Orkiszewski observo que los mejores resultados, se obtenían con los métodos de Griffith y Wallis, y Duns y Ros, por que tomo estas ecuaciones como base para desarrollar este método, combinándolas para los diferentes patrones considerados.

3.2.2.1 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 la superficie o 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. 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 1 y 2.
7. Determine L_b, L_s, L_m para poder obtener el patrón de flujo de la siguiente tabla:

Límites	Patrón de Flujo
---------	-----------------

¹¹ Orkiszewski, J.: "Predicting Two-Phase Pressure Drops in Vertical Pipes," JPT (1967), Pag 240

$\frac{v_{sg}}{v_m} < L_B$	Burbuja
$\frac{v_{sg}}{v_m} > L_B, N_{gv} < L_s$	Tapón
$L_M > N_{gv} > L_s$	Espuma o transición tapón-anular
$N_{gv} > L_M$	Anular

Tabla 9 Límites de los patrones de flujo Orkiszewski

Fuente: Autores

Donde L_B , L_s , y L_M son los límites de burbuja-tapón, tapón-espuma, espuma anular respectivamente, y N_{gv} se calcula con la ecuación 2.37.

Donde:

$$L_B = 1.071 - \left(2.6616 \frac{v_m^2}{d_h} \right) \quad (3.26)$$

Con el límite $L_B \geq 0.13$

Y d_h = diámetro hidráulico de la tubería = área transversal / perímetro mojado.

$$L_s = 50 + 36.N_{Lv} \quad (3.27)$$

$$L_M = 75 + 84.N_{Lv}^{0.75} \quad (3.28)$$

8. Basándose en el patrón de flujo obtenido en el paso 7, determinar el gradiente de elevación y de fricción:

a. Burbuja

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta h} \right)_e = \frac{1}{144} (\rho_L H_L + \rho_g (1 - H_L)) \quad (3.29)$$

Donde H_L se calcula con:

$$H_L = 1 - \frac{C_1 - C_2}{2} \quad (3.30)$$

$$C_1 = 1 + \frac{v_m}{0.8} \quad (3.31)$$

$$C_2 = \left(C_1^2 - \frac{4}{0.8} v_{sg} \right)^{0.5} \quad (3.32)$$

El gradiente de fricción se calcula con:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta h}\right)_f = \frac{1}{144} \left(\frac{12 \cdot f \cdot \rho_L \cdot v_L^2}{2 \cdot g \cdot d_h} \right) \quad (3.33)$$

El factor de fricción se calcula utilizando la ecuación 2.9 y con:

$$N_{ReL} = \frac{124 \cdot d_h \cdot v_L \cdot \rho_L}{\mu_L} \quad (3.34)$$

b. Tapón

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta h}\right)_e = \frac{1}{144} \left(\frac{C_3}{v_m + v_b} + \rho_L \cdot \delta \right) \quad (3.35)$$

Donde:

$$C_3 = \rho_L (v_{sL} + v_b) + \rho_g \cdot v_{sg} \quad (3.36)$$

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 del líquido se calcula:

Fase Continua	V _m	Ecuación
Agua $f_w > 0.75$	<10	3.37
	>10	3.38
Aceite $f_o < 0.25$	<10	3.39
	>10	3.40

Tabla 10 Relación de la ecuación a aplicar, con la velocidad de la mezcla y la fase continua

Fuente: Autores

$$\delta = -0.681 + 0.013 \left(\frac{d_h}{12} \right)^{-1.38} \cdot \log \mu_L + 0.232 \cdot \log v_m - 0.428 \cdot \log \left(\frac{d_h}{12} \right) \quad (3.37)$$

$$\delta = -0.709 + 0.0451 \left(\frac{d_h}{12} \right)^{-0.799} \cdot \log \mu_L - 0.162 \cdot \log v_m - 0.888 \cdot \log \left(\frac{d_h}{12} \right) \quad (3.38)$$

$$\delta = -0.284 + 0.0127 \left(\frac{d_h}{12} \right)^{-1.415} \cdot \log(\mu_L + 1) + 0.167 \cdot \log v_m + 0.113 \cdot \log \left(\frac{d_h}{12} \right) \quad (3.39)$$

$$\delta = -0.161 + 0.0274 \left(\frac{d_h}{12} \right)^{-1.371} \cdot \log(\mu_L + 1) + 0.569 \cdot \log \left(\frac{d_h}{12} \right) - \left[0.397 + 0.01 \left(\frac{d_h}{12} \right)^{-1.571} \cdot \log(\mu_L + 1) + 0.63 \cdot \log \left(\frac{d_h}{12} \right) \right] \cdot \log v_m \quad (3.40)$$

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

Para $v_m < 10$

$$\delta \geq -0.065 \cdot v_m \quad (3.41)$$

Para $v_m > 10$

$$\delta \geq -\frac{v_b}{v_m + v_b} \left(1 + \frac{\rho_m}{\rho_L} \right) \quad (3.42)$$

El Valor de v_b se determina por ensayo y error con las siguientes ecuaciones:

$$N_{Re_L} = \frac{124 \cdot d_h \cdot v_m \cdot \rho_L}{\mu_L} \quad (3.43)$$

$$N_{Re_b} = \frac{124 \cdot d_h \cdot v_b \cdot \rho_L}{\mu_L} \quad (3.44)$$

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 3.45, 3.46, 3.48 ó 3.49 (según sea el caso) hasta que el supuesto sea igual al calculado.

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

1. si $N_{Reb} \leq 3000$

$$v_b = \left(0.546 + 8.74 \times 10^{-6} \cdot N_{ReL}\right) \left(\frac{g \cdot d_h}{12}\right)^{0.5} \quad (3.45)$$

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

$$v_b = 0.5 \cdot \alpha + \left(\alpha^2 + \frac{13.59 \cdot \mu_L}{\rho_L \left(\frac{d_h}{12}\right)^{0.5}} \right)^{0.5} \quad (3.46)$$

Donde:

$$\alpha = \left(0.251 + 8.74 \times 10^{-6} \cdot N_{ReL}\right) \left(\frac{g \cdot d_h}{12}\right)^{0.5} \quad (3.47)$$

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

$$v_b = \left(0.350 + 8.74 \times 10^{-6} \cdot N_{ReL}\right) \left(\frac{g \cdot d_h}{12}\right)^{0.5} \quad (3.48)$$

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

$$v_b = C_1 \cdot C_2 \left(\frac{g \cdot d_h}{12}\right)^{0.5} \quad (3.49)$$

Donde:

$$C_2 = 1.36 + C_5 + C_6 \cdot C_3 + C_7 \cdot C_3^2 \quad (3.50)$$

$$C_7 = -1.61 \times 10^{-3} + 4.6 \times 10^{-5} \cdot C_4 + 2.954 \times 10^{-3} \cdot C_4^2 + 5.5 \times 10^{-4} \cdot C_4^3 - 6.67 \times 10^{-4} \cdot C_4^4 \quad (3.51)$$

$$C_6 = 0.0414 - 0.01122 \cdot C_4 + 0.012 \cdot C_4^2 - 1.1 \times 10^{-3} \cdot C_4^3 - 1.118 \times 10^{-3} \cdot C_4^4 \quad (3.52)$$

$$C_5 = -0.220623 - 0.03408 \cdot C_4 + 9.549999 \times 10^{-3} \cdot C_4^2 - 8.283001 \times 10^{-3} \cdot C_4^3 + 2.645 \times 10^{-3} \cdot C_4^4 \quad (3.53)$$

$$C_4 = \frac{N_{Reb} - 5500}{1000} \quad (3.54)$$

$$C_3 = \frac{N_{Re_L} - 3000}{1000} \quad (3.55)$$

$$C_1 = 0.013805 + 0.4246.C_8 - 0.1753.C_8^2 + 0.02363.C_8^3 \quad (3.56)$$

$$C_8 = \frac{N_{Re_b}}{10} \quad (3.57)$$

Y si $N_{Re_L} \leq 6000$ y $N_{Re_b} > 32.5$; $C_1 = 0.351$ y calculamos C_2 con las ecuaciones 3.50, 3.55 y 3.49.

El gradiente de presión por fricción se obtiene con la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta h} \right)_f = \frac{f \cdot v_m^2 \cdot \rho_L}{24 \cdot g \cdot d_h} \left(\frac{v_{sL} + v_b}{v_m + v_b} + \delta \right) \quad (3.58)$$

El factor de fricción puede ser calculado con la ecuación 2.9

C. Espuma

Para este caso Orkiszewski ha adoptado el método de interpolación propuesto por Duns y Ros¹² que consiste en calcular $(\Delta P / \Delta L)_e$ y $(\Delta P / \Delta L)_f$ en las fronteras para el flujo tapón y flujo anular, para luego ponderar linealmente cada término respecto al valor de N_{gv} .

La zona de transición está definida por:

$$L_m > N_{gv} > L_s$$

Donde:

$$L_m = 84 \cdot N_{Lv}^{0.75} + 75 \quad (3.59)$$

El valor del término por elevación, está dado por:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta h} \right)_e = \frac{L_m - N_{gv}}{L_m - L_s} \left(\frac{\Delta P}{\Delta h} \right)_{e \text{ Tapón}} + \frac{N_{gv} - L_s}{L_m - L_s} \left(\frac{\Delta P}{\Delta h} \right)_{e \text{ Anular}} \quad (3.60)$$

Y el término de fricción por:

¹² Duns, H. and Ros, N.CJ: "Vertical Flow of gas and Liquid Mixtures in Wells," (1963), Pag 456.

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta h}\right)_f = \frac{L_m - N_{gv}}{L_m - L_s} \left(\frac{\Delta P}{\Delta h}\right)_{f \text{ Tapón}} + \frac{N_{gv} - L_s}{L_m - L_s} \left(\frac{\Delta P}{\Delta h}\right)_{f \text{ Anular}} \quad (3.61)$$

Para obtener un valor más preciso del factor de fricción en la región anular, se debe usar la ecuación 3.62 para calcular el flujo de gas.

$$q_g = A_p \cdot L_m \left(\frac{\rho_L}{g \cdot \sigma_L}\right)^{-0.25} \quad (3.62)$$

d. Anular

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:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta h}\right)_e = \frac{1}{144} \left(\frac{\rho_L \cdot v_{sL} + \rho_g \cdot v_{sg}}{v_m}\right) \quad (3.63)$$

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.

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta h}\right)_f = \frac{12 \cdot f \cdot v_{sg}^2 \cdot \rho_g}{2 \cdot g \cdot d_h} \quad (3.64)$$

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

$$N_{ReL} = \frac{124 \cdot d_h \cdot v_{sg} \cdot \rho_g}{\mu_g} \quad (3.65)$$

En este caso la rugosidad relativa ε / d se determina a través de la función del número de Weber¹³ según los lineamientos establecidos por Duns y Ros, quienes señalan que solo será significativo cuando su valor este comprendido entre 1×10^{-3} y 0.5.

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

$$N_w < 0.005$$

¹³ Duns, H. and Ros, N.CJ: "Vertical Flow of gas and Liquid Mixtures in Wells," (1963), Pag 320.

$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{0.8994 \cdot \sigma_L}{\rho_g \cdot v_{sg}^2 \cdot d_h} \quad (3.66)$$

$$N_w \geq 0.005$$

$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{4.6242 \cdot \sigma_L \cdot N_w^{0.302}}{\rho_g \cdot v_{sg}^2 \cdot d_h} \quad (3.66)$$

Donde:

$$N_w = 0.093 \frac{\rho_g}{\rho_L} \left(\frac{v_{sg} \cdot \mu_L}{\sigma_L} \right)^2 \quad (3.67)$$

9. Calcular Δh de la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta h} \right)_T = \frac{\left(\frac{\Delta P}{\Delta h} \right)_e + \left(\frac{\Delta P}{\Delta h} \right)_f}{1 - E_K} \quad (3.68)$$

Donde:

$$E_K = \frac{w_m \cdot v_{sg}}{4637 \cdot P \cdot A_p} \quad (3.69)$$

E_K = Termino que incluye las caídas d presión por aceleración.

10. Si la Δh calculada en paso 9 no es igual a la supuesta en el paso 4, entonces repetir 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 calculada.

3.2.3 Hasan & Kabir

Hasan & Kabir¹⁴ desarrollaron un modelo mecanísticos integral para la determinación de patrones de flujo, caída de presión y hold de líquido en tubería vertical de flujo multifásico ascendente; el modelo identifica cuatro patrones de flujo: burbuja, tapón, espuma, y anular.

¹⁴ Hasan A. R. and Kabir C.S.: "Fluid Flow and Heat Transfer in Wellbores," (2002), Pág. 24-28.

3.2.3.1 Procedimiento de Cálculo

1. Seleccionamos el punto donde se va a comenzar, ya sea en la cabeza del pozo o en el fondo del pozo.
2. Determinar el gradiente de temperatura del pozo
3. Fijar un Δh
4. Suponer una p_2 , y determinar la \bar{P} .
5. Determinar la \bar{T}
6. Determinar las propiedades de los fluidos a \bar{P} y \bar{T} , así como v_{sL} , v_{sg} y v_m
7. Tenemos que definir en qué patrón de flujo estamos:
Determinamos La fracción volumétrica del gas in-situ también conocida como fracción de vacío:

Limites	Patrón de flujo.
$f_g \leq 0.25$	Burbuja
$0.25 < f_g \leq 0.52$ y LHS \ll RHS	Tapón
$f_g < 0.52$ y $v_{sg} \geq v_{sgA}$	Espuma o Transición
$v_{sg} < v_{sgA}$	Anular

Tabla 11 Limite de los patrones de flujo Hasan & Kabir

Fuente: Autores

Donde:

$$f_g = 1 - f_L = \frac{v_{sg}}{C.v_m + v_\infty} \quad (3.70)$$

$$LHS = 2.v_m^{1.2} \left(\frac{f}{2d} \right)^{0.4} \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.6} \sqrt{\frac{0.4\sigma}{g(\rho_L - \rho_g)}} \quad (3.71)$$

$$RHS = 0.725 + 4.15 \sqrt{\frac{v_{sg}}{v_m}} \quad (3.72)$$

$$V_{sgA} = 3.1 \left[\frac{g \cdot \sigma \cdot (\rho_L - \rho_g)}{\rho_g^2} \right]^{0.25} \quad (3.73)$$

Nota: f_L es la nomenclatura que adoptaron Hasan y Kabir para el hold up

a. Burbuja

Determinamos la velocidad de una burbuja v_∞

$$v_\infty = 1.53 \left[g (\rho_L - \rho_g) \frac{\sigma}{\rho_L^2} \right]^{0.25} \quad (3.74)$$

Determinamos $\rho_m, f_m, \text{ y } \mu_m$

$$\rho_m = \rho_L \cdot f_L + \rho_g (1 - f_L) = \frac{lbm}{ft^3} \quad (3.75)$$

$$v_m = v_{sL} + v_{sg} \quad (3.76)$$

$$f_m = 0.32 \text{Re}_m^{-0.25} \quad (3.77)$$

Donde:

$$\text{Re}_m = \left(\frac{d \cdot v_m^2 \cdot \rho_m}{0.000672 \mu_m} \right) \quad (3.78)$$

Nota: En el flujo burbuja la densidad y viscosidad del gas son despreciables por lo tanto $\rho_m = \rho_L$ y $\mu_m = \mu_L$.

