

**DESARROLLO DE UN SOFTWARE PARA EL MODELAMIENTO DEL FLUJO
MULTIFÁSICO EN TUBERÍA VERTICAL Y HORIZONTAL**

GEIMMY VANESSA ORTIZ ZABALA

KAROL XIMENA JAIMES CARREÑO

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2015

**DESARROLLO DE UN SOFTWARE PARA EL MODELAMIENTO DEL FLUJO
MULTIFÁSICO EN TUBERÍA VERTICAL Y HORIZONTAL**

GEIMMY VANESSA ORTIZ ZABALA

KAROL XIMENA JAIMES CARREÑO

Trabajo de grado presentado como requisito para optar por el título de Ingeniera
de Petróleos

Director:

M Sc. MANUEL ENRIQUE CABARCAS SIMANCAS

Docente Escuela de Ingeniería de Petróleos, UIS.

Codirector:

M Sc. JULIO CESAR PEREZ ANGULO

Docente Escuela de Ingeniería de Petróleos, UIS.

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS**

ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS

BUCARAMANGA

2015

DEDICATORIA

*A Dios, por ser mi luz y ayudarme a alcanzar este logro tan grande
para mi vida.*

*A mis padres y mi hermanita, por todo su amor, confianza, apoyo,
esfuerzo y comprensión a lo largo de este camino.*

*A Vanessa, por su amistad y compañía no solo en este proyecto de
grado, sino también en diferentes aspectos de mi vida.*

*A toda mi familia y amigos, que de alguna forma me acompañaron
en este proceso tan importante para mí.*

*A todos mis profesores, porque gracias a todos los conocimientos que
me aportaron fue posible la realización de mi sueño más grande.*

Karol Ximena

DEDICATORIA

*A Dios por ser mi fortaleza y acompañarme en el camino de la vida
que hoy me regala esta gran bendición.*

*A mis padres a quienes admiro y agradezco infinitamente por su
dedicación y amor.*

A mis hermanos por su compañía, ejemplo y apoyo ilimitado.

*A mis tías y mi abuela María Oliva, a quienes las palabras son pocas
para agradecer por el amor y apoyo, son gran ejemplo de unidad.*

*A mis amigas Mayra Geraldine, Lilitiana y Luz Adriana, porque han
sido gran fortaleza emocional, por cada momento que compartimos
y por enseñarme el valor de la amistad.*

*A mi compañera y amiga Karol, porque con sus habilidades y
conocimientos apporto a mi vida personal y profesional, y por
brindarme su gran amistad y apoyo.*

*A todos mis amigos, compañeros y profesores, que contribuyen en mi
vida con sus enseñanzas.*

Vanessa Ortiz

AGRADECIMIENTOS

A la Universidad Industrial de Santander, por ser nuestra fuente de conocimientos.

Al director del proyecto, Ingeniero Manuel Enrique Cabarcas Simancas, por ser nuestro guía, por su apoyo y dedicación a lo largo de la realización del proyecto.

Al nuestro codirector, Ingeniero Julio César Pérez Angulo, por su colaboración y dedicación en desarrollo del proyecto.

A los Ingenieros Fernando Enrique Clavete y Nicolas Santos Santos, que como calificadores realizaron observaciones valiosas para el mejoramiento del proyecto.

A todas aquellas personas que de alguna forma contribuyeron en el término exitoso de este proyecto.

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN.....	20
1. PRELIMINARES	22
1.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA:	22
1.2. SOLUCIÓN AL PROBLEMA:	22
1.3. OBJETIVOS	23
1.3.1. Objetivo General	23
1.3.2. Objetivos Específicos	23
2. FLUJO MULTIFASICO.....	24
2.1. VARIABLES QUE INTERVIENEN EN EL FLUJO MULTIFÁSICO.....	25
2.1.1. Hold Up de líquido	25
2.1.2. Hold Up de líquido sin deslizamiento	26
2.1.3. Densidad	27
2.1.4. Velocidad superficial	29
2.1.5. Velocidad real	29
2.1.6. Velocidad de deslizamiento	30
2.1.7. Velocidad de la mezcla	30
2.1.8. Tensión superficial.....	30
2.1.9. Viscosidad.....	31
2.2. PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS FLUIDOS.....	31
2.2.1. Relación gas-aceite en solución.....	32

2.2.2. Factor volumétrico de formación del aceite.....	33
2.2.3. Compresibilidad del aceite	34
2.2.4. Tensión superficial.....	34
2.2.5. Viscosidad.....	34
3. FLUJO MULTIFASICO EN TUBERÍA VERTICAL	35
3.1.PATRONES DE FLUJO EN TUBERÍA VERTICAL.....	35
3.1.1. Flujo Burbuja	35
3.1.2. Flujo Tapón.....	36
3.1.3. Flujo Anular.....	36
3.1.4. Flujo “Churn”	36
3.2.PÉRDIDAS DE PRESIÓN EN TUBERÍA VERTICAL.....	37
3.2.1. Correlaciones empíricas para pérdidas de presión en tubería vertical	38
3.2.2. Modelo mecanístico para pérdidas de presión en tuberías verticales.....	53
3.3.PÉRDIDAS DE CALOR EN TUBERÍA VERTICAL EN POZO.....	63
3.3.1. Transferencia de calor por radiación.....	66
3.3.2. Trasferencia de calor por convección en el anular.....	67
4. FLUJO MULTIFASICO EN TUBERÍA HORIZONTAL.....	73
4.1.PATRONES DE FLUJO EN TUBERÍA HORIZONTAL.....	73
4.1.1. Flujo estratificado.....	74
4.1.2. Flujo intermitente.....	75
4.1.3. Flujo anular	75
4.1.4. Flujo burbuja dispersa	76