Determinamos $\left(\frac{\Delta P}{\Delta h} \right)_T$

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta h} \right)_T = \left(\frac{\Delta P}{\Delta h} \right)_e + \left(\frac{\Delta P}{\Delta h} \right)_f + \left(\frac{\Delta P}{\Delta h} \right)_a \quad (3.79)$$

Él $\left(\frac{\Delta P}{\Delta h} \right)_a$ es despreciable por lo tanto la ecuación final es:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta h} \right)_T = \left[\frac{g \cdot \rho_m}{gc} + \frac{f_m \cdot v_m^2 \cdot \rho_m}{2 \cdot g_c \cdot d} \right] \cdot 0.006944 = \frac{psi}{ft}$$

(3.80)

b. Tapón

El flujo tapón es muy diferente al burbuja, existen dos distintas zonas una es dominada por burbujas de gas más grandes llamadas Taylor y la otra de pequeñas burbujas dispersan en el líquido.

Determinamos la velocidad de una burbuja v_{∞} con la ecuación 3.74 y de una Taylor $v_{\infty T}$ con la ecuación 3.81.

$$v_{\infty T} = 0.345 \left[\frac{g \cdot d (\rho_L - \rho_g)}{\rho_L} \right]^{0.5} \quad (3.81)$$

Determinamos la velocidad promedio de una burbuja:

$$\bar{v}_{\infty} = v_{\infty} \left(1 - e^{-v_t/v_{sg}} \right) + v_{\infty T} \cdot e^{-v_t/v_{sg}} \quad (3.82)$$

Donde:

$$v_t = 0.429 \cdot v_{sl} + 0.357 \cdot v_{\infty} \quad (3.83)$$

Determinamos la viscosidad de la mezcla

$$\mu_m = (1 - x) \mu_L + x (\mu_g) \quad (3.84)$$

Donde la fracción másica del gas es:

$$x = \frac{v_{sg} \cdot \rho_g}{v_{sg} \cdot \rho_g + v_{sL} \cdot \rho_L} \quad (3.85)$$

Determinamos el nuevo valor del Hold up, f_L .

$$f_L = 1 - \frac{v_{sg}}{1.2 v_m + \bar{v}_{\infty}} \quad (3.86)$$

Con el nuevo Hold up determinamos la densidad de la mezcla con la ecuación 3.75 y la fracción de la mezcla con la ecuación 3.77

Determinamos $\left(\frac{\Delta P}{\Delta h}\right)_T$

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta h}\right)_T = \left[\frac{\rho_m \cdot g}{g_c} + \frac{f_m \cdot v_m^2 \cdot \rho_m}{2 \cdot g_c \cdot d} \right] 0.006944 = \frac{psi}{ft} \quad (3.87)$$

c. Espuma

La naturaleza caótica del flujo espuma ocasiona dificultad en su modelamiento, por consecuencia este patrón de flujo no ha sido investigado extensivamente, sin embargo un gran número de investigadores han sugerido que las ecuaciones usadas en el flujo tapón puede ser aplicadas en el flujo espuma.

d. Anular

En flujo anular el gas fluye a través del centro de la tubería mientras que el líquido fluye a lo largo de las paredes como una película.

Determinamos el arrastre con la ecuación de Steen and Wallis¹⁵

$$E = 1 - e^{-0.125(v_{sgc} - 15)} \quad (3.88)$$

Donde v_{sgc} es la velocidad superficial del gas que fluye en el centro de la tubería.

$$v_{sgc} = \frac{10^4 \cdot v_{sg} \cdot \mu_g}{\sigma} \cdot \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_L}} \quad (3.89)$$

Determinamos la velocidad superficial de gas in-situ

$$v_c = \frac{v_{sc}}{(1 - 2\delta)^2} \quad (3.90)$$

Donde

$$v_{sc} = v_{sg} + E v_{sL} \quad (3.91)$$

¹⁵ Steen, D.A and Wallis, G.B: "Pressure Drop and Liquid Entrainment in Anular two phase Flow," AEC Report No. NYO 3114-2.

$$Y \ E v_{sL} = v_{sL}$$

Determinamos el factor de fricción generado por la película de líquido f_c . Hasan y Kabir tomaron la decisión de que la mejor ecuación para calcular él f_c es la propuesta por Wallis, la cual relaciono el factor de fricción generada por la pared de la tubería f y el espesor de l película de líquido δ .

$$f_c = f(1 + 300\delta) \quad (3.92)$$

Por consideraciones geométricas $4\delta = f_L$, por lo tanto la ecuación 3.91 es rescrita como:

$$f_c = f(1 + 75f_L) \quad (3.93)$$

Donde f_L es determinado con el modelo de flujo separado propuesto por Lockhart y Martinelli¹⁶

$$f_L = 1 - f_g = 1 - (1 + X^{0.8})^2 \quad (3.94)$$

$$X = \left(\frac{1-x}{x} \right)^{1.8} \frac{\rho_g}{\rho_L} \left(\frac{\mu_L}{\mu_g} \right)^{0.2} \quad (3.95)$$

La fracción másica del gas x se determina con la ecuación 3.85 y el factor de fricción generado por la pared con la ecuación 3.96.

$$f = 0.32 \text{Re}_c^{-0.25} \quad (3.96)$$

$$\text{Re}_c = \frac{d \cdot v_c^2 \cdot \rho_c}{0.000672 \mu_c} \quad (3.97)$$

Determinamos el $\left(\frac{\Delta P}{\Delta h} \right)_T$:

¹⁶ Lockhart, R.W. and Martinelli, R.C: "Proposed Correlation of Data For Isothermal Two-Phase Two Component Flow in Pipes," Chem Eng. (1949) pag 39

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta h}\right)_T = \left[\frac{1}{g_c} \frac{g \cdot \rho_c (f_c v_c^2 \rho_c / [2(1-\delta)d])}{1 - (\rho_c v_c^2) / (p \cdot g_c)} \right] \cdot 0.006944 = \frac{psi}{ft} \quad (3.98)$$

8. Una vez determinado el $(\Delta P / \Delta h)_T$, calculamos el Δh comenzando con la P_2 y la profundidad conocida a P_2 , asumir otro punto de la presión y repetir el procedimiento hasta alcanzar la profundidad total o la fijada.

3.2.4 Ansari

Ansari¹⁷ presentó un modelo mecánicos integral para predecir el comportamiento, características, patrones del flujo, caída de presión y hold up del líquido en tubería de flujo multifásico. El modelo identifica cuatro patrones de flujo, Burbuja, Tapón, Espuma y anular. El modelo ha sido evaluado usando una base de 1775 pozos que cubren una gran variedad de datos de campo. El Modelo ha sido comparado con seis correlaciones empíricas comunes y el modelo mecánicos de Hasan & Kabir.

3.2.4.1 Procedimiento de cálculo

1. Seleccionamos el punto donde se va a comenzar, ya sea en la cabeza del pozo o en el fondo del pozo.
2. Determinar el gradiente de temperatura del pozo
3. Fijar un Δh
4. Suponer una p_2 , y determinar la \bar{P} .
5. Determinar la \bar{T}
6. Determinar las propiedades de los fluidos a \bar{P} y \bar{T} , así como v_{sL} , v_{sg} y v_m
7. Tenemos que definir en qué patrón de flujo estamos:
Determinamos La fracción volumétrica del gas in-situ también conocida como fracción de vacío:

Limites	Patrón de flujo.
$f_g \leq 0.25$	Burbuja
$0.25 < f_g \leq 0.52$ y LHS \ll RHS	Tapón
$f_g < 0.52$ y $v_{sg} \geq v_{sgA}$	Espuma o Transición
$v_{sg} < v_{sgA}$	Anular

Tabla 12 Limite de los patrones de Flujo Ansari

¹⁷ Ansari, A.M.: "A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two-Phase Flow in Wellbores," SPE, (1994)

Fuente: Autores

Donde

$$f_g = 1 - f_L = \frac{v_{sg}}{C.v_m + v_\infty} \quad (3.99)$$

$$LHS = 2.v_m^{1.2} \left(\frac{f}{2d} \right)^{0.4} \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.6} \sqrt{\frac{0.4\sigma}{g(\rho_L - \rho_g)}} \quad (3.100)$$

$$RHS = 0.725 + 4.15 \sqrt{\frac{v_{sg}}{v_m}} \quad (3.101)$$

$$V_{sgA} = 3.1 \left[\frac{g \cdot \sigma \cdot (\rho_L - \rho_g)}{\rho_g^2} \right]^{0.25} \quad (3.102)$$

a. Burbuja

Determinamos v_∞ mediante la ecuación de Zuber and Hench¹⁸

$$v_\infty = 1.53 \left[g(\rho_L - \rho_g) \frac{\sigma}{\rho_L^2} \right] \cdot f_L^{0.5} \quad (3.103)$$

Sabemos que la velocidad in situ de gas puede ser expresada de las siguientes formas:

$$v_g = 1.2v_m + v_\infty \quad (3.104)$$

$$v_g = \frac{v_{sg}}{1 - f_L} \quad (3.105)$$

Por los tanto

$$v_\infty = \frac{v_{sg}}{1 - f_L} - 1.2v_m \quad (3.106)$$

Igualando la ecuación 3.105 con la ecuación 3.102 podremos despejar el Hold up f_L

$$1.53 \left[g(\rho_L - \rho_g) \frac{\sigma}{\rho_L^2} \right] \cdot f_L^{0.5} = \frac{v_{sg}}{1 - f_L} - 1.2v_m \quad (3.107)$$

¹⁸ Zuber, N. and Hench, J.: "Steady State and Transient Void Fraction of Bubbling Systems and Their Operating limits. Part 1: Steady State Operation" PhD dissertation, Tulsa, (1985)

Determinamos la densidad de la mezcla ρ_m y la viscosidad de la mezcla μ_m .

$$\rho_m = \rho_L f_L + \rho_g (1 - f_L) \quad (3.108)$$

$$\mu_m = \mu_L f_L + \mu_g (1 - f_L) \quad (3.109)$$

Determinamos el factor de fricción, f .

$$f_m = 0.32 \left(\frac{d \cdot v_m \cdot \rho_m}{0.000672 \mu_m} \right) \quad (3.110)$$

Determinamos la caída de presión total, $(\Delta P / \Delta h)_T$

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta h} \right)_T = \left[\frac{g \cdot \rho_m}{g_c} + \frac{f_m \cdot v_m^2 \cdot \rho_m}{2 \cdot g_c \cdot d} \right] 0.006944 = \frac{psi}{ft} \quad (3.111)$$

b. Tapón

El modelo de Ansari es basado en un balance de materia para el líquido y el gas en la zona de la burbuja Taylor denominada "TB" y la zona líquida con pequeñas burbujas denominada "LS".

Determinamos f_{gLS} y f_{LLS}

$$f_{gLS} = \frac{v_{sg}}{2.65 v_m + 0.425} \quad (3.112)$$

$$f_{LLS} = (1 - f_{gLS}) \quad (3.113)$$

Determinamos la velocidad del gas en la zona tapón, v_{gLS} .

$$v_{gLS} = 1.2 v_m + 1.53 \left[\frac{g \cdot \sigma (\rho_L - \rho_g)}{\rho_L^2} \right]^{-0.25} \cdot f_{LLS}^{0.5} \quad (3.113)$$

Determinamos la velocidad de la burbuja Taylor, v_{TB} :

$$v_{TB} = 1.2v_m + 0.345 \left[\frac{g \cdot d (\rho_L - \rho_g)}{\rho_L} \right]^{0.5} \quad (3.114)$$

Determinamos \bar{A}

$$\bar{A} = v_{TB} \cdot f_{gLS} + f_{LLS} \left\{ v_m - 1.53 f_{gLS} \left[\frac{g \cdot \sigma (\rho_L - \rho_g)}{\rho_L^2} \right]^{0.25} \cdot f_{LLS}^{0.5} \right\} \quad (3.115)$$

Determinamos la velocidad del líquido en la zona Taylor, v_{LTB}

$$v_{LTB} = 9.916 \left[g \cdot d \left(1 - \sqrt{f_{gTB}} \right) \right]^{0.5} \quad (3.116)$$

Brill y Mukherjee¹⁹ desarrollaron una ecuación para calcular el Hold up en la zona Taylor, f_{LTB}

$$f_{LTB} = \frac{v_{TB} - \bar{A}}{v_{LTB} + v_{TB}} \quad (3.117)$$

Sabemos que $f_{gTB} = 1 - f_{LTB}$, por lo tanto:

$$f_{gTB} = 1 - \frac{v_{TB} - \bar{A}}{v_{LTB} + v_{TB}} \quad (3.118)$$

Con las ecuaciones 3.118 y 3.116 determinamos f_{gTB} y v_{LTB} por el método de sustitución o el que se desee ya que tenemos dos ecuaciones y dos incógnitas.

Haciendo un balance en el flujo Ansari propone que la velocidad superficial del gas en la tubería v_{sg} podría ser determinada:

$$v_{sg} = \beta v_{gTB} (1 - f_{LTB}) + (1 - \beta) v_{gLS} (1 - f_{LLS}) \quad (3.119)$$

¹⁹ Brill, J. P. and Mukherjee, H.: "Multiphase Flow in Wells," Society of Petroleum Engineers, Monograph Vo 7, Richardson (1999) pag 67

Donde β es la relación de longitud de la burbuja Taylor.

Determinamos β a partir de la ecuación 3.119

Determinamos la densidad y viscosidad total en la zona tapón, ρ_{LS} y μ_{LS}

$$\rho_{LS} = \rho_L \cdot f_{LLS} + \rho_g (1 - f_{LLS}) \quad (3.120)$$

$$\mu_{LS} = \mu_g \cdot f_{gLS} + \mu_L (1 - f_{gLS}) \quad (3.121)$$

Determinamos el factor de fricción en la zona tapón, f_{LS}

$$f_{LS} = 0.32 \left(\frac{d \cdot (v_{gLS} + v_{LLS}) \cdot \rho_{LS}}{0.000672 \mu_{LS}} \right)^{-0.25} \quad (3.122)$$

Procedemos a determinar el gradiente de presión total, $(\Delta P / \Delta h)_T$

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta h} \right)_T = 0.006944 \left[\left[\rho_{LS} (1 - \beta) + \beta \rho_g \right] + \left[\frac{f_{LS} \cdot \rho_{LS} (1 - \beta) v_m^2}{2 \cdot d \cdot g} \right] \right] = \frac{psi}{ft} \quad (3.123)$$

c. Espuma

La naturaleza caótica del flujo espuma ocasiona dificultad en su modelamiento, por consecuencia este patrón de flujo no ha sido investigado extensivamente, sin embargo un gran número de investigadores han sugerido que las ecuaciones usadas en el flujo tapón puede ser aplicadas en el flujo espuma.

d. Anular

Determinamos el arrastre.

$$E = 1 - e^{-0.125(v_{sgc} - 15)} \quad (3.124)$$

Donde v_{sgc} es la velocidad superficial del gas que fluye en el centro de la tubería.

$$v_{sgc} = \frac{10^4 \cdot v_{sg} \cdot \mu_g}{\sigma} \cdot \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_L}} \quad (3.125)$$

Determinamos la velocidad superficial de gas in-situ

$$v_c = \frac{v_{sc}}{(1-2\delta)^2} \quad (3.126)$$

Donde:

$$v_{sc} = v_{sg} + E v_{sL} \quad (3.127)$$

$$Y \quad E v_{sL} = v_{sL}$$

Determinamos el factor de fricción generado por la película de líquido f_c .

Ansari estimo dos ecuaciones dependiendo el arrastre E para calcular el f_c

1. Para $E > 0.9$ es la propuesta por Wallis.

$$f_c = f(1+300\delta) \quad (3.128)$$

Por consideraciones geométricas $4\delta = f_L$, por lo tanto la ecuación 3.91 es rescrita como:

$$f_c = f(1+75f_L) \quad (3.129)$$

Donde f_L es determinado con el modelo de flujo separado propuesto por Lockhart y Martinelli

$$f_L = 1 - f_g = 1 - (1 + X^{0.8})^2 \quad (3.130)$$

$$X = \left(\frac{1-x}{x} \right)^{1.8} \frac{\rho_g}{\rho_L} \left(\frac{\mu_L}{\mu_g} \right)^{0.2} \quad (3.131)$$

La fracción másica del gas x se determina con la ecuación 3.85 y el factor de fricción generado por la pared con la ecuación 3.132.

$$f = 0.32 \left(\frac{d \cdot v_c^2 \cdot \rho_c}{0.000672 \mu_c} \right)^{-0.25} \quad (3.132)$$

2. Para $E \leq 0.9$ es la propuesta por Whalley y Hewitt²⁰

$$f_c = f \left[1 + 24\delta (\rho_L - \rho_g)^{1/3} \right] \quad (3.133)$$

El método para determinar el gradiente de presión es similar al usado por Hasan y Kabir (Ec. 3.123), Ansari asume que el gradiente de presión total es igual al gradiente de presión del gas que fluye en el centro de la tubería que a su vez es igual al gradiente de presión de la película de líquido.

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta h} \right)_c = 0.006944 \left[\frac{g \rho_c}{g_c} + \frac{f_c v_c^2 \rho_c}{2dg(1-2\delta)} \right] = \frac{psi}{ft} \quad (3.134)$$

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta h} \right)_L = 0.006944 \left[\frac{g \rho_L}{g_c} + \frac{2f_{LF} v_{sL}^2 (1-E)^2 \rho_L}{64gd\delta^3 (1-2\delta)^3} - \frac{f_c v_c^2 (1-2\delta) \rho_c}{2g_c d \delta (1-\delta)} \right] = \frac{psi}{ft} \quad (3.135)$$

8. Una vez determinado el $(\Delta P / \Delta h)_T$, calculamos el Δh comenzando con la P_2 y la profundidad conocida a P_2 , asumir otro punto de la presión y repetir el procedimiento hasta alcanzar la profundidad total o fijada.

²⁰ Whalley, P. Hewitt, GF.: "The Correlation of Liquid Entrainment Fraction and Entrainment Rate in Annular Two-Phase Flow," UKAEA Report, Oxfordshire (1978)

4. DESARROLLO DE LA HERRAMIENTA COMPUTACIONAL SFMU

4.1 LENGUAJE DE PROGRAMACIÓN

Luego de conocer todos los parámetros y condiciones necesarias de cada modelo, se procede con el desarrollo de un simulador que, tomando estos requerimientos propios de cada método, calcule los gradientes de presión en la tubería para poder evaluar su comportamiento. La Herramienta computacional SFMU fue implementada con el lenguaje de programación Python.

4.1.1 Python

Python²¹ es un lenguaje de programación multiparadigma. Esto significa que más que forzar a los programadores a adoptar un estilo particular de programación, permite varios estilos: programación orientada a objetos, programación imperativa y programación funcional.

Su principal ventaja es que es un lenguaje de programación libre que posee importantes beneficios, entre los cuales está la libertad de ejecutar el programa con cualquier propósito, estudiar cómo funciona y adaptarlo a las necesidades propias, redistribuir copias del mismo, mejorarlo y liberar esas optimizaciones al público.

4.1.2 Entorno de desarrollo Integrado (IDE)

Un entorno de desarrollo integrado IDE (Integrated Development Environment) es una aplicación informática que proporciona servicios integrales para facilitarle al desarrollador o programador el desarrollo de software.

Normalmente, un IDE consiste de un editor de código fuente, herramientas de construcción automáticas y un depurador. Para la herramienta computacional SFMU fue usado PyCharm²² como entorno de desarrollo debido a que ofrece extraordinarios mejoradores de productividad: formateo automático de código, finalización de código, refactorizaciones, importación automática, navegación de código con un solo clic, y mucho más.

²¹ Python Disponible en: <https://www.python.org/doc/>

²² PyCharm Disponible en: <https://www.jetbrains.com/pycharm/>

4.1.3 Interfaz gráfica (GUI)

Es llamado interfaz gráfico GUI (Graphical User Interface) al conjunto de componentes gráficos que posibilitan la interacción entre el usuario y la aplicación. Es decir ventanas, botones, combos, listas, cajas de dialogo, campos de texto etc. Para la herramienta computacional SFMU fue usado Qt Designer²³ como interfaz gráfico debido a que permite compartir el proyecto o software a través de diferentes plataformas de desarrollo (Microsoft Windows, Mac OS X y Linux).

4.2 DESCRIPCIÓN DE LA HERRAMIENTA COMPUTACIONAL SFMU²⁴

El programa tiene como inicio una ventana en la cual se da la bienvenida al programa (Figura 12), y se encuentra un botón de inicio de simulación, el cual nos traslada a una ventana donde en la parte izquierda tendremos los módulos explicados a continuación.



Figura 12 Vista general del inicio de la herramienta computacional SFMU

Fuente: Autores

²³ Qt Designer Disponible en: <https://www.qt.io/>

²⁴ Ver el Código de Programación de la Herramienta Computacional en el Anexo 5

4.2.1 Datos generales del pozo

En este módulo el usuario entra los datos generales del pozo como: compañía, campo, pozo, locación, fecha y notas.

MainWindow
File Help

SIFM.LU.

DATOS GENERALES

DIAGRAMA

DATOS DE LOS FLUIDOS

DATOS DE LA TUBERIA

MODELO

TABLA DE RESULTADOS

GRAFICA

Nombre de usuario

Empresa

Ubicación

Nombre del campo

Nombre del pozo

Fecha

Notas

Figura 13 Vista datos generales del pozo

Fuente: Autores

4.2.2 Datos de los fluidos

MainWindow
File Help

SIFM.LU.

DATOS GENERALES

DIAGRAMA

DATOS DE LOS FLUIDOS

DATOS DE LA TUBERIA

MODELO

TABLA DE RESULTADOS

GRAFICA

DATOS DE LOS FLUIDOS

Gravedad específica del gas	<input type="text" value="0.64"/>
Gravedad API del petróleo	<input type="text" value="31"/>
Gravedad específica del agua	<input type="text" value="1"/>
Caudal de petróleo	<input type="text" value="1190"/> Bbl/d
Caudal de agua	<input type="text" value="0"/> Bbl/d
GOR	<input type="text" value="791"/> pc/Bbl

Figura 14 Vista datos de los fluidos

Fuente: Autores

4.2.3 Datos de la tubería



Figura 15 Vista datos de la tubería

Fuente: Autores

4.2.4 Modelo

En este módulo el usuario elige con qué modelo desea calcular los gradientes de presión para flujo multifásico en tubería vertical.

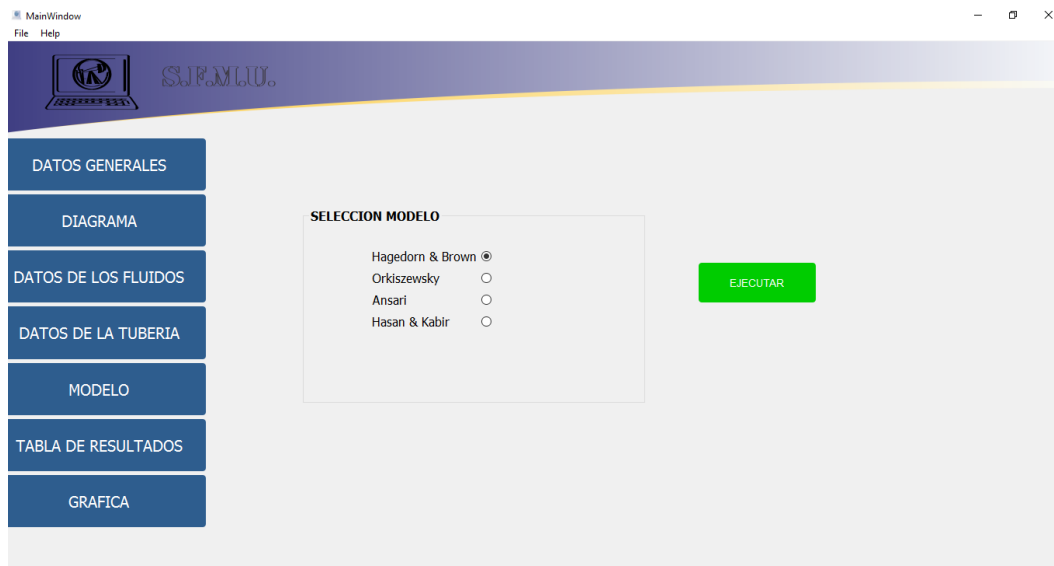


Figura 16 Selección de modelo

Fuente: Autores

4.2.5 Tabla de resultados

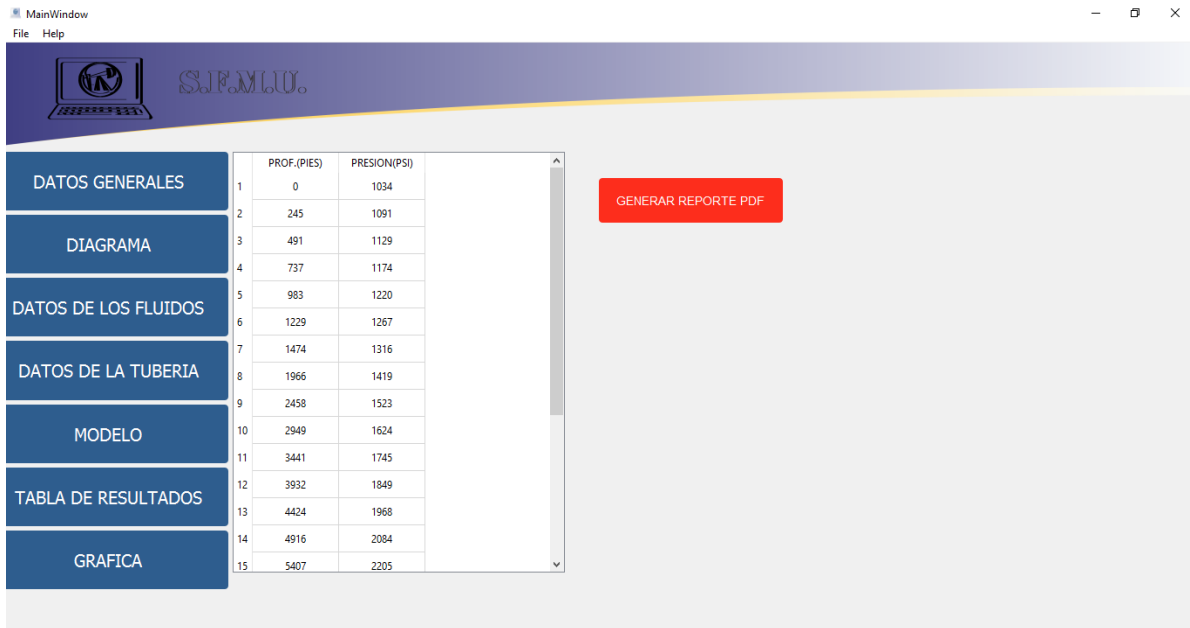


Figura 17 Vista Tabla de resultados

Fuente: Autores

4.2.6 Grafico

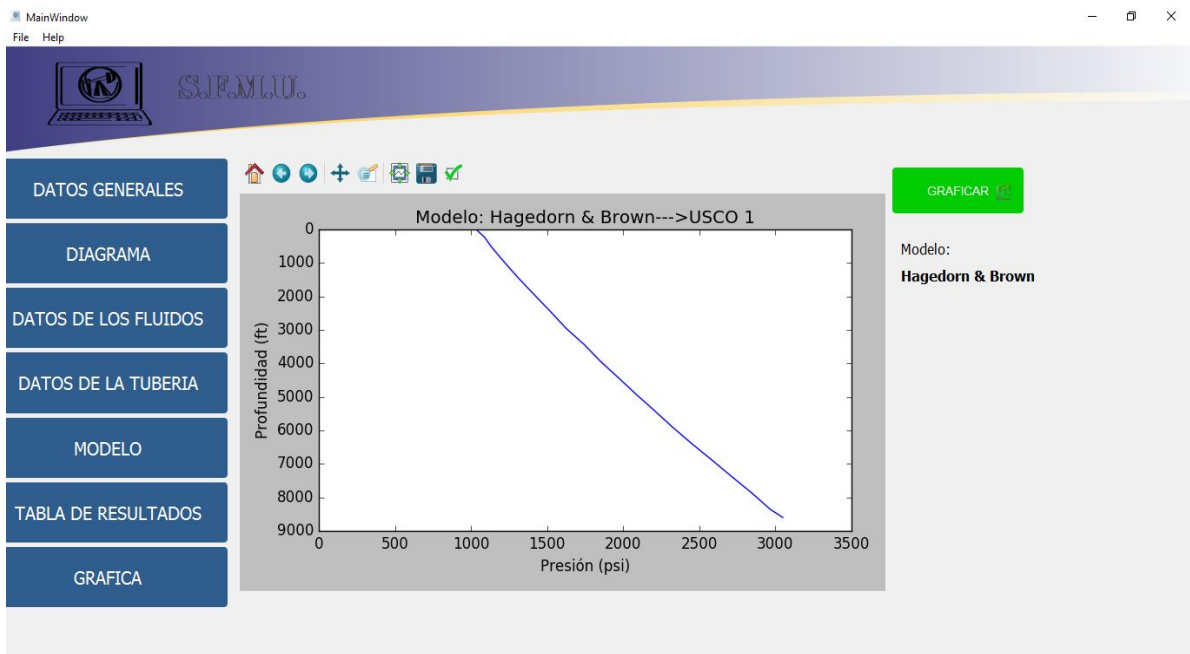


Figura 18 Vista grafica de resultados

Fuente: Autores

5. ANÁLISIS DE RESULTADOS

5.1 ANÁLISIS ESTADÍSTICO

El análisis Estadístico desarrollado en este proyecto se enfoca en evaluar las caídas de presión para el pozo USCO-1 desde tres perspectivas y para su desarrollo se empleó la herramienta computacional SFMU, el simulador WellFlo y el simulador PIPESIM. La sensibilidad se basa en diferentes modelos vistos en los capítulos anteriores y en algunos diferentes de cada software.

Herramienta Computacional SFMU:

Modelos
Hagedorn & Brown
Orkiszewski
Hasan & Kabir
Ansari

Tabla 13 Modelos de SFMU

Fuente: Autores

Simulador WellFlo:

Modelos
Duns & Ros
Hagedorn & Brown
Orkiszewski
Gray
Eps Mechanistic

Tabla 14 Modelos de WellFlo

Fuente: Autores

Simulador PIPESIM:

Modelo
Hagedorn & Brown
Orkiszewski
Duns & Ros
Mukherjee & Brill
Ansari

Tabla 15 Modelos de PIPESIM

Fuente: Autores

5.2 DATOS DEL POZO

La tabla que se muestra a continuación pertenece al pozo Usco-1²⁵ seleccionado para el análisis. Es un pozo vertical, los datos aquí reportados pertenecen a informes del año 2015.

Usco-1	
WHP	818 psia
BHP	3050 psia
WHT	86 °F
BHT	221 °F
Profundidad	8603 ft
GOR	791 SCF/STB
ID tubing	2.992 in
OD tubing	3.5 in
ID casing	4.276 in
API	31
Rugosidad	0.0018
Gravedad específica	0.64
BSW	0.2%
Qt	1190 Bb/D
Gradiente de presión	0.2594 psi/ft

Tabla 16 Datos Usco-1

Fuente: Autores

5.3 PARÁMETROS ESTADÍSTICOS PARA LA EVALUACIÓN

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.

²⁵ Ver la composición de Usco-1 en el anexo 1.

$$E_1 = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \left(\frac{\Delta P_c - \Delta P_m}{\Delta P_m} \times 100 \right) \quad (4.1)$$

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 (E5)

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 (E6)

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: Numero de datos experimentales

ΔP_c : caída de presión calculada

ΔP_m : caída de presión medida

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 los modelos empleados para valorar el gradiente de presión de cada pozo.