4.2. PÉRDIDAS DE PRESIÓN EN TUBERÍA HORIZONTAL	79
4.2.1. Correlaciones empíricas para pérdidas de presión en tubería horizontal	83
4.2.2. Modelo mecanístico para pérdidas de presión en tubería horizontal	98
4.3. PÉRDIDAS DE CALOR EN TUBERÍA HORIZONTAL EN SUPERFICIE	115
5. MANUAL DEL SOFTWARE	121
5.1. ACCESO A LOS MODELOS	123
5.2. MODELOS	125
5.2.1. Datos de entrada	126
5.2.2. Datos de salida	128
5.2.3. Gráficas	130
5.3. COMPARACIÓN DEL SOFTWARE CON EL SOFTWARE COMERCIAL (PIPESIM)	131
5.3.1 Correlación empírica de Beggs y Brill (1973)	131
5.3.2 Correlación empírica de Poettman y Carpenter (1952)	136
5.3.3 Modelo Mecanístico de Ansari et al. (1994)	139
5.3.4 Correlación empírica de Eaton et al.(1967)	142
5.3.5 Correlación empírica de Beggs y Brill(1973)	149
5.3.6 Modelo mecanístico de Xiao et al.(1990)	154
6. CONCLUSIONES	160
7. RECOMENDACIONES	162
BIBLIOGRAFÍA	163
ANEXO	166

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Patrones de flujo en tubería vertical.....	37
Figura 2. Correlación de la densidad del fluido (Poettman y Carpenter)	51
Figura 3. Correlación de datos de campo en pozos fluyentes y de Bombeo Mecánico	52
Figura 4. Mapa de patrones de flujo para tubería vertical	54
Figura 5. Mapa de patrones de flujo por Ansari et al. (1994).....	57
Figura 6. Distribución de temperatura en un completamiento convencional de pozo	65
Figura 7. Patrones de flujo para tubería horizontal	77
Figura 8. Mapa de patrones de flujo para tubería horizontal	79
Figura 9. Datos de hold up de líquido	88
Figura 10. Correlación del factor de pérdida de energía.	89
Figura 11. Prototipos	122
Figura 12. Modelo Vista Controlador	123
Figura 13. Representación portada del software.....	124
Figura 14. Representación selección del tipo de flujo	124
Figura 15. Representación selección del modelo para cada tipo de flujo.	125
Figura 16. Representación portada de uno de los modelos	126
Figura 17. Representación datos de entrada	127
Figura 18. Representación datos de entrada para transferencia de calor	127

Figura 19. Representación datos de salida “Primary output file”	128
Figura 20. Representación datos de salida “Auxiliary output file”	129
Figura 21. Representación datos de salida “Temperature output file”	129
Figura 22. Representación gráfica perfil de presión	130
Figura 23. Representación gráfica perfil de temperatura	131
Figura 24. Datos entrada correlación empírica de Beggs y Brill	132
Figura 25. Datos de entrada correlación empírica de Beggs y Brill-Superficie y Línea de flujo	132
Figura 26. Datos de entrada correlación empírica de Beggs y Brill-Transferencia de calor.....	133
Figura 27. Perfil de presión correlación de Beggs y Brill	135
Figura 28. Perfil de temperatura correlación de Beggs y Brill.....	135
Figura 29. Datos de entrada correlación empírica de Poettman y Carpenter	136
Figura 30. Perfil de presión correlación de Poettman y Carpenter	138
Figura 31. Perfil de temperatura correlación de Poettman y Carpenter	138
Figura 32. Datos de entrada modelo mecanístico de Ansari	139
Figura 33. Perfil de presión modelo mecanístico de Ansari.....	140
Figura 34. Perfil de temperatura modelo mecanístico de Ansari	141
Figura 35. Datos de entrada correlación de Eaton	142
Figura 36. Datos de entrada correlación de Eaton-Superficie y Línea de flujo	143
Figura 37. Datos de entrada correlación de Eaton-Transferencia de Calor Tubería no aislada	143

Figura 38. Datos de entrada correlación de Eaton-Transferencia de Calor Tubería aislada	144
Figura 39. Perfil de presión para tubería no aislada correlación de Eaton	147
Figura 40. Perfil de presión para tubería aislada correlación de Eaton	147
Figura 41. Perfil de temperatura para tubería no aislada correlación de Eaton ...	148
Figura 42. Perfil de temperatura para tubería aislada correlación de Eaton	148
Figura 43. Datos de entrada correlación de Beggs y Brill	149
Figura 44. Perfil de presión para tubería no aislada correlación de Beggs y Brill	152
Figura 45. Perfil de presión para tubería aislada correlación de Beggs y Brill	152
Figura 46. Perfil de temperatura para tubería no aislada correlación de Beggs y Brill	153
Figura 47. Perfil de temperatura para tubería aislada correlación de Beggs y Brill	153
Figura 48. Datos de entrada modelo mecánico de Xiao	154
Figura 49. Perfil de presión para tubería no aislada modelo mecánico de Xiao.	157
Figura 50. Perfil de presión para tubería aislada modelo mecánico de Xiao ...	157
Figura 51. Perfil de temperatura para tubería no aislada modelo mecánico de Xiao	158
Figura 52. Perfil de temperatura para tubería aislada modelo mecánico de Xiao	158
Figura 53. Archivo representativo del formato base (Excel)	167
Figura 54. Vista	167

Figura 55. Visualizador de resultados y tablas en Java 168

Figura 56. Controlador 169

Figura 57. Estructura de archivos del sistema 170

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Límites para definir el tipo de flujo, Beggs y Brill	45
Tabla 2. Coeficientes para determinar el colgamiento según el patrón de flujo.	46
Tabla 3. Coeficientes para la corrección por inclinación.	46
Tabla 4. Determinación de flujo	95
Tabla 5. Coeficientes para determinar el hold up de líquido según el patrón de flujo	96
Tabla 6. Datos de salida correlación empírica de Beggs y Brill	134
Tabla 7. Datos de salida correlación empírica de Poettman y Carpenter	137
Tabla 8. Datos de salida modelo mecánico de Ansari	140
Tabla 9. Datos de salida correlación de Eaton tubería no aislada	145
Tabla 10. Datos de salida correlación de Eaton tubería aislada	146
Tabla 11. Datos de salida correlación de Beggs y Brill tubería no aislada	150
Tabla 12. Datos de salida correlación de Beggs y Brill tubería aislada	151
Tabla 13. Datos de salida modelo mecánico de Xiao tubería no aislada	155
Tabla 14. Datos de salida modelo mecánico de Xiao tubería aislada	156

RESUMEN

TÍTULO: DESARROLLO DE UN SOFTWARE PARA EL MODELAMIENTO DEL FLUJO MULTIFÁSICO EN TUBERÍA VERTICAL Y HORIZONTAL*

AUTOR: GEIMMY VANESSA ORTIZ ZABALA

KAROL XIMENA JAIMES CARREÑO**

PALABRAS CLAVES: Hold up, deslizamiento, patrones de flujo, flujo multifásico.