5.3.1 Análisis PIPESIM²⁶

PIPESIM		
Modelo	Gradiente de presión	%Error Relativo
Hagedorn & Brown	0,2272	12,41326137
Orkiszewski	0,2275	12,29760987
Duns & Ros	0,2468	4,857363146
Mukherjee & Brill	0,2410	7,093292213
Ansari	0,2475	4,587509638
Gradiente de Presión Real	0,2594	

Tabla 17 Gradiente de Presión Usco-1 PIPESIM

Fuente: Autores

²⁶ Ver la corrida del simulador PIPESIM en el Anexo 2

Modelo	E1	E2	E3	E4	E5	E6
Hagedorn & Brown	-2,0689	2,0689	4,6261	-0,0054	0,0054	0,0120
Orkiszewski	-2,0496	2,0496	4,5830	-0,0053	0,0053	0,0119
Duns & Ros	-0,8096	0,8096	1,8102	-0,0021	0,0021	0,0047
Mukherjee & Brill	-1,1822	1,1822	2,6435	-0,0031	0,0031	0,0069
Ansari	-0,7646	0,7646	1,7097	-0,0020	0,0020	0,0044

Tabla 18 Parámetros estadísticos Usco-1 PIPESIM

Fuente: Autores

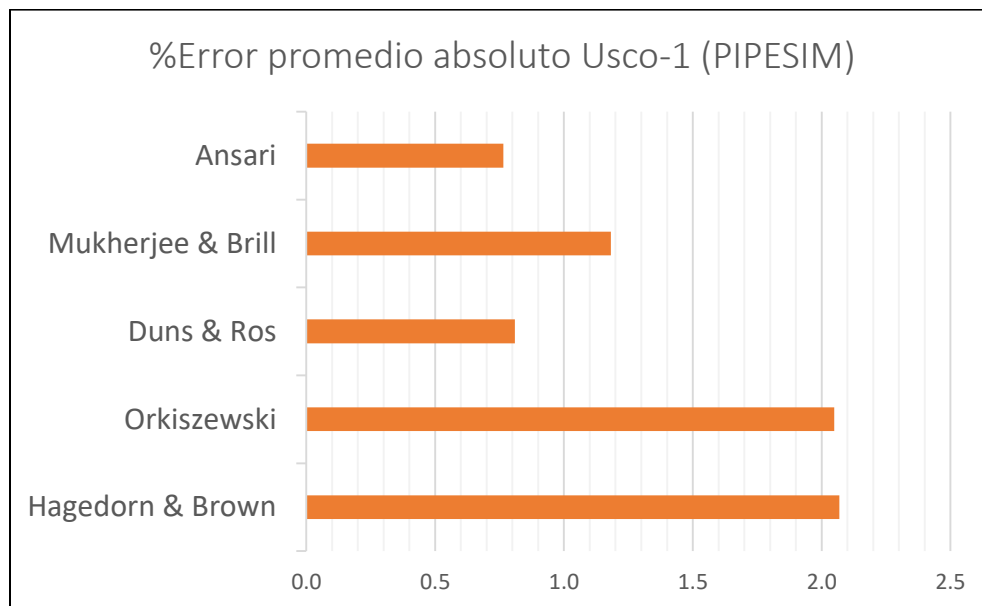


Figura 19 E2 Usco-1 PIPESIM

Fuente: Autores

En la tabla 17 podemos apreciar el gradiente de presión calculado con los diferentes modelos a través del simulador PIPESIM, y en la tabla 18 los porcentajes de error encontrados. En la figura 19 se compran los diferentes errores promedio absolutos hallados, teniendo como resultado el modelo de Duns & Ros como el más acertado y el Hagedorn & Brown como el menos acertado.

5.3.2 Análisis WellFlo²⁷

WellFlo		
Modelo	Gradiente de presión	%Error Relativo
Duns & Ros	0,2553	1,580570547
Hagedorn & Brown	0,2321	10,52428682
Orkiszewski	0,2167	16,46106399
Gray	0,2358	9,097918273
Eps Mechanistic	0,2527	2,582883577
Gradiente de Presión Real	0,2594	

Tabla 19 Gradiente de presión Usco-1 WellFlo

Fuente: Autor

Modelo	E1	E2	E3	E4	E5	E6
Duns & Ros	-0,2634	0,2634	0,5890	-0,0007	0,0007	0,0015
Hagedorn & Brown	-1,7540	1,7540	3,9222	-0,0046	0,0046	0,0102
Orkiszewski	-2,7435	2,7435	6,1347	-0,0071	0,0071	0,0159
Gray	-1,5163	1,5163	3,3906	-0,0039	0,0039	0,0088
Eps Mechanistic	-0,4305	0,4305	0,9626	-0,0011	0,0011	0,0025

Tabla 20 Parámetros estadísticos Usco-1 WellFlo

Fuente: Autor

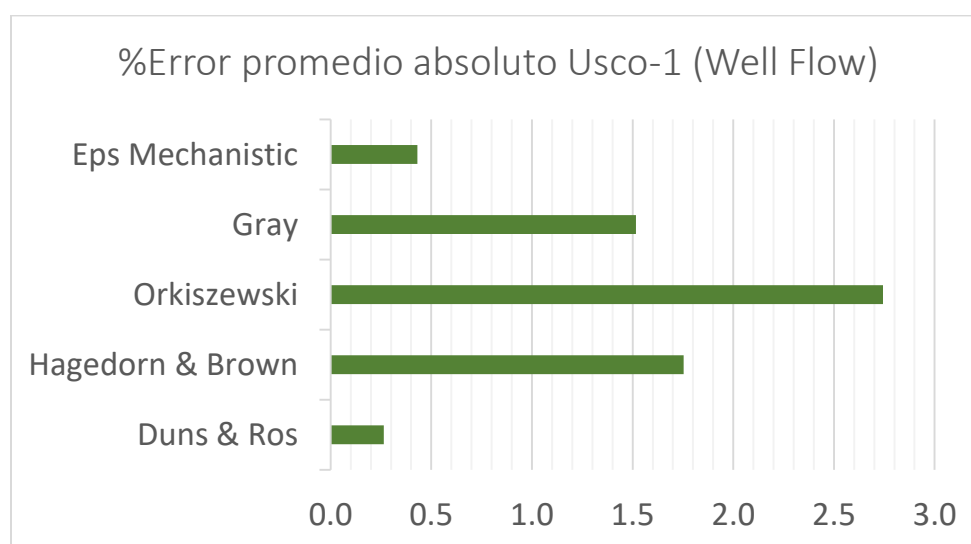


Figura 20 E2 Usco-1 WellFlo

Fuente: Autores

²⁷ Ver la corrida del simulador WellFlo en el anexo 3

En la tabla 19 podemos apreciar el gradiente de presión calculado con los diferentes modelos a través del simulador WellFlo, y en la tabla 20 los porcentajes de error encontrados. En la figura 20 se compran los diferentes errores promedio absolutos hallados, teniendo como resultado el modelo de Duns & Ros como el más acertado y el Orkiszewski como el menos acertado.

5.3.3 Análisis SFMU²⁸

SFMU		
Modelo	Gradiente de presión	%Error Relativo
Hasan & Kabir	0.2496	3.784050179
Hagedorn & Brown	0.2343	9.707437276
Orkiszewski	0.2202	15.12320789
Ansari	0.2543	1.985663082
Gradiente de Presión Real	0,2594	

Tabla 21 Gradiente de presión Usco-1 SFMU

Fuente: Autores

Modelo	E1	E2	E3	E4	E5	E6
Hasan & Kabir	-0,3161	0,3161	0,6322	-0,0008	0,0008	0,0016
Hagedorn & Brown	-2,1049	2,1049	4,2097	-0,0055	0,0055	0,0109
Orkiszewski	-3,1562	3,1562	6,3123	-0,0082	0,0082	0,0164
Ansari	-0,1976	0,1976	0,3952	-0,0005	0,0005	0,0010

Tabla 22 Parámetros estadísticos Usco-1 SFMU

Fuente: Autores

²⁸ Ver corrida de la Herramienta Computacional SFMU en el Anexo 4

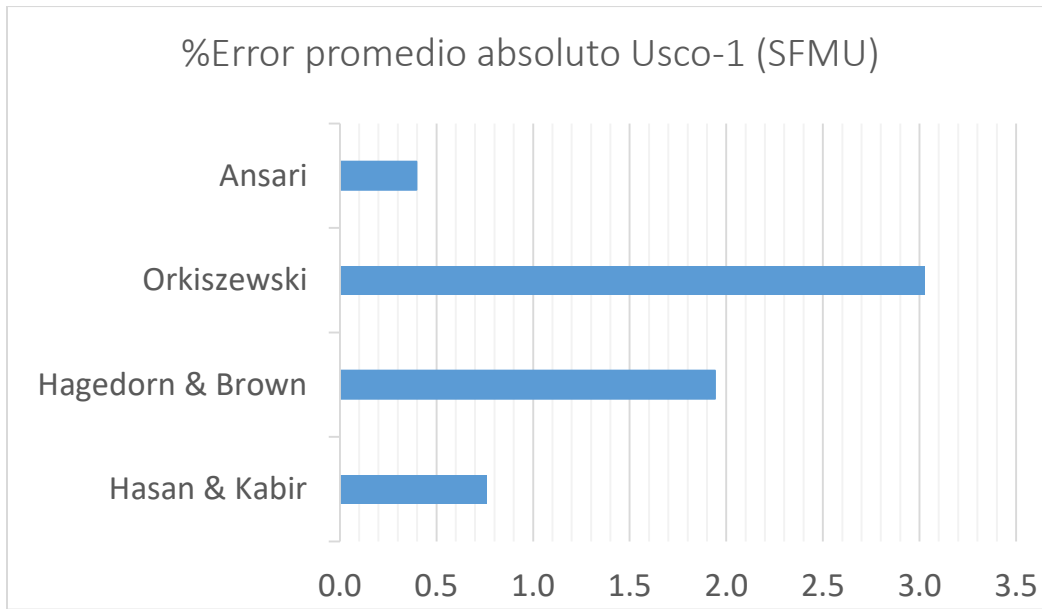


Figura 21 E2 Usco-1 SFMU

Fuente: Autores

En la tabla 21 podemos apreciar el gradiente de presión calculado con los diferentes modelos a través de la herramienta computacional SFMU, y en la tabla 22 los porcentajes de error encontrados. En la figura 21 se compran los diferentes errores promedio absolutos hallados, teniendo como resultado el modelo de Ansari como el más acertado y el Orkiszewski como el menos acertado.

Si analizamos los resultados obtenidos para el pozo Usco-1, podemos decir que los modelos más acertados o que aproximan mejor el gradiente de presión son: Duns & Ros, Ansari, y Eps Mechanistic en los casos en que el modelo de Duns & Ros fue el más acertado se determinaron errores que oscilan entre un 1.58% y 4.8% de acuerdo al gradiente real, en los que el modelo de Ansari fue el más acertado con errores que oscilan entre 4% y, y en el que Eps Mechanistic fue el más acertado un error del 2.58%.

Se Determinó que la mejor aproximación del gradiente de presión es la alcanzada por el modelo de Duns & Ros en el simulador WellFlo con un error promedio absoluto de 0.26% y un error relativo de 1.58%.

Los valores de gradiente de presión obtenidos por los tres simuladores presentan gran dispersión por lo que su desviación estándar es muy pequeña como se puede apreciar observando las tablas 18, 20 y 22, si analizamos las columnas E3 Y E6.

5.4 RESULTADO DEL ANÁLISIS ESTADÍSTICO

La figura 22 muestra el perfil de presión obtenido a través del simulador PIPESIM en el pozo Usco-1 por los diferentes modelos, aquí apreciamos que los modelos de Duns & ros y Ansari superponen sus perfiles muy cercanos al real, y que el perfil del modelo de Orkiszewski no se superpone a al real.

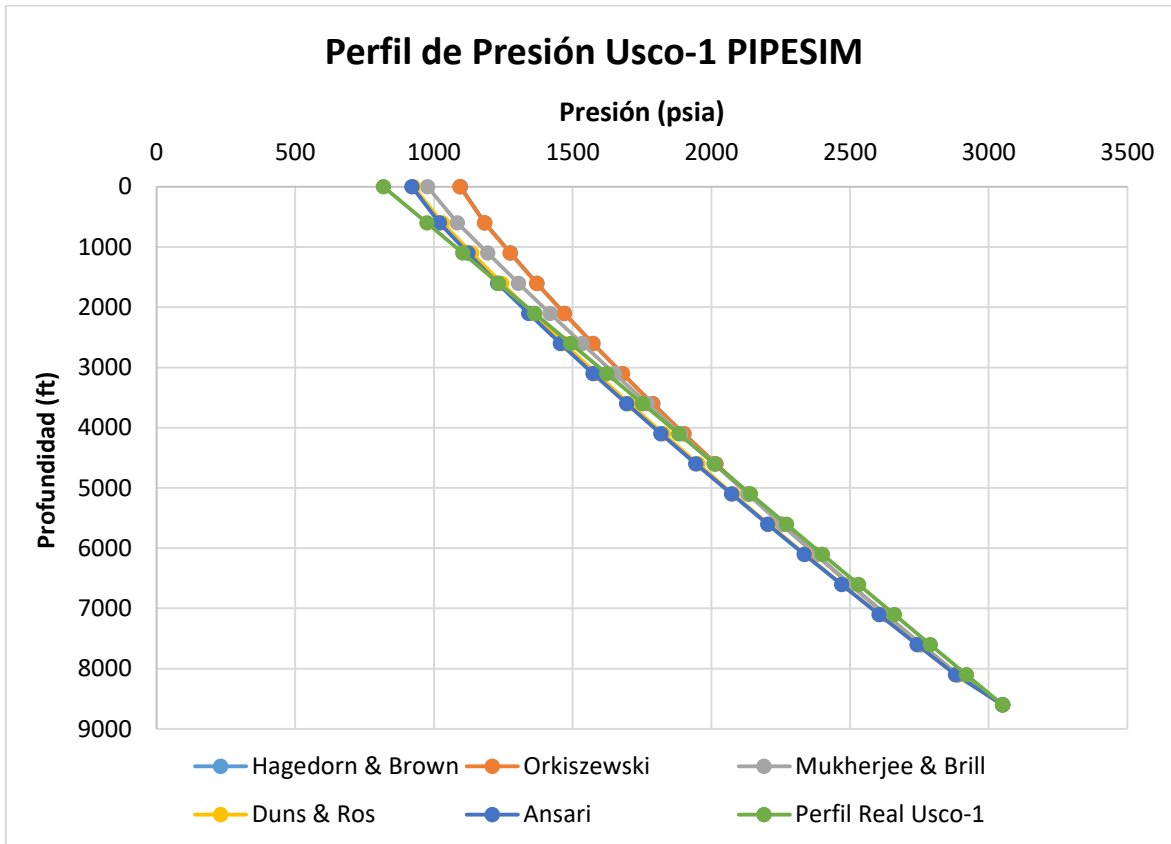


Figura 22 Comparación perfil de presión Usco-1 PIPESIM

Fuente: Autores

La figura 23 muestra el perfil de presión obtenido a través del simulador WellFlo en el pozo Usco-1 por los diferentes modelos, aquí apreciamos que los modelos de Duns & ros y Eps Mechanistic superponen sus perfiles muy cercanos al real, y que el perfil del modelo de Orkiszewski no se superpone a al real.

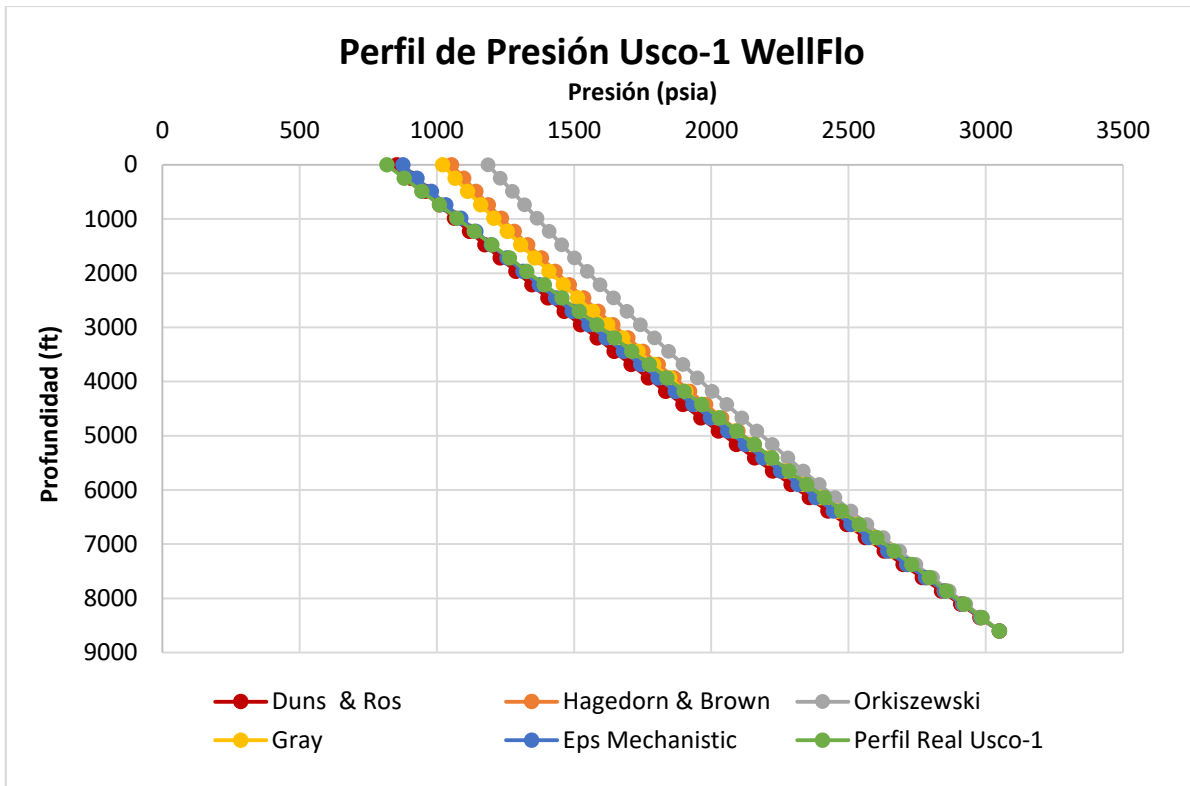


Figura 23 Comparación perfil de presión Usco-1 WellFlo

Fuente: Autores

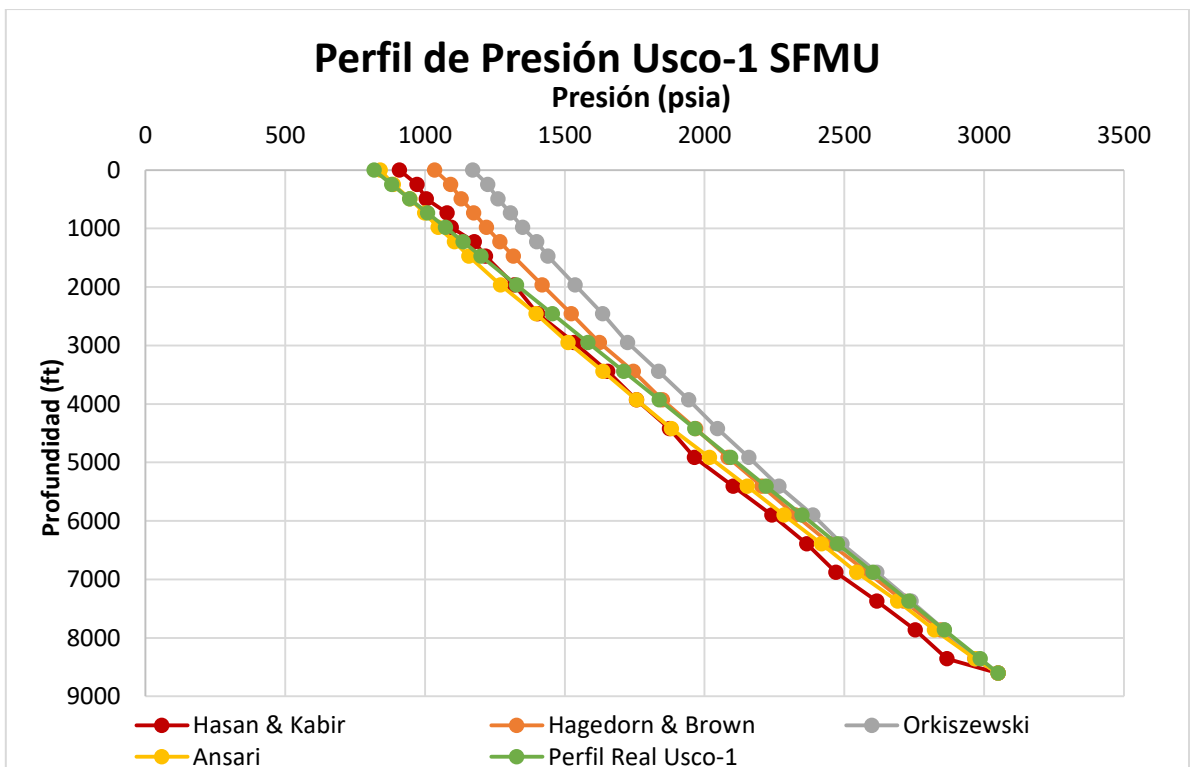


Figura 24 Comparación perfil de presión Usco-1 SFMU

Fuente: Autores

La figura 24 muestra el perfil de presión obtenido a través de la herramienta computacional SFMU en el pozo Usco-1 por los diferentes modelos, aquí apreciamos que los modelos de Hasan & Kabir y Ansari superponen sus perfiles muy cercanos al real, y que los perfiles de los modelos de Orkiszewski y Hagedorn & Brown no se superponen a al real.

Si comparamos los perfiles de las figuras 22, 23 y 24 podemos observar que en cada una de ellas todos los modelos aplicados, sus perfiles son superpuestos y siguen muy de paralelo el perfil real hasta una profundidad aproximada de 5000 ft medidos desde la cabeza del pozo, a partir de esta longitud los perfiles empiezan a tener cierta dispersión, el modelo de Orkiszewski es el que más se aleja del perfil real y es seguido por los perfiles de Hagedorn & Brown, Gray y Mukherjee & Brill, los modelos de Duns & Ros. Eps Mechanistic y Ansari presentan los perfiles más cercanos al real, los cuales lo siguen de cerca en paralelo. Este cambio se debe a que a esa longitud probablemente el fluido este cambiando del régimen burbuja hacia el régimen tapón, en el cual hay una coalescencia de las pequeñas burbujas de gas que se han empezado a formar burbujas más grandes, 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. Esto afecta directamente los modelos debido a que cada uno de ellos tiene sus propios rangos y parámetros para determinar el gradiente de presión dependiendo en que régimen de flujo se encuentre.

5.5 VALIDACIÓN DE LA HERRAMIENTA COMPUTACIONAL

Para la validación de la herramienta computacional se comparan los resultados obtenidos los modelos de Hagedorn & Brown, Orkiszewski, y Ansari con respecto a los arrojados por cada uno en los simuladores PIPESIM y WellFlo.

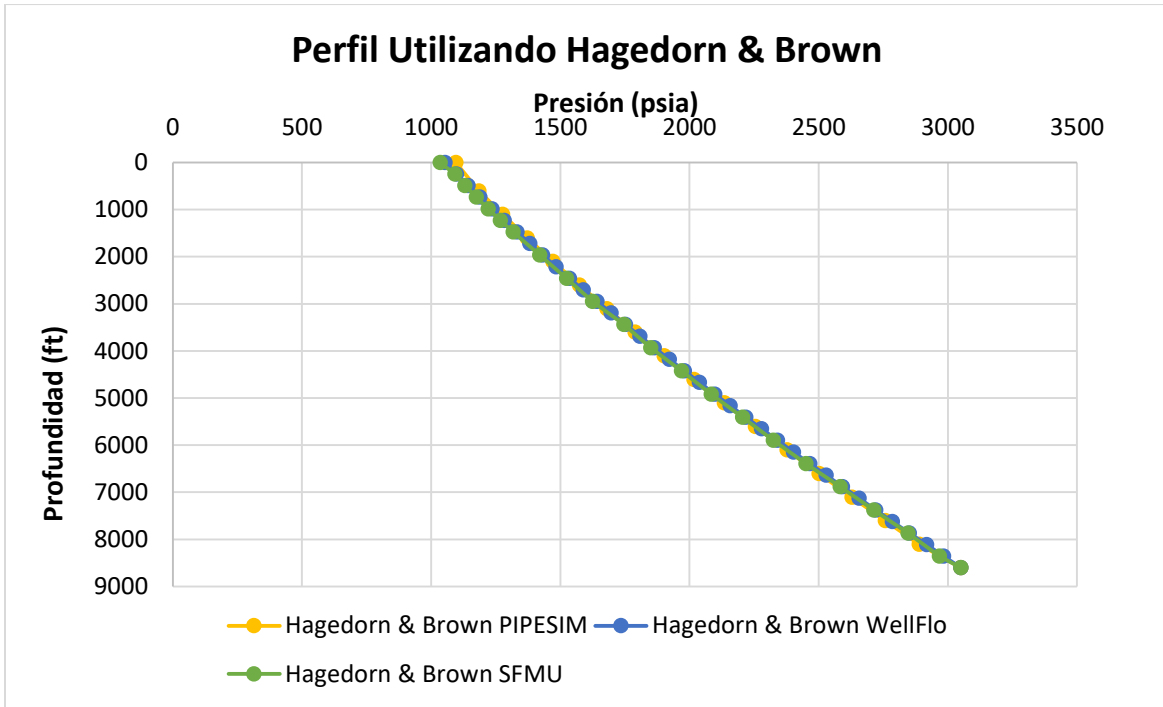


Figura 25 Perfil de presión comparando Hagedorn & Brown
Fuente: Autores

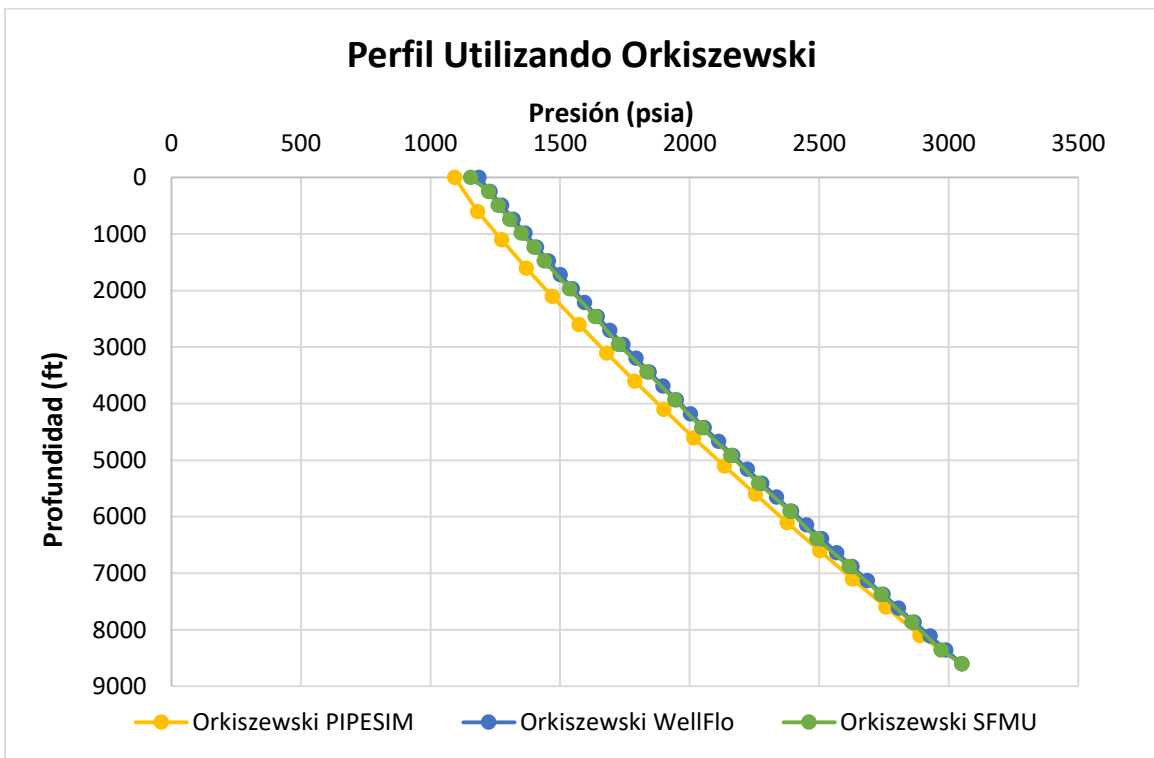


Figura 26 Perfil de presión comparando Orkiszewski
Fuente: Autores

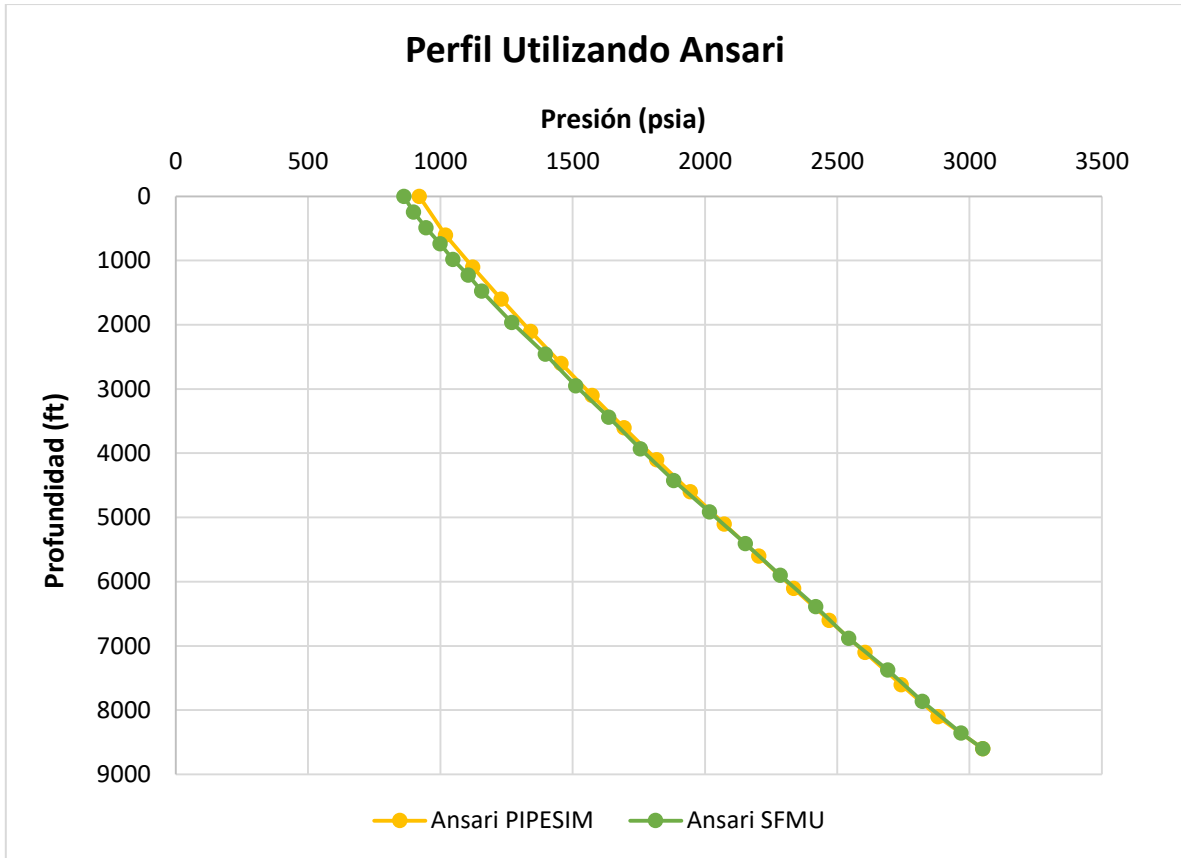


Figura 27 Perfil de presión comparando Ansari
Fuente: Autores

Comparando los porcentajes de error relativo y los perfiles arrojados por los modelos de la herramienta computacional SFMU con los arrojados con los simuladores PIPESIM y WellFlo podemos observar que son muy similares lo que permite aseverar que la herramienta computacional SFMU está correctamente construida, programada y puede utilizarse en otras simulaciones siempre y cuando el pozo utilice tubería de producción vertical.