DESCRIPCIÓN:

La importancia del flujo multifásico se origina en que cuando el fluido producido se desplaza desde el yacimiento hacia la superficie, se libera energía tanto en el flujo vertical como en el flujo horizontal; esta energía o presión es poseída por el fluido mientras este está en el yacimiento.

Entonces, se requiere realizar un buen diseño de los equipos del pozo, líneas de flujo, estranguladores, separadores y de otras conexiones. El diseño óptimo, necesita de un estudio detallado del comportamiento del flujo multifásico en cada uno de estos componentes. Dicho estudio es realizado por el software producto de este proyecto el cual permite determinar mediante correlaciones y modelos mecanísticos los perfiles de presión y temperatura que se presentan a lo largo de las tuberías.

El software se desarrolló en una interfaz gráfica en lenguaje de programación java y fue validado con el software comercial PIPESIM, para así brindar una mejor experiencia al usuario al momento de evaluar las gráficas y los parámetros de salida del programa, de esta manera se beneficiará la Escuela de Ingeniería de Petróleos de la Universidad Industrial de Santander, lo cual le permitirá a estudiantes y profesores estudiar más a fondo el comportamiento del flujo multifásico en tubería vertical y horizontal.

*Proyecto de grado

**Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería de Petróleos, Director: Manuel E. Cabarcas Simancas, Codirector: Julio César Pérez Angulo

ABSTRACT

TITLE: DEVELOPMENT- SOFTWARE FOR MODELING OF MULTIPHASE FLOW IN VERTICAL AND HORIZONTAL PIPE*

AUTHORS: GEIMMY VANESSA ORTIZ ZABALA

KAROL XIMENA JAIMES CARREÑO**

KEYWORDS: Hold up, slipping, flow patterns, multiphase flow

DESCRIPTION:

The importance of the multiphase flow is caused in that when the produced fluid is displaced from the reservoir to the surface, energy is released in both the vertical and horizontal flow; this energy or pressure is possessed by the fluid while it is in the reservoir.

Then, it is required to make a good design teams well, flowlines, throttles, separators and other connections. The optimal design requires detailed study of the behavior of multiphase flow in each of these components. This study is performed by the software product in this project which allows determine through correlations and mechanistic models, the profiles of pressure and temperature that occur along the pipes.

The software was developed in a graphic interface in Java programming language and was validated with PIPESIM commercial software, thus providing a better user experience when evaluating graphs and output parameters of the program, so it will benefit the school of Petroleum Engineering of the Universidad Industrial de Santander, which will allow students and teachers to further study the behavior of multiphase flow in vertical and horizontal pipe.

*Degree Project

**Physicochemical Engineering Faculty, Petroleum Engineering School, Director Manuel E. Cabarcas Simancas, Codirector: Julio César Pérez Angulo

INTRODUCCIÓN

El presente trabajo de grado consiste en el desarrollo de un software para el modelamiento del flujo multifásico en tubería vertical y horizontal a partir de correlaciones y modelos mecanísticos. La importancia del flujo multifásico radica en que cuando el fluido producido se desplaza desde el yacimiento hacia la superficie, se libera energía en el flujo vertical y horizontal. Se requiere entonces, realizar un buen diseño de los equipos del pozo, línea de flujo, estranguladores, separadores y de otras conexiones. El diseño óptimo, necesita de un estudio detallado del comportamiento del flujo multifásico en cada uno de estos componentes. Dicho estudio es realizado por el software producto del proyecto y permite determinar las propiedades termodinámicas, energéticas y de transporte del fluido y así los perfiles de presión y temperatura que se presentan a lo largo de las tuberías. Así, conociendo extensivamente el comportamiento detallado de los fluidos dentro de la tubería, es posible manipular las condiciones de trabajo para aprovechar al máximo la presión del flujo, la cantidad de gas, y/o el patrón de flujo presente, para economizar en equipos de transporte, red de tuberías y accesorios, medidores, equipos de separación y otros, de acuerdo con las características del sistema y la topografía de la región considerada.

El primer capítulo se centra en el planteamiento y la solución del problema que representa la falta de conocimiento detallado del comportamiento del flujo multifásico y la limitación del acceso a esta información por el alto costo de los simuladores comerciales, así se definen los objetivos a cumplir en la realización del proyecto.

En el segundo capítulo se encuentra la definición conceptual y matemática de las diferentes variables que intervienen en el flujo multifásico, así como de las propiedades físicas de los fluidos, necesarias en el algoritmo de cada correlación y modelo mecanístico para la determinación del perfil de presión y de temperatura para tubería vertical y horizontal bajo condiciones de flujo multifásico.

Posteriormente el tercer capítulo, se enfoca en el flujo multifásico en tubería vertical, allí, se definen cada uno de los patrones que tienen lugar en este tipo de flujo, además de las pérdidas de presión y de temperatura en la trayectoria de este, con sus correspondientes correlaciones empíricas y modelo mecánico, que permiten modelar el comportamiento del flujo y así predecir el gradiente de presión y de temperatura, incluyendo los algoritmos de cálculo para cada uno.

De igual manera en el cuarto capítulo, que trata el flujo multifásico en tubería horizontal, se presentan tanto los patrones correspondientes a este flujo como las correlaciones empíricas y el modelo mecánico aplicados por el software para la determinación de los perfiles de presión y temperatura, con sus respectivos algoritmos de cálculo.

En el quinto capítulo, se encuentra el manual del software desarrollado, donde se explica el acceso a los modelos, la presentación de los datos de entrada y de salida, además de las gráficas correspondientes a los perfiles de presión y de temperatura y la comparación de los resultados obtenidos por el software con los obtenidos por un software comercial.

Finalmente, cabe resaltar que se cumplieron los objetivos planteados para el proyecto, dando como producto un software dirigido principalmente a los estudiantes, que consta de algunos de los modelos más aplicados a nivel académico, proporcionando resultados de predicción de presión con márgenes de error aceptables pero resultados de predicción de temperatura con errores considerables, esto por considerar menos parámetros y aplicar ecuaciones diferentes en relación al software comercial; además es desarrollado, con una interfaz gráfica amigable con el usuario, facilitando su uso.

1. PRELIMINARES

1.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA:

En la industria petrolera determinar el comportamiento del flujo multifásico en tubería es de gran importancia, ya que es allí donde se producen las mayores pérdidas de energía, razón por la cual es necesario predecir de manera óptima los gradientes, para este fin se realizan pruebas de presión y/o se emplean simuladores, la mayoría de estos son desarrollados por empresas petroleras para uso privado, algunos son comerciales pero los altos costos limitan el acceso a estos, dificultando a la vez la profundización de conocimientos en el área a los estudiantes de esta ingeniería.

1.2. SOLUCIÓN AL PROBLEMA:

Se consideró de gran ayuda para la academia desarrollar un simulador de fácil acceso y de interfaz amigable con el usuario, con capacidad para calcular los perfiles de presión y temperatura bajo condiciones de flujo multifásico.

Para este propósito se llevaron a cabo los siguientes pasos:

- Validación de los modelos para tubería vertical y horizontal en Excel.
- Comparación de los resultados con los arrojados por el software comercial PIPESIM, se calculó el porcentaje de error y la desviación tomando como datos reales los obtenidos con PIPESIM.
- Programación de los modelos en la herramienta informática JAVA.
- Elaboración del manual del software resultado del presente trabajo de grado.

1.3. OBJETIVOS

1.3.1. Objetivo General

Desarrollar un software que permita calcular los perfiles de presión y temperatura para tubería horizontal y vertical bajo condiciones de flujo multifásico.

1.3.2. Objetivos Específicos

- Identificar y validar las correlaciones y modelos mecanísticos que serán empleados en el modelamiento del flujo multifásico en tuberías para el cálculo del perfil de presiones.
- Identificar y validar las correlaciones que serán empleadas en el cálculo del perfil de temperatura.
- Identificar y validar las correlaciones que serán empleadas en el cálculo de propiedades termodinámicas, energéticas y de transporte.
- Diseñar el algoritmo, la interfaz gráfica y el tutorial del software de tal forma que permita ser amigable con el usuario.
- Validar el desempeño global de la herramienta mediante con el uso de los módulos hidráulicos del programa PIPESIM.

2. FLUJO MULTIFASICO

El flujo Multifásico es definido como el movimiento concurrente de gas libre y líquido en tuberías. El flujo puede ser en cualquier dirección, el gas y el líquido pueden existir en forma homogénea, o el líquido puede estar en forma de bala o tapón y el gas detrás empujando, el líquido y el gas pueden también fluir paralelo uno de otro, u otra combinación de parámetros de flujo pueden estar presentes, el gas puede fluir con dos líquidos (normalmente petróleo y agua), y la posible existencia de estos líquidos emulsificados.

El flujo simultáneo de gas y líquido en una tubería es de suma importancia en las operaciones modernas. Para muchas instalaciones el uso de tuberías que manejan flujos multifásicos es la solución más económica, ya que disminuye el costo 20 a 25 % con respecto a utilizar dos tuberías para manejar fluidos en una sola fase.

En la industria petrolera el flujo multifásico se observa durante la producción y transporte de las fases líquidas (petróleo y agua) y la fase gaseosa (gas), tanto en el yacimiento como a través de la tubería de producción, bien sea en tuberías horizontales, verticales o inclinadas, debido a la simultánea producción de hidrocarburos y agua presente en el yacimiento.

La situación típica corresponde al flujo de una fase gaseosa en presencia de dos fases líquidas (agua e hidrocarburos), estas fases coexisten en un estado cercano al equilibrio. Un cálculo de equilibrio para estas fases constituye una necesidad para la solución de problemas de flujo multifásico, presentes en el movimiento del fluido desde el yacimiento hasta la superficie.

El comportamiento del flujo multifásico en tuberías verticales tiene como objetivo predecir el gradiente de presión a través de la tubería de producción, y el del flujo multifásico en tuberías horizontales es un poco más complicado modelar el comportamiento matemáticamente, es por ello que es indispensable el uso de software para construir un conjunto de curvas que cubran el amplio rango de condiciones de producción.

2.1. VARIABLES QUE INTERVIENEN EN EL FLUJO MULTIFÁSICO

En flujo multifásico el gradiente de pérdidas de presión por fricción incrementa para la misma masa que si estuviera en flujo monofásico, el flujo puede desarrollar una naturaleza vibrante, los fluidos se pueden separar por la diferencia en densidades y el flujo de cada fase viaja a diferentes velocidades en la tubería.

Una interfase rugosa puede existir entre las fases. Propiedades como la densidad, velocidad y viscosidad, las cuales son relativamente simples para fluidos individuales, en flujo multifásico son muy difíciles de calcular.

El cálculo de los gradientes de presión requiere valores de condiciones de flujo tales como velocidad y propiedades del fluido como densidad, viscosidad, y en algunos casos, tensión superficial, cuando esas variables son calculadas para flujo multifásico, ciertas reglas de mezcla y definiciones únicas son encontradas.³

2.1.1. Hold Up de líquido

Se define como la relación entre el volumen de líquido que ocupa un segmento de tubería y el volumen del segmento de tubería:

³ BEDOYA R., Sandra V., Fontecha C., Diana C. Desarrollo de una herramienta computacional con correlaciones de flujo multifásico aplicando el factor de ajuste para la viscosidad de crudos pesados. Trabajo de grado. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos, 2010. Página 6.

$$H_L = \frac{\text{volumen de líquido en un segmento de la tubería}}{\text{volumen de segmento de tubería}} = \frac{A_L}{A_P} \quad (2.1)$$

Donde:

H_L = Hold Up de líquido, adimensional

A_L = Área transversal ocupada por el líquido, in^2

A_P = Área transversal de la tubería, in^2

De lo anterior se tiene que su valor varía entre cero y uno (0-1), cero para flujo de gas y uno para flujo de líquido.