CONCLUSIONES

- De acuerdo con los resultados obtenidos por los simuladores y la herramienta computacional SFMU, los modelos más acertados son los de Duns & Ros y Ansari; pues son los que mejor se aproximan a los comportamientos del gradiente de presión real con un rango de error relativo de 2% & a 4%.
- Podemos resaltar que el modelo de Orkiszewski es muy poco preciso para pozos con tuberías de producción verticales de hidrocarburos black oil.
- El modelo de Hagedorn & Brown presentan resultados similares a Orkiszewski, ya que fue desarrollado con principios similares.
- 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 el modelo empleado.
- 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 WellFlo tenía en cuenta propiedades del yacimiento, con lo cual se obtuvieron resultados más precisos que son evidenciados en porcentajes de error bajos.
- La herramienta computacional SFMU permite determinar el gradiente de presión para sistemas de flujo multifásico en tuberías de producción vertical y evaluar su comportamiento a lo largo de la tubería.

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.

Implementar nuevos modelos que permitan obtener gradientes de presión y régimen de flujo en tuberías horizontales a la herramienta computacional SFMU.

Emplear la herramienta computacional SFMU como herramienta funcional para el desarrollo integral del estudiante en las asignaturas de producción.

BIBLIOGRAFÍA

ANSARI, A.M et al. A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two – Phase Flow in Wellbores, 1990.

ALFARO, A. CAMACHO, J. Evaluación Crítica de Flujo Multifásico Utilizando Modelos Mecanísticos. Universidad Industrial de Santander, 2001.

BANZER CARLOS. Correlaciones Numéricas PVT, 1996.

BONILLA CAMACHO LUIS FERNANDO. Productividad de Pozos de Hidrocarburos. Usco, 2015.

BRILL JAMES P. and MUKHERJEE HEMANTA. Multiphase Flow in Wells Vo. 7, (1999).

BRILL JAMES P. and MUKHERJEE HEMANTA Liquid Hold up Correlations for Inclined Two-Phase Flow, 1998.

DUNS, H. and ROS, N.CJ. Vertical Flow of gas and Liquid Mixtures in Wells, 1963

ECONOMIDES MICHAEL J. and HILL A. Petroleum Production Systems, 1994.

HASAN, A. R. and KABIR, C.S. Fluid Flow and Heat Transfer in Wellbores, 2002.

HAGEDORN, A. R. and BROWN, K. E. Experimental Study of Pressure Gradients Occurring During Continuous Two-Phase Flow in Small-Diameter Vertical Conduits. *J. Pet. Tech*, 1965.

LOCKHART, R.W. and MARTINELLI, R.C. Proposed Correlation of Data For Isothermal Two-Phase Two Component Flow in Pipes. *Chem Eng*, 1949.

Mc. CAIN, WILLIAM D. The Properties of Petroleum, 1990.

Moody, F.L. Friction Factors for Pipe Flow. *Trans. ASME*. V.6, 1983.

Orkiszewski, J. Predicting Two-Phase Pressure Drops in Vertical Pipe. *Trans., AIME*, 1980.

STEEN, D.A. and WALLIS, G.B. Pressure Drop and Liquid Entrainment in Annular Two-Phase Flow. AEC Report No. NYO-3114-2, 1964.

TAITE, Y.M., BARNEA, D., and DUKLER, A.E. Modeling Flow Pattern Transitions for Steady Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes, 1980.

Anexo 1

Composición Usco-1

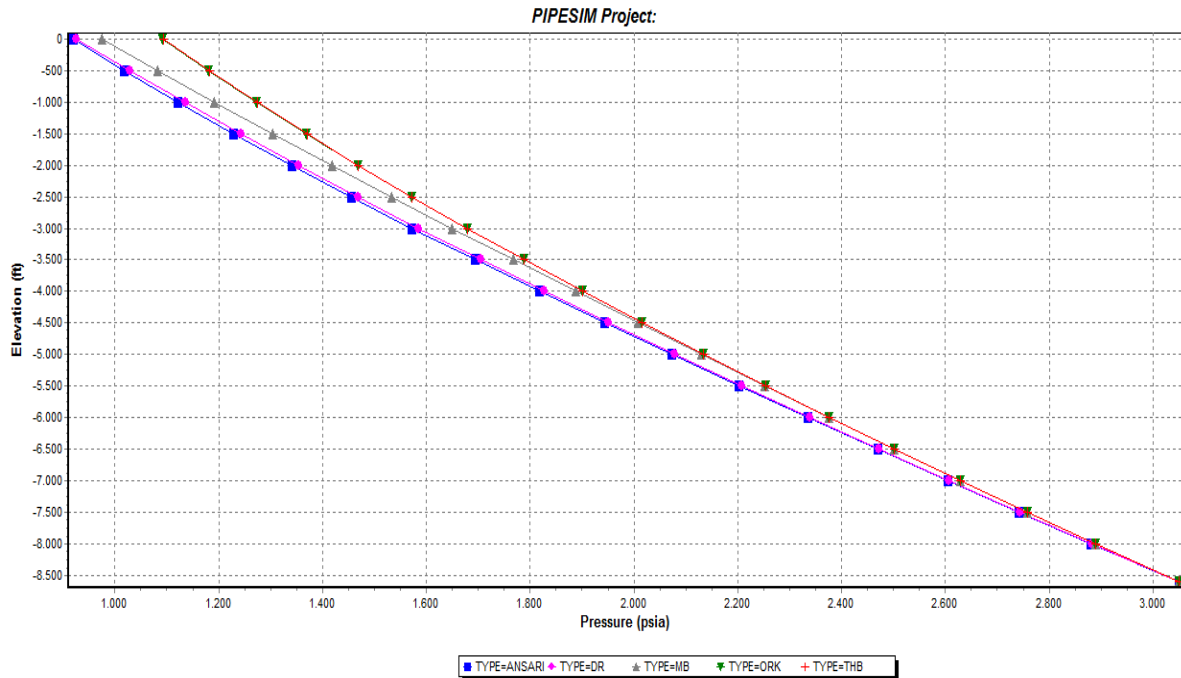
Components	Wt %	Mol %	MW	Density STD (g/cc)
Nitrógeno	0.327	0.959	28.013	0.808
Dióxido de Carbono	1.361	2.540	44.010	0.827
Metano	7.289	37.327	16.043	0.3
Etano	4.074	11.128	30.070	0.356
Propane	5.068	9.440	44.097	0.508
Isobutane	1.176	1.661	58	0.563
Normal Butane	3.010	4.254	58	0.584
Isopentane	1.484	1.690	72	0.625
Normal Pentane	1.576	1.794	72	0.631
Hexanes	2.030	1.935	86.2	0.685
Heptanes	3.769	3.089	100.2	0.272
Octanes	4.788	3.450	114.23	0.748
Nonanes	3.884	2.492	128.3	0.768
Decanes	3.350	2.053	134	0.778
Undecanes	2.722	1.521	147	0.789
Dodecanes	2.482	1.266	161	0.800
Tridecanes	2.806	1.317	175	0.811
Tetradecanes	2.439	1.054	190	0.822
Pentadecanes	2.775	1.107	206	0.832
Hexadecanes	2.389	0.884	222	0.839
Heptadecanes	2.111	0.732	237	0.847
Octadecanes	2.204	0.721	251	0.852
Nonadecanes	2.054	0.642	263	0.857
Elcosanes	1.697	0.507	275	0.862
Henicosanes	1.712	0.483	291	0.867
Docosanes	1.561	0.420	305	0.872
Tricosanes	1.479	0.382	318	0.877
Tetracosanes	1.365	0.339	331	0.881
Pentacosanes	1.398	0.333	345	0.885
Hexacosanes	1.181	0.270	359	0.889
Heptacosanes	1.357	0.298	374	0.893
Octacosanes	1.116	0.236	388	0.896
Nonacosanes	1.198	0.245	402	0.899
Triacontanes plus	20.152	2.854	580	1.0591
Benzene	0.175	0.184	78.1	0.884
Toluene	0.442	0.394	92.2	0.872
Fracción Plus	% Wt	% Molar	MW	Densidad (g/cc) STD
C7 +	72.430	27.089	219.676	1.1597
C10+	59.548	17.664	272.874	1.0933
C20+	34.215	6.367	421.070	1.0160
C30+	20.152	2.854	580.000	1.0591

Peso Molecular	82.14	gr/gmol
Densidad de la Muestra @ 60 °F	0.844	g/cc
Densidad de la muestra @ 221 °F, 5000 psi	0.6892	g/cc
*API of Sample	36.165	

Anexo 2

Resultados simulación PIPESIM

	Pressure (psia)	Elevation (ft)	Pressure (psia)	Elevation (ft)	Pressure (psia)	Elevation (ft)	Pressure (psia)	Elevation (ft)	Pressure (psia)	Elevation (ft)
	TYPE=ANSA	TYPE=ANSA	TYPE=DR	TYPE=DR	TYPE=MB	TYPE=MB	TYPE=ORK	TYPE=ORK	TYPE=THB	TYPE=THB
3	3050,0001	-8603,0000	3050,0001	-8603,0000	3050,0001	-8603,0000	3050,0001	-8603,0000	3050,0001	-8603,0000
4	2880,9162	-8000,0000	2881,0795	-8000,0000	2888,7557	-8000,0000	2888,9381	-8000,0000	2888,8701	-8000,0000
5	2742,2365	-7500,0000	2742,8029	-7500,0000	2757,3282	-7500,0000	2757,6599	-7500,0000	2757,5497	-7500,0000
6	2604,9661	-7000,0000	2606,1853	-7000,0000	2627,9699	-7000,0000	2628,4496	-7000,0000	2628,3103	-7000,0000
7	2469,1602	-6500,0000	2471,2883	-6500,0000	2500,7178	-6500,0000	2501,3444	-6500,0000	2501,1894	-6500,0000
8	2335,0289	-6000,0000	2338,1985	-6000,0000	2375,6345	-6000,0000	2376,4078	-6000,0000	2376,2506	-6000,0000
9	2202,6632	-5500,0000	2207,0253	-5500,0000	2252,3686	-5500,0000	2253,7272	-5500,0000	2253,5814	-5500,0000
10	2072,1776	-5000,0000	2077,8979	-5000,0000	2129,9987	-5000,0000	2133,4110	-5000,0000	2133,2902	-5000,0000
11	1943,7476	-4500,0000	1950,9606	-4500,0000	2008,5396	-4500,0000	2015,5866	-4500,0000	2015,5042	-4500,0000
12	1817,5750	-4000,0000	1826,3680	-4000,0000	1888,0617	-4000,0000	1900,3970	-4000,0000	1900,3659	-4000,0000
13	1693,8856	-3500,0000	1704,2778	-3500,0000	1768,6552	-3500,0000	1787,9976	-3500,0000	1788,0296	-3500,0000
14	1572,9267	-3000,0000	1584,8407	-3000,0000	1650,4297	-3000,0000	1678,5526	-3000,0000	1678,6579	-3000,0000
15	1454,9638	-2500,0000	1468,1882	-2500,0000	1533,5154	-2500,0000	1572,2311	-2500,0000	1572,4175	-2500,0000
16	1340,2762	-2000,0000	1354,4171	-2000,0000	1418,0627	-2000,0000	1469,1983	-2000,0000	1469,4753	-2000,0000
17	1229,1507	-1500,0000	1243,5624	-1500,0000	1304,2417	-1500,0000	1369,5855	-1500,0000	1369,9939	-1500,0000
18	1121,8738	-1000,0000	1135,5266	-1000,0000	1192,4178	-1000,0000	1273,5344	-1000,0000	1274,1266	-1000,0000
19	1018,7223	-500,0000	1029,0669	-500,0000	1082,7237	-500,0000	1181,1602	-500,0000	1182,0136	-500,0000
20	919,9521	0,0000	925,7375	0,0000	975,4007	0,0000	1092,5625	0,0000	1093,7765	0,0000



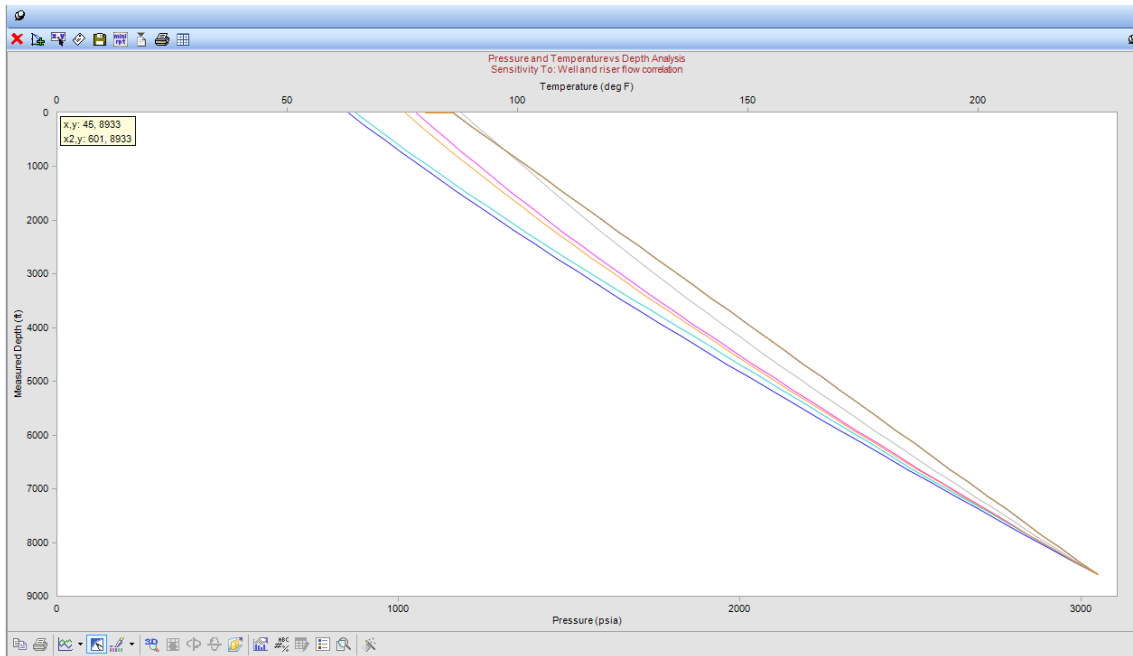
Anexo 3

Resultado simulación WellFlo

WellFlo Analysis Report

Analysed on miércoles, 23 de noviembre de 2016 at 02:14:07 p.m.