La importancia de este factor radica en la determinación de propiedades de las mezclas como la densidad, velocidad real del gas y del líquido, viscosidad efectiva y transferencia de calor.

Este parámetro es función de propiedades del gas y del líquido, patrones de flujo, diámetro e inclinación de la tubería.⁴

2.1.2. Hold Up de líquido sin deslizamiento

Es definido como la relación entre el volumen de líquidos en un segmento de la tubería el cual podría existir si el gas y el líquido viajaran a la misma velocidad (sin deslizamiento) dividido por el volumen del segmento de la tubería, puede ser calculado directamente de las tasas de flujo de gas y líquido⁵:

$$\lambda = \frac{q_L}{q_L + q_G} \quad (2.2)$$

⁴ GUILARTE P., María G., LISCANO C., VICEYNI. Determinación de gradientes de presión para el estudio del comportamiento de una línea de flujo multifásico mediante el empleo de correlaciones en tuberías horizontales e inclinadas. Trabajo de grado. Barcelona. Universidad de Oriente. Núcleo de Anzoátegui Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas. Departamento de Ingeniería Química, 2011. Página 12.

⁵ AZÓCAR M., Julián A., GONZÁLEZ M., Marvilec. Desarrollo de un programa en matlab para el análisis de flujo multifásico horizontal en los pozos del campo UDO. Trabajo de grado. Puerto la Cruz. Núcleo de Anzoátegui. Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas. Departamento de Química, 2007. Página 26.

Donde:

λ = Hold Up de líquido sin deslizamiento, adimensional

q_L, q_G = Caudal de líquido y gas, respectivamente, $bl/d, SCF/d$

2.1.3. Densidad

La densidad de una mezcla multifase fluyendo es muy difícil de evaluar, debido a la separación gravitacional de las fases y el deslizamiento entre las fases. Esta puede ser calculada de las densidades del agua y del aceite y de las tasas de flujo si se asume que no hay deslizamiento entre las fases.⁶

La densidad del aceite es calculada así:

$$\rho_o = \frac{350\gamma_o + 0,0764\gamma_g R_s}{5,6146B_o} \quad (2.3)$$

Donde:

ρ_o = Densidad del aceite, lb/ft^3

γ_o, γ_g = Gravedad específica del aceite y del gas, respectivamente, adimensional

R_s = Relación gas-aceite en solución, SCF/STB

B_o = Factor volumétrico de formación del aceite, $resbl/STB$

La densidad del gas es calculada así:

$$\rho_g = \frac{0,0764\gamma_g(P+14,7)520}{14,7(T+460)Z} \quad (2.4)$$

⁶ BEDOYA R., Sandra V., Fontecha C., Diana C. Desarrollo de una herramienta computacional con correlaciones de flujo multifásico aplicando el factor de ajuste para la viscosidad de crudos pesados. Trabajo de grado. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander. Facultas de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos, 2010. Páginas 7 y 8.

Donde:

ρ_G = Densidad del aceite, lb/ft^3

P = Presión, psi

T = Temperatura, $^{\circ}F$

Z = Factor de compresibilidad del gas, adimensional

La densidad del agua es calculada así:

$$\rho_W = \frac{350\gamma_W}{5,6146B_W} \quad (2.5)$$

Donde:

ρ_W = Densidad del agua, lb/ft^3

γ_W = Gravedad específica del agua, adimensional

B_W = Factor volumétrico de formación del agua, $resbl/STB$

La densidad del líquido es:

$$\rho_L = \rho_o \left(\frac{1}{1+WOR} \right) + \rho_W \left(\frac{WOR}{1+WOR} \right) \quad (2.6)$$

$$WOR = \frac{W_{cut}}{1-W_{cut}} \quad (2.7)$$

Donde:

ρ_L = Densidad del líquido, lb/ft^3

WOR = Relación agua-aceite, adimensional

W_{cut} = Corte de agua, adimensional

Y finalmente la densidad de la mezcla es calculada así:

$$\rho_m = \rho_L H_L + \rho_G (1 - H_L) \quad (2.8)$$

Donde:

ρ_m = Densidad de la mezcla, lb/ft^3

2.1.4. Velocidad superficial

La velocidad superficial de una fase del fluido es definida como la velocidad que la fase exhibiría si fluyera solo a través del total de la sección transversal de la tubería.⁷

$$V_{SL} = \frac{q_L}{A_p} \quad V_{SG} = \frac{q_G}{A_p} \quad (2.9)$$

V_{SL}, V_{SG} = Velocidad superficial del líquido y del gas, respectivamente, ft/s

2.1.5. Velocidad real

Las velocidades superficiales no son las velocidades reales de cada fase, debido a que cada fase ocupa una sección de la tubería, es por esto que la velocidad real de las fases gas y líquido está definida de la siguiente manera:

$$V_L = \frac{V_{SL}}{H_L} \quad V_G = \frac{V_{SG}}{1-H_L} \quad (2.10)$$

⁷ BEDOYA R., Sandra V., Fontecha C., Diana C. Desarrollo de una herramienta computacional con correlaciones de flujo multifásico aplicando el factor de ajuste para la viscosidad de crudos pesados. Trabajo de grado. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos, 2010. Página 9.

Donde:

V_L, V_G = Velocidad de líquido y gas, respectivamente, ft/s

2.1.6. Velocidad de deslizamiento

Las velocidades reales de cada fase generalmente son diferentes, por lo tanto la velocidad relativa entre las dos fases se denomina velocidad de deslizamiento.

$$V_S = V_G - V_L \quad (2.11)$$

Donde:

V_S = Velocidad de deslizamiento, ft/s

2.1.7. Velocidad de la mezcla

Es la sumatoria de las velocidades superficiales de las dos fases:

$$V_m = V_{SG} + V_{SL} \quad (2.12)$$

Donde:

V_m = Velocidad de la mezcla, ft/s

2.1.8. Tensión superficial

Es la tendencia de un líquido a ofrecer la mínima superficie libre, es decir la superficie líquida en contacto con un gas tiende a contraerse. Es una medida del inequilibrio en las fuerzas moleculares interfaciales para dos fases en contacto. En el flujo multifásico en tuberías el valor de tensión superficial líquido-líquido, son usados para determinar los patrones de flujo.