	Duns and Ros (Standard)	Hagedorn and Brown (Standard)	Orkiszewski	Eps Mechanistic	Gray
TVD (ft)	Pressure (psia)	Pressure (psia)	Pressure (psia)	Pressure (psia)	Pressure (psia)
0	854,43	1053,67	1186,55	877,04	1021,46
0	854,43	1053,67	1186,55	877,04	1021,46
0	854,43	1053,67	1186,55	877,04	1021,46
245,8	905,39	1097,59	1230,64	927,93	1066,49
491,6	957,39	1142,5	1275,02	979,95	1112,5
737,4	1010,36	1188,36	1319,69	1033,06	1159,47
983,2	1064,27	1235,18	1364,64	1087,23	1207,39
1229	1119,08	1282,92	1409,87	1142,43	1256,24
1474,8	1174,81	1331,58	1455,37	1198,63	1306
1720,6	1231,28	1381,12	1501,22	1255,78	1356,65
1966,4	1288,48	1431,54	1547,73	1313,85	1408,17
2212,2	1346,4	1482,82	1595,13	1372,81	1460,53
2458	1405,02	1534,92	1643,38	1432,61	1513,72
2703,8	1464,32	1587,84	1692,46	1493,22	1567,72
2949,6	1524,3	1641,55	1742,34	1554,61	1622,49
3195,4	1584,92	1696,02	1793	1616,73	1678,01
3441,2	1646,17	1751,25	1844,39	1679,54	1734,27
3687	1708,02	1807,2	1896,51	1742,71	1791,24
3932,8	1770,47	1863,85	1949,31	1806,06	1848,91
4178,6	1833,67	1921,2	2002,77	1869,57	1907,24
4424,4	1897,43	1979,21	2056,87	1933,22	1966,21
4670,2	1961,74	2037,86	2111,58	1996,97	2025,81
4916	2026,58	2097,14	2166,86	2060,82	2086,02
5161,8	2091,93	2157,03	2222,71	2124,75	2146,82
5407,6	2157,76	2217,51	2279,08	2188,76	2208,18
5653,4	2224,07	2278,56	2335,96	2252,83	2270,09
5899,2	2290,82	2340,16	2393,33	2316,97	2332,53
6145	2358,01	2402,31	2451,15	2381,16	2395,48
6390,8	2425,61	2464,97	2509,42	2445,43	2458,94
6636,6	2493,61	2528,14	2568,1	2509,76	2522,87
6882,4	2561,98	2591,79	2627,17	2574,16	2587,27
7128,2	2630,72	2655,93	2686,61	2643,12	2652,13
7374	2699,81	2720,53	2746,41	2711,96	2717,42
7619,8	2769,23	2785,57	2806,54	2780,67	2783,13
7865,6	2838,97	2851,06	2866,98	2849,26	2849,26
8111,4	2909,03	2916,96	2927,72	2915,79	2915,79
8357,2	2979,37	2983,28	2988,73	2982,71	2982,71
8603	3050	3050	3050	3050	3050



Anexo 4
Resultado simulación SFMU



Reporte SFMU



Modelo: Ansari

#	Profundidad (ft)	Presión (psi)
1	0	862
2	245	898
3	491	946
4	737	999
5	983	1047
6	1229	1106
7	1474	1156
8	1966	1270
9	2458	1397
10	2949	1512
11	3441	1636
12	3932	1756
13	4424	1881
14	4916	2017
15	5407	2152
16	5899	2284
17	6390	2418
18	6882	2543
19	7374	2690
20	7865	2821
21	8357	2968
22	8603	3050

Modelo:Hagedorn & Brown

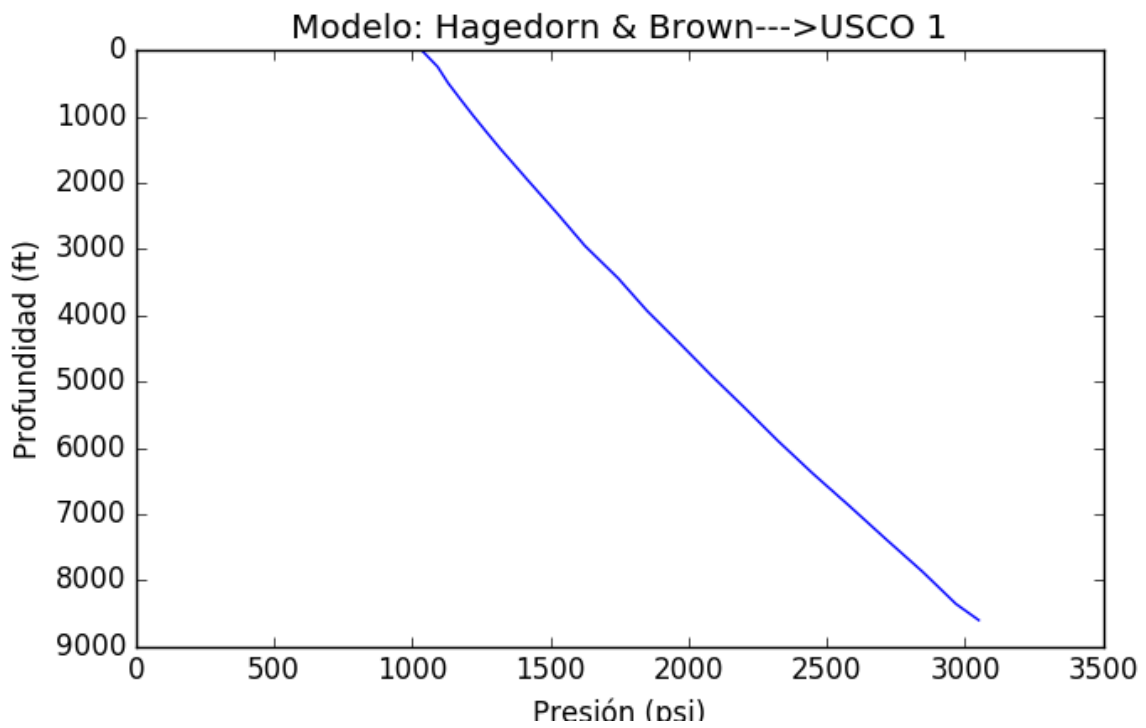
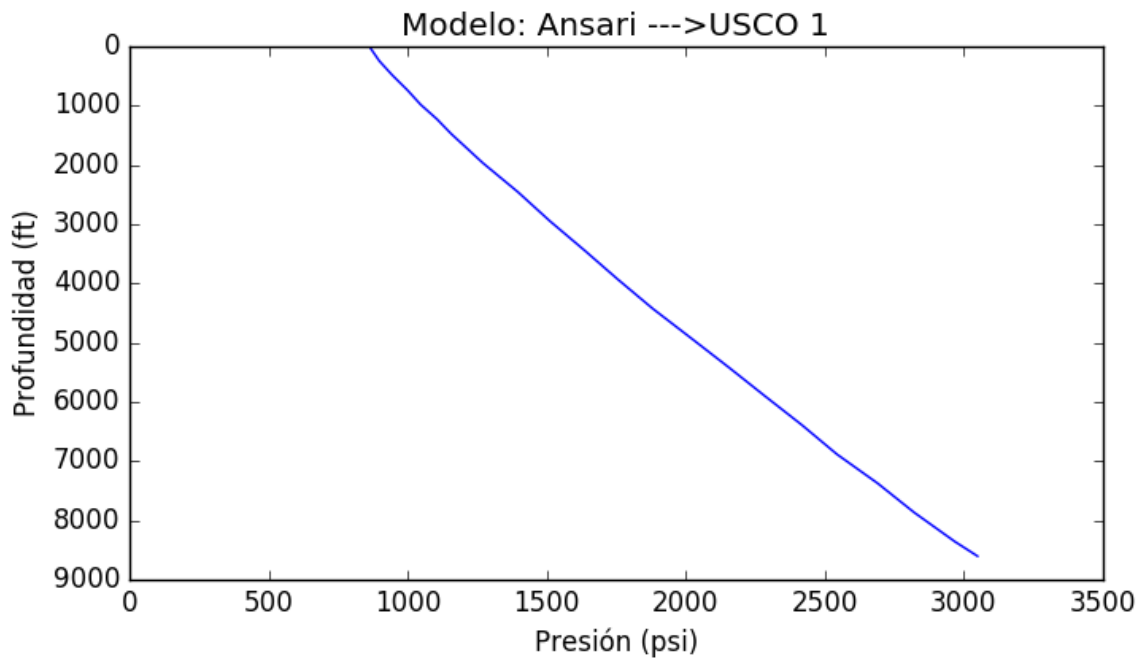
#	Profundidad (ft)	Presión (psi)
1	0	1034
2	245	1091
3	491	1129
4	737	1174
5	983	1220
6	1229	1267
7	1474	1316
8	1966	1419
9	2458	1523
10	2949	1624
11	3441	1745
12	3932	1849
13	4424	1968
14	4916	2084
15	5407	2205
16	5899	2324
17	6390	2449
18	6882	2582
19	7374	2712
20	7865	2845
21	8357	2967
22	8603	3050

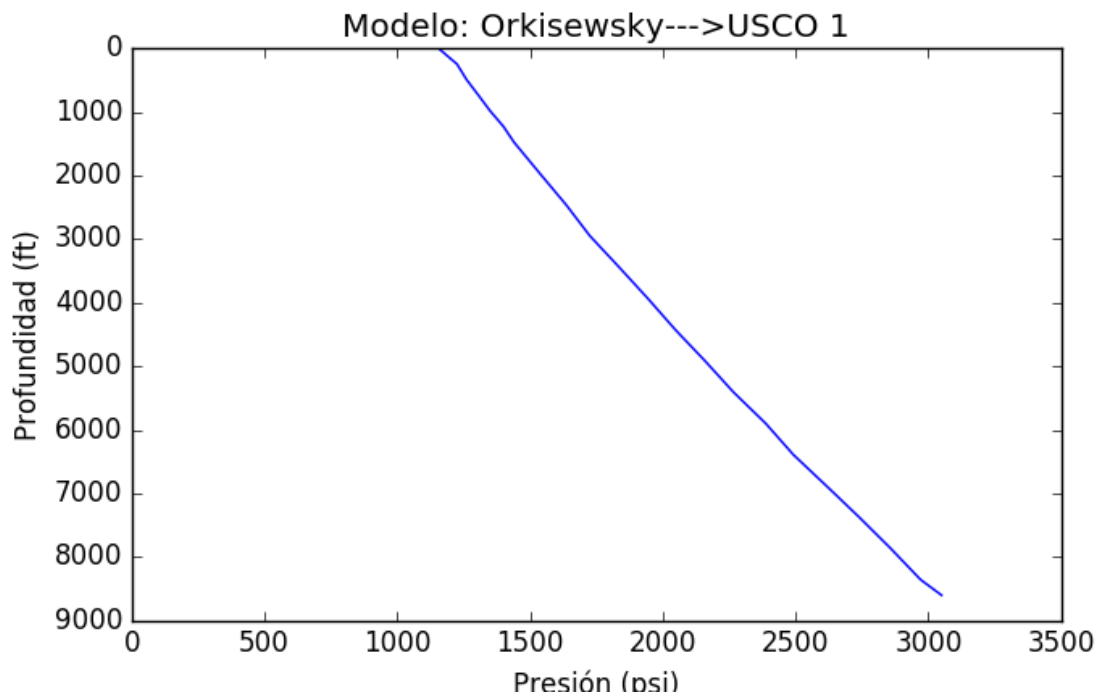
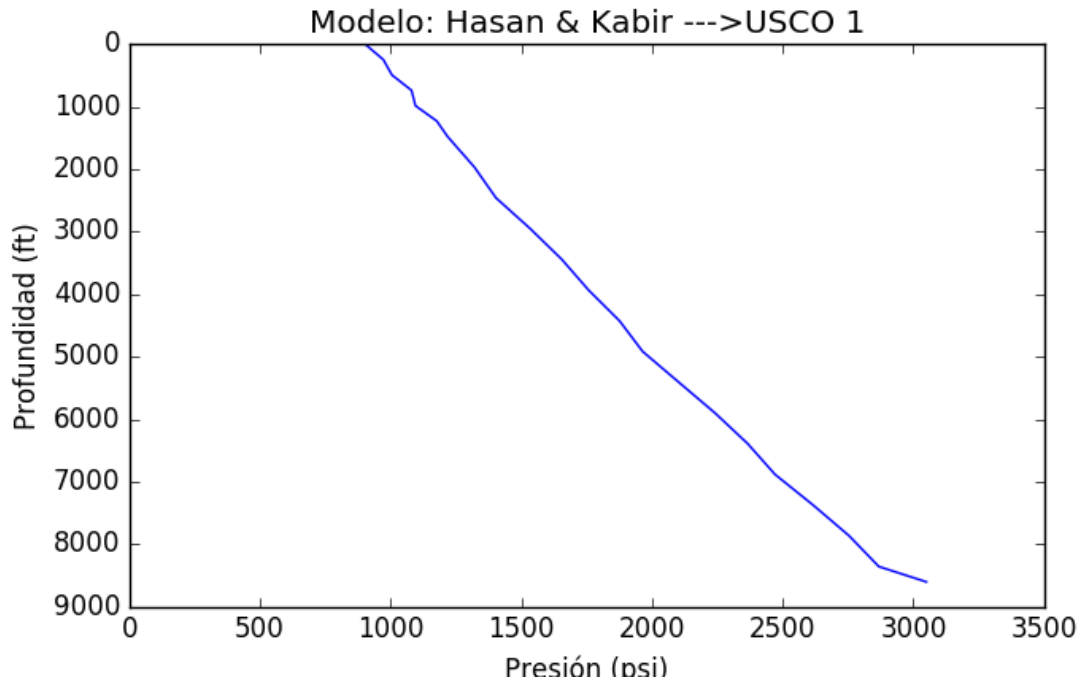
Modelo: Hasan & Kabir

#	Profundidad (ft)	Presión (psi)
1	0	902
2	245	971
3	491	1004
4	737	1079
5	983	1094
6	1229	1176
7	1474	1217
8	1966	1320
9	2458	1402
10	2949	1533
11	3441	1654
12	3932	1756
13	4424	1875
14	4916	1964
15	5407	2102
16	5899	2240
17	6390	2365
18	6882	2470
19	7374	2616
20	7865	2754
21	8357	2867
22	8603	3050

Modelo:Orkisevsky

#	Profundidad (ft)	Presión (psi)
1	0	1155
2	245	1224
3	491	1261
4	737	1305
5	983	1349
6	1229	1399
7	1474	1439
8	1966	1536
9	2458	1635
10	2949	1725
11	3441	1835
12	3932	1943
13	4424	2046
14	4916	2158
15	5407	2266
16	5899	2387
17	6390	2491
18	6882	2616
19	7374	2739
20	7865	2857
21	8357	2970
22	8603	3050