$$\sigma_L = \sigma_O \left(\frac{1}{1+WOR} \right) + \sigma_W \left(\frac{WOR}{1+WOR} \right) \quad (2.13)$$

Donde:

$\sigma_L, \sigma_o, \sigma_w$ = Tensión superficial del líquido, aceite y gas, respectivamente, *dinas/cm*

2.1.9. Viscosidad

La viscosidad de la mezcla ha sido utilizada para determinar tanto el número de Reynolds como otros números adimensionales empleados como parámetros en correlaciones.⁸

$$\mu_L = \mu_o \left(\frac{1}{1+WOR} \right) + \mu_w \left(\frac{WOR}{1+WOR} \right) \quad (2.14)$$

$$\mu_m = \mu_L \lambda_L + \mu_G (1 - \lambda_L) \quad (2.15)$$

Donde:

$\mu_L, \mu_o, \mu_w, \mu_G$ = Viscosidad del líquido, aceite, agua y gas, respectivamente, cP

μ_m = Viscosidad de la mezcla, cP

2.2. PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS FLUIDOS

Todas las correlaciones que predicen pérdidas de fricción requieren valores de propiedades físicas de los fluidos que usualmente no son conocidas y deben ser estimadas usando varias correlaciones empíricas.

La exactitud de las correlaciones con por lo general bastante buenas para fluidos en particular, sin embargo, su exactitud es desconocida cuando se aplican a otras mezclas de hidrocarburos. Incertidumbres adicionales resultan de la extrapolación

⁸ GUILARTE P., María G., LISCANO C., VICEYNI. Determinación de gradientes de presión para el estudio del comportamiento de una línea de flujo multifásico mediante el empleo de correlaciones en tuberías horizontales e inclinadas. Trabajo de grado. Barcelona. Universidad de Oriente. Núcleo de Anzoátegui Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas. Departamento de Ingeniería Química, 2011. Página 16.

a veces necesaria de los métodos más allá de sus rasgos definidos en cada correlación.

El empleo apropiado de las correlaciones para predecir el GOR y el factor volumétrico de formación calculados a volúmenes de fondo de pozo y gravedades específicas de las fases de aceite entre las fases de aceite y gas requiere que las fases estén en equilibrio, pero el equilibrio no existe entre las fases de crudo y gas en tubería debido a efectos de deslizamiento. Sin embargo, asumir equilibrio es probablemente la mejor aproximación que puede ser hecha.

Cuando datos de laboratorio para las propiedades del fluido existen, estos siempre deben ser usados. Ya que los datos requeridos frecuentemente no se encuentran a presiones y temperaturas encontradas a condiciones fluyentes, estos deben ser predichos con correlaciones empíricas.

Existen correlaciones empíricas para predecir todas las propiedades de los fluidos de interés en las operaciones de flujo multifásico. Sin embargo, se debe tener mucho cuidado en que las correlaciones no se extiendan de sus rangos de validez.

2.2.1. Relación gas-aceite en solución

A medida que incrementa la presión, el aceite absorberá el gas disponible en solución, y cuando la presión disminuye, se desarrollará gas del aceite saturado quedando este en solución. Para crudos livianos, como fluidos condensados, la cantidad y composición de cada fase debe ser predicha por cálculos de vaporización flash.

Para crudos de gravedad normal, asfaltenos, parafinas y bases mixtas, existen correlaciones empíricas. Las dos correlaciones principales fueron desarrolladas por Lasater ¹⁵ y Standing ¹⁶ y están representadas por la siguiente relación:

$$Pb = f(Rs, Yg, T, Yo) \quad (2.16)$$

Chierici, et al ¹⁷ sugiere que para °API>15 usar Lasater y para °API<15 usar Standing.

La correlación de Standing se desarrolla a partir de la temperatura, API, presión de burbuja y gravedad específica del gas, usando la siguiente correlación:

$$Rs = Yg \left(\frac{Pb 10^{0,0125(API)}}{18 10^{0,00091(T)}} \right)^{1/0,83} \quad (2.17)$$

T =Temperatura. °F.

Pb =Presión de burbuja, psia.

Rs =Relación de la solubilidad del gas en aceite, STB/Scf.

2.2.2. Factor volumétrico de formación del aceite

El factor volumétrico de formación, Bo, es un factor usado para predecir el cambio en volumen de aceite bajo cambios de presión y temperatura. El cambio en volumen es una combinación de efectos de compresibilidad, expansión térmica y transferencia de masa, el cual está representado por gas que se desarrolla de la solución o gas que entra en la solución, La única correlación empírica frecuentemente usada para predecir Bo fue desarrollada por Standing, para un crudo saturado.

$$Bo = 0,972 + 0,000147F^{1,175} \quad (2.18)$$

Bo = Factor volumétrico de formación, bbl/STB.

Donde,

$$F = Rs \left(\frac{Yg}{Yo} \right)^{0,5} + 1,25T \quad (2.19)$$

2.2.3. Compresibilidad del aceite

La compresibilidad se define como la variación del volumen con la presión a temperatura constante, y se puede determinar a partir de:

$$C_o = \frac{-1433+5R_s+17,2T-1180Y_g+114,7+12,61*API}{10^5 p} \quad 2.20)$$

C_o = Factor de compresibilidad, psi^{-1} .

2.2.4. Tensión superficial

La importancia relativa de la tensión superficial sobre las pérdidas de presión cuando flujo multifásico ocurre en una tubería es normalmente pequeño. Valores de tensión superficial gas-líquidos son usados para determinar los regímenes de flujo y el hold up de líquidos, aunque el efecto es menor. Sin embargo, es frecuentemente necesario predecir valores de tensión superficial gas aceite y tensión superficial gas agua. Valores de tensión superficial pueden ser obtenidos de trabajos de Baker and Swerdloff o del trabajo de Katz et al¹⁹.

2.2.5. Viscosidad

La viscosidad es la propiedad que le permite a los fluidos, por virtud de la cohesión e interacción entre las moléculas, ofrecer resistencia a la deformación cuando a estos se les aplica un mínimo esfuerzo cortante.

Diferentes fluidos se deforman a diferentes tasas bajo la acción de un mismo esfuerzo cortante. Fluidos con una alta viscosidad como la miel se deforman relativamente más despacio que los fluidos de baja viscosidad como el agua.

Todos los fluidos son viscosos, algunos fluidos denominados “Newtonianos” obedecen a la relación lineal:⁹

$$\tau = -\mu\left(\frac{\delta x}{\delta y}\right) \quad (2.21)$$

3. FLUJO MULTIFASICO EN TUBERÍA VERTICAL

El flujo multifásico es definido como el movimiento concurrente de gas libre y líquido en tuberías. El flujo puede ser en cualquier dirección, el líquido y el gas pueden existir en forma homogénea, o el líquido puede estar en forma de bala o tapón y el gas detrás empujando. El líquido y el gas pueden también fluir paralelo uno de otro, u otra combinación de parámetros de flujo pueden estar presentes. El gas puede fluir con dos líquidos normalmente petróleo y agua, y la posible existencia de estos líquidos emulsificados.

El flujo multifásico en tuberías verticales tiene como objetivo predecir el gradiente de presión a través de la tubería de producción.

3.1. PATRONES DE FLUJO EN TUBERÍA VERTICAL

Estos patrones son más simétricos alrededor de la tubería y menos dominado por la gravedad. Los principales patrones son: flujo burbuja, flujo tapón (slug), flujo “chum” y flujo anular.

3.1.1. Flujo Burbuja

Consiste en un conjunto de burbujas dispersas distribuidas dentro de una fase líquida continua, siendo la distribución aproximadamente homogénea a través de

⁹ BEDOYA R., Sandra V., Fontecha C., Diana C. Desarrollo de una herramienta computacional con correlaciones de flujo multifásico aplicando el factor de ajuste para la viscosidad de crudos pesados. Trabajo de grado. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander. Facultades de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos, 2010. Página 10.

la sección transversal de la tubería, ocurre a tasas relativamente bajas y es caracterizado por el deslizamiento entre la fase líquida, y gas; tienen poco efecto sobre el gradiente de presión.

3.1.2. Flujo Tapón

El flujo tapón es un flujo altamente complejo e inestable. La fase gaseosa es más pronunciada. Aunque, la fase líquida es continua, las burbujas de gas coalescen y forman bolsas o tapones que ocupan casi toda la sección transversal de la tubería.

3.1.3. Flujo Anular

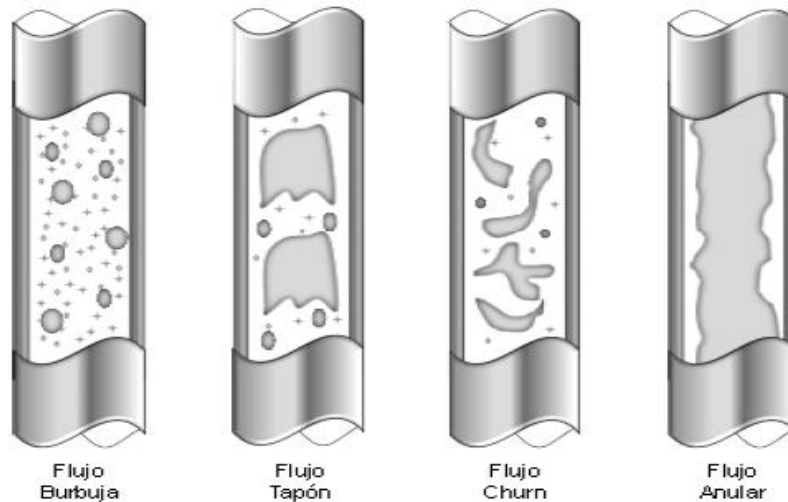
El gas fluye por la parte central de la tubería, mientras que el líquido fluye a lo largo de las paredes de la tubería a manera de película.

3.1.4. Flujo “Churn”

Este patrón de flujo existe solamente en flujo vertical hacia arriba y es muy caótica en naturaleza. Las burbujas de gas se pueden unir y el líquido puede ingresar en las burbujas. Aunque, los efectos del líquido son significativos, los efectos de la fase gaseosa son predominantes.¹⁰

¹⁰ CRAVINO C., Annabella, PÉREZ B., AL D. Evaluación de modelos homogéneos, de correlación y mecanicistas en la predicción de la caída de presión de flujo bifásico de gas y de líquido en tuberías verticales. Trabajo de grado. .Caracas. Universidad Central de Venezuela,2011.. Página 18.

Figura 1. Patrones de flujo en tubería vertical



Fuente: Imagen tomada de: CRAVINO C., Annabella, PÉREZ B., AL D. Evaluación de modelos homogéneos, de correlación y mecanicistas en la predicción de la caída de presión de flujo bifásico de gas y de líquido en tuberías verticales. Trabajo de grado. .Caracas. Universidad Central de Venezuela,2011

3.2. PÉRDIDAS DE PRESIÓN EN TUBERÍA VERTICAL

El problema de predecir con precisión las caídas de presión en la tubería de producción, se ha ido incrementando a muchas soluciones especializadas para condiciones limitadas. La razón para estas muchas soluciones es que el flujo multifásico es complejo y se dificulta su análisis incluso para estas correlaciones estudiadas de condiciones limitadas.

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:

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

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

$$\left(\frac{dp}{dz}\right) = \left(\frac{dp}{dz}\right)_e + \left(\frac{dp}{dz}\right)_f \quad 3.1)$$

Las diversas correlaciones existentes para el cálculo de distribuciones de presión con flujo multifásico en tuberías, pueden clasificarse en tres grupos en base al criterio utilizado en su desarrollo.

3.2.1. Correlaciones empíricas para pérdidas de presión en tubería vertical

Diversos investigadores han desarrollado diferentes correlaciones de flujo multifásico en tuberías verticales y horizontales, basándose en los principios termodinámicos y de flujo de fluidos, pero principalmente en observaciones empíricas limitadas por caídas de presión por fricción, diámetros de tuberías, características de los fluidos utilizados, geometría y condiciones de flujo, y relaciones gas - líquido.