Anexo 5

Código de programación SFMU

Interfaz inicio

```
from PyQt5 import QtCore, QtGui, QtWidgets

class Ui_SFMM(object):
    def setupUi(self, SFMM):
        SFMM.setObjectName("SFMM")
        SFMM.setWindowModality(QtCore.Qt.NonModal)
        SFMM.setEnabled(True)
        SFMM.resize(760, 620)
        sizePolicy =
QtWidgets.QSizePolicy(QtWidgets.QSizePolicy.Expanding,
QtWidgets.QSizePolicy.Expanding)
        sizePolicy.setHorizontalStretch(0)
        sizePolicy.setVerticalStretch(0)

        sizePolicy.setHeightForWidth(SFMM.sizePolicy().hasHeightForWidth())
        SFMM.setSizePolicy(sizePolicy)
        SFMM.setMouseTracking(False)
        SFMM.setFocusPolicy(QtCore.Qt.NoFocus)
        SFMM.setContextMenuPolicy(QtCore.Qt.DefaultContextMenu)
        icon = QtGui.QIcon()
        icon.addPixmap(QtGui.QPixmap(":/Imagen/Logo.png"),
QtGui.QIcon.Normal, QtGui.QIcon.Off)
        SFMM.setWindowIcon(icon)
        SFMM.setLayoutDirection(QtCore.Qt.LeftToRight)
        SFMM.setAutoFillBackground(False)
        SFMM.setWindowFilePath("")
        SFMM.setInputMethodHints(QtCore.Qt.ImhNone)
        self.label = QtWidgets.QLabel(SFMM)
        self.label.setGeometry(QtCore.QRect(0, 0, 761, 621))
        sizePolicy =
QtWidgets.QSizePolicy(QtWidgets.QSizePolicy.Expanding,
QtWidgets.QSizePolicy.Expanding)
        sizePolicy.setHorizontalStretch(0)
        sizePolicy.setVerticalStretch(0)

        sizePolicy.setHeightForWidth(self.label.sizePolicy().hasHeightForWidth())
        self.label.setSizePolicy(sizePolicy)
        self.label.setText("")
        self.label.setPixmap(QtGui.QPixmap(":/Imagen/B_inicio.png"))
        self.label.setScaledContents(True)
        self.label.setObjectName("label")
        self.pushButton = QtWidgets.QPushButton(SFMM)
        self.pushButton.setEnabled(True)
        self.pushButton.setGeometry(QtCore.QRect(510, 250, 161, 71))
        self.pushButton.setStyleSheet("/*Estilos para el botón*/\n"
"QPushButton{\n"
"    background-color: #EC2620;\n"
"    border-radius: 4px;\n"
"    color: #FFFFFF;\n"
"    font-family: \'Roboto\';\n"
"
```

```

"         font-size: 22px;\n"
"}\n"
"QPushButton:hover{\n"
"     background-color: #ff7043;\n"
"     }")
    self.pushButton.setObjectName("pushButton")

    self.retranslateUi(SFMU)
    QtCore.QMetaObject.connectSlotsByName(SFMU)

    def retranslateUi(self, SFMU):
        _translate = QtCore.QCoreApplication.translate
        SFMU.setWindowTitle(_translate("SFMU", "SFMU"))
        self.pushButton.setText(_translate("SFMU", "INICIAR"))

import img_rc

```

Calculo propiedades

```

from math import *

def Geo (API):
    GEO = 141.5 / (API + 131.5)
    return (GEO)

def C_Viscodo_Bealcorr (TF,API):

    A=10**(0.43+(8.33/API))
    vdo=(0.32+(1.8*10**7)/(API**4.53))*((360/(TF+200))**A)
    return (vdo)

#Correlaciones para el crudo

#Rs en PCS/BS T en °F standing
def Rs_stand(GEG,P,API,T):
    Rs= GEG * (((P/18.2)+1.4)*10**(0.0125*API-(0.00091*T)))**1.2048
    return (Rs)

#Rs en PCS/BS T en °F vasquez

def Rs_vaz (GEG,P,API,T):
    Rgs = GEG * (1 + 5.912 * 10 ** (-5) * (API) * T * log((P / 114.7),
10))
    #rint (Rgs)
    C1=0.0362
    C2=1.0937
    C3=25.724
    Rsv= C1 * Rgs* (P**C2) * exp(C3*(API/(T+460)))
    return (Rsv)

```

```

#Rs en PCS/BS T en °F
def C_Pb (Rs, GEG, T, GEO, API) :

    Cpb= ( (Rs/GEG)**0.83)*10** ( (0.00091*T) - (0.0125*GEO*API) )
    Pb=18.2* (Cpb-1.4)
    return (Pb)

#Factor Volumetrico del petroleo por del punto de burbuja
def C_Bob (Rs, GEG, GEO, T) :
    #T en °F
    Cbo= (Rs* (GEG/GEO)**0.5)+1.25*T
    Bob=0.9759+ ( (12*10** (-5) ) * (Cbo**1.2) )
    return (Bob)

#Factor Volumetrico del petroleo por debajo del punto de burbuja
def C_Bo (co, Pb, P, GEG, GEO, T, Rs) :
    #T en °F
    Cbo= (Rs* (GEG/GEO)**0.5)+1.25*T
    Bob=0.9759+ ( (12*10** (-5) ) * (Cbo**1.2) )
    x=co* (Pb-P)
    Bo=Bob**x
    return (Bo)

#Densidad del aceite por debajo del Pb
def C_D1 (dsto, Rs, GEG, Bo) :
    D1=(dsto+(0.01357*Rs*GEG))/Bo
    return (D1)

#Densidad del aceite por arriba del Pb
def C_D2 (dsto, Rs, GEG, Bo, co, P, Pb) :
    D1=(dsto+(0.01357*Rs*GEG))/Bo
    D2=D1** (co* (P-Pb))
    return (D2)

#Compresibilidad del oil
def C_co (Rs, GEG, API, P, T) :
    #T=°F P=yaci
    co= (-1433+ (5*Rs) + (17.2*T) - (1180*GEG) + (12.61*API) ) / (P* (10**5) )
    return (co)

#viscosidad con rs Beggs y Robinson
def U_BR (API, T, Rs) :
    #Uod=viscosidad del petroleo muerto
    #Uob viscosidad de crudos con gas en solucion
    # T en °F
    z=3.0324- (0.02023*API)
    y=10**z
    x=y* (T** (-1.163) )

    Uod= (10**x) -1

    A=10.715* ( (Rs+100) ** (-0.515) )
    B=5.44* ( (Rs+150) ** (-0.3388) )

    Uob=A* ( (Uod) **B)

```



```

    return (Uob)

def uw(T):
    Uw = exp(1.003 - 1.479 * 10 ** -2 * T + 1.982 * 10 ** -5 * T ** 2)
    return (Uw)

###Calculo de z papay
def Z_papay(GEG,T,P):
    if GEG<0.75:
        sPc=667+(15*GEG)-(37.5*(GEG**2))
        sTc=168+(325*GEG)-(12.5*(GEG**2))
    else:
        sPc=706-(51.7*GEG)-(11.1*(GEG**2))
        sTc=187+(330*GEG)-(71.5*(GEG**2))
    Tsr=(T+460)/sTc
    Psr=P/sPc
    Z=1-
    ((3.52*Psr)/(10**(0.9813*Tsr)))+(0.274*(Psr**2))/(10**(0.8157*Tsr))

    return (Z)

Z_papay(0.65,145,750)

#Calculo para correlacional el hold up HL_fi
def HL_fi(o1):
    if o1<=0.0001:
        HL= (13.816 * (o1 ** 0.4146))
    elif o1<=0.0009:
        HL = (20.125 * (o1 ** 0.454))
    elif o1>0.0009:
        HL= (1.8418 * (o1 ** 0.1177))
    return (HL)

#Calculo que correlaciona el hold up fi
def fi(o2):
    if o2<=0.02:
        fi = 1.8837 * (o2 ** 0.1375)
        return (fi)
    elif o2<=0.03:
        fi = 11.269 * (o2**0.5948)
        return (fi)
    elif o2<=0.05:
        fi=4.7076*(o2**0.3456)
        return (fi)
    elif o2<=0.07:
        fi = 3.0919 * (o2** 0.2059)
        return (fi)
    elif o2>0.07:
        fi = 2.0128 * (o2**0.0442)
        return (fi)

def Coolebrok(Nre,RelRugo):

```

```

fsup=0.00001
f=0
while abs(fsup-f)>=(0.000001):
    f=fsup
    fsup=(2.31 ** 2) / (4*(log(((1 / ((3.7 * RelRugo)) + (2.51 / (Nre
* f ** 0.5))))),exp(1)))**2)
    return (fsup)

def visco_g(GEG,Tprom,Densig):
    Ma=GEG*28.9625
    X=3.5+(986/(460+Tprom))+(0.01*Ma)
    Y=2.4-(0.2*X)
    M=((9.4+(0.02*Ma))*(Tprom**1.5))/(209+(19*Ma)+(Tprom+460))
    viscog=M*((exp(X*((Densig*0.01601846)**Y)))/(10**4))
    return(viscog)

def Tension_o(API,Tprom,Pprom):
    tsup68=39+(0.257*API)
    tsup100=37.5-(0.257*API)
    if Tprom>=100:
        Tsup=tsup100
    elif Tprom>68:
        Tsup=((Tprom-68)*(tsup68-tsup100))/32
    elif Tprom<=68:
        Tsup=tsup68

    Fcorr=1-(0.024*(Pprom**0.45))
    Tsupc=Tsup*Fcorr
    return(Tsupc)

```

Calculo

```

for i in range (No_intervalos +1):

    print("Profundidad = ",Del_H)
    print("Presion =",BHP)

    WHT = (delt*Del_H )+80

    print ("Temperatura =",WHT)

    BHP = BHP-delp

    delp = -(BHP * 0.1) + BHP

    delp2 = (delp * 0.1)

    Del_H= Del_H - h_intervalo

    T2 = (delt * Del H) + 80

    #Del_Hcalc = Del_H + 5

```

```

while abs (delp-delp2) >= 10**-6:

    #Se calcula Delta P
    #P2=P2+20
    delp2= delp

    P2= BHP + delp2

    # Se calcula la temperatura promedio °F
    Tprom = (WHT + T2) / 2

    # Se calcula la presion promedio en psia
    Pprom = ((BHP + P2) / 2) + 14.7

    # Calculamos la gravedad especifica del aceite
    GEO = Geo(API)

    # Calculamos z
    z = Z_papay(GEG, Tprom, Pprom)

    #print("z=", z)

    # Calculamos Rs
    Rs = Rs_stand(GEG, Pprom, API, Tprom)
    #print("Rs=", Rs)

    # Calculamos Bo
    Bo = C_Bob(Rs, GEG, GEO, Tprom)

    #print("Bo=", Bo)

    # Los flujos de gas y líquido son:
    Qg = (3.27 * 10 ** -7 * z * Qo * (GLR - Rs) * (Tprom + 460)) /
Pprom

    #print("Qg=", Qg)

    Ql = 6.49 * 10 ** -5 * (Qo * Bo + Qw * Bw)

    #print("Ql=", Ql)

    Qt = Ql + Qg

    #print("Qt=", Qt)
    # Los flujos de masa son:

    Wg = (8.85 * 10 ** -7) * (Qw + Qo) * GEG * (GLR - Rs)

    #print("Wg=", Wg)

    Wl = (4.05 * 10 ** -3) * (GEO * Qo + GEW * Qw) + (8.85 * 10 ** -

```

```

7) * Ql * Rs * GEG

#print("Wo=", Wl)

Wm = Wg + Wl

#print("Wm=", Wm)

# Las densidades son:

Den_g = Wg / Qg
Den_l = Wl / Ql

#print("Den g=", Den_g, " Den l=", Den_l)

# Velocidades superficiales:

# Area flujo
Ap = (pi * Diam ** 2) / 4

#print("Ap=", Ap)

# Velocidades superficiales:
Vsl = (Ql * 144) / Ap
Vsg = (Qg * 144) / Ap

Vm = Vsl + Vsg

#print("Vm=", Vm)

# La viscosidad del aceite es:

Uo = U_BR(API, Tprom, Rs)

#print("Visc_o=", Uo)

# La viscosidad del agua es:

Uw = uw(Tprom)

#print("Visc_w=", Uw)

# fraccion volumetrica
fo = Qo / (Qo + Qw)
fw = Qw / (Qo + Qw)

# La viscosidad del liquido es:
Ul = Uo * fo + Uw * fw
#print("Visc_liquido=", Ul)

# La tensión superficial del líquido es:

TsL = TsO * fo + TsW * fw

#print("Tension_liquido=", TsL)

```

```

# Los números de velocidad del líquido y gas son
Nlv = 1.938 * Vsl * (Den_l / TsL) ** 0.25

#print("# vel liquido =", Nlv)

Ngv = 1.938 * Vsg * (Den_l / TsL) ** 0.25

#print("# vel gas=", Ngv)

# Se determina Lb, Ls y Lm
dh = (4 * Ap) / (pi * Diam)

#print("dh", dh)

Lb_1 = 1.071 - (2.6616 * (Vm ** 2 / Diam))

if Lb_1 > 0.13:
    Lb = Lb_1
else:
    Lb = 0.13

#print("Lb", Lb)

Ls = 50 + 36 * Nlv

#print("Ls", Ls)

Lm = 75 + 84 * (Nlv ** 0.75)

#print("Lm", Lm)

x = Vsg / Vm

print("x", x)

if x < Lb:
    regimen = "Burbuja"

    Gradiente = Reg_Burbuja(Vsg, Vm, Den_l, Den_g, Rugo, Diam,
Ul, Vsl)

    # GRADIENTE DE ELEVACION -----X_E = (DEL_P / DEL_L ) e
    Gradiente_E = Gradiente[0]

    # GRADIENTE DE FRICCION ----- X_F = (DEL_P / DEL_L
) f
    Gradiente_F = Gradiente[1]

elif x > Lb and Ngv < Ls:
    regimen = "Bache"

    Gradiente = Reg_Bache(fo, fw, Vm, Ul, Diam, Den_l, Rugo, Vsl,
Den_g, Vsg)

```

```

# GRADIENTE DE ELEVACION -----X_E = (DEL_P / DEL_L ) e
Gradiente_E = Gradiente[0]

# GRADIENTE DE FRICCION ----- X_F = (DEL_P / DEL_L
) f
Gradiente_F = Gradiente[1]

elif Lm > Ngv and Ngv > Ls:

# Regimen niebla-bache
regimen = "Espuma"

Lm = 84 * Nlv ** 0.75 + 0.75

Bache = Reg Bache(fo, fw, Vm, Ul, Diam , Den_l, Rugo, Vsl,
Den_g, Vsg)

Burbuja = Reg_Burbuja(Vsg, Vm, Den_l, Den_g, Rugo, Diam, Ul,
Vsl)

# GRADIENTE DE ELEVACION -----X_E = (DEL_P / DEL_L ) e
Gradiente_E = ((Lm - Ngv) / (Lm - Ls) * Bache[0]) + ((Ngv -
Ls) / (Lm - Ls) * Burbuja[0])

# GRADIENTE DE FRICCION ----- X_F = (DEL_P / DEL_L
) f
Gradiente_F = ((Lm - Ngv) / (Lm - Ls) * Bache[1]) + ((Ngv -
Ls) / (Lm - Ls) * Burbuja[1])

else:
regimen = "Espuma"

# GRADIENTE DE ELEVACION -----X_E = (DEL_P / DEL_L ) e
Gradiente_E = 1 / 144 * ((Den_l * Vsl + Den_g * Vsg) / Vm)

# Numero de Weber
Nw = 0.093 * (Den_g / Den_l) * (Vsg * Ul / TsL) ** 2

if Nw < 0.005:

RelRugo_DR = 0.8994 * TsL / (Den_g * (Vsg ** 2) * Diam)

else:

RelRugo_DR = (4.6242 * TsL * Nw ** 0.302) / (Den_g * Vsg
** 2 * Diam)

Nre = (124 * Diam * Vsl * Den_l) / Den_g

# GRADIENTE DE FRICCION ----- X_F = (DEL_P / DEL_L
) f

Gradiente_F = (12 * Coolebrok(Nre, RelRugo_DR) * (Vsg ** 2) *

```

```

Den_g) / (2 * 32.174 * Diam)

# Caidas de presion por aceleracion

Ek = Wm * Vsg / (4637 * Pprom * Ap)

# Delta H
Gradiente_H = (Gradiente_E + Gradiente_F) / (1 - Ek)

#Del_Hcalc= delp/ Gradiente_H

#print ("h calculado",Del_Hcalc)
print ("h verdadero",Del_H)

delp= Gradiente H* Del H

#P2= WHP+delp

print("delp =", P2)

```