Varias correlaciones para predecir las pérdidas de presión en tubería vertical han sido publicadas. Debido a la complejidad del flujo multifásico, las correlaciones propuestas por necesidad son altamente empíricas.

La ecuación de gradiente de presión general se define así:

$$\frac{dp}{dz} = \left(\frac{dp}{dz}\right)_{el} + \left(\frac{dp}{dz}\right)_{f} + \left(\frac{dp}{dz}\right)_{acc} \quad (3.2)$$

La pérdida de presión causada por el cambio de elevación depende de la densidad de la mezcla y es usualmente calculada usando el valor de hold up líquido. Excepto para condiciones de alta velocidad, la mayoría de pérdidas de presión en flujo vertical son causadas por este componente. La pérdida de presión causada por la fricción requiere la evaluación del factor de fricción. La pérdida de presión debida a la aceleración del fluido es algunas veces despreciable y usualmente es calculada solo para casos de altas velocidades de flujo.¹¹

3.2.1.1. Correlación de Beggs & Brill

El método de Beggs & Brill es basado en trabajos hechos con mezclas de agua y aire para diferentes condiciones. Esta correlación, se enfatiza en calcular las propiedades que afectan las caídas de presión de flujo multifásico a diferentes grados de inclinación de la tubería.

Esta investigación es de gran importancia en la actualidad, ya que cada día el número de pozos direccionales o inclinados es mayor, especialmente en las plataformas marinas y en áreas muy inhóspitas como algunas zonas de Alaska y Canadá.

Entre las limitaciones del método se encuentran, la sobre predicción de las pérdidas de presión en tuberías de 1"1/2 de diámetro, se presentan errores para valores de GOR mayores a 5000 y que no es muy aplicable en pozos verticales, es preferible si la tubería presenta algún grado de inclinación.

Para este método la ecuación de caída de presión para la fase de gas, líquida o ambas se expresa de la siguiente manera.

¹¹ BEDOYA R., Sandra V., Fontecha C., Diana C. Desarrollo de una herramienta computacional con correlaciones de flujo multifásico aplicando el factor de ajuste para la viscosidad de crudos pesados. Trabajo de grado. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander. Facultas de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos, 2010. Páginas 21 y 22.

$$-\frac{dp}{dz} = \frac{\frac{g}{g_c} \text{sen}\theta (\rho_l f_l + \rho_g (1-f_l)) + \frac{f_m G_m v_m}{2 g_c d}}{1 - \frac{(\rho_l f_l + \rho_g (1-f_l)) v_m v_g}{p g_c}} \quad (3.6)$$

Donde:

f_l = Holdup de líquido

f_m = Factor de fricción de la mezcla

G_m = Tasa de flujo másico del a mezcla

d = Diámetro de la tubería

ρ_l ρ_g = Las densidades de líquido y gas

g = Aceleración debido a la gravedad, ft/sec²

g_c = Factor de conversión, Adim

p = Presión

Esta ecuación se puede reducir a una sola fase líquida si f_l tiende a uno (1) o una fase gaseosa si f_l tiende a cero. También, puede ser aplicada a tuberías verticales u horizontales si a ángulo es igual a 90° o 0° grados.

En la correlación de Beggs & Brill, el patrón de flujo es determinado usando el Número de Froude y fracción de líquido. El mapa de flujo está basado en flujo horizontal y tiene cuatro regímenes: segregado, intermitente, distribuido y transición. Los tipos de flujo en los primero tres regímenes son mostrados a continuación:

- Flujo segregado: Estratificado, ondulado y anular.
- Flujo intermitente: Tapón y slug.
- Flujo distribuido; Burbuja y niebla.

Una vez el régimen de flujo ha sido determinado, el “holdup” de líquido para una tubería horizontal es calculado, usando la correlación adecuada para tal régimen.

La inclinación de la tubería es un factor aplicado para el cálculo del “holdup”. Después del holdup, un factor de fricción es calculado y se determina el gradiente de presión.

Se presentan dos términos desconocidos en la ecuación, f_l se debe determinar para calcular la densidad in situ, y f_m es utilizado para calcular las pérdidas por fricción. El propósito del estudio realizado por Beggs & Brill, era desarrollar correlaciones para predecir f_l y f_m para fluidos cuyas propiedades son conocidas.

Algoritmo de cálculo:

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

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

$$\bar{p} = \frac{p_1 + p_2}{2} + p_{atm} \quad (3.7)$$

$$\bar{h} = h + \frac{\Delta h}{2} \quad (3.8)$$

Para \bar{p}_1 .

2. Determinar la temperatura promedio \bar{T} , a la profundidad promedio. Este valor se debe conocer de la relación temperatura vs profundidad (gradiente de temperatura).
3. Del análisis PVT o de las correlaciones apropiadas, calcular a la \bar{P} y \bar{T} :

$$R_s, B_o, B_w, \mu_o, \mu_w, \mu_g, \sigma_o, \sigma_w, Z$$

4. Calcular la densidad relativa del aceite.

$$\gamma_o = \frac{141,5}{131,5 + \text{°API}} \quad (3.9)$$

5. Calcular la densidad del líquido y del gas en lb_m/pie^3 a \bar{P} y \bar{T} :

$$\rho_l = \rho_o \left(\frac{1}{1+WOR} \right) + \rho_w \left(\frac{WOR}{1+WOR} \right) \quad (3.10)$$

$$\rho_o = \frac{(350 \cdot \gamma_o + 0,0764 \cdot R_s)}{5,6146 \cdot B_o} \quad (3.11)$$

$$\rho_w = \frac{350 \cdot \gamma_w}{5,6146 \cdot B_w} \quad (3.12)$$

$$\rho_g = \frac{0,00764 \cdot \gamma_g \cdot \bar{p} \cdot 520}{(14,7)(\bar{T} + 460)z} \quad (3.13)$$

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

$$q_g = \frac{3,27 \cdot 10^{-7} \cdot Z \cdot q_o \cdot (R - R_s) \cdot (\bar{T} + 460)}{\bar{P}} \quad (3.14)$$

$$q_L = 6,49 \cdot 10^{-5} \cdot (q_o \cdot B_o + q_w \cdot B_w) \quad (3.15)$$

Donde:

q_L y q_G =pies³/seg

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

$$v_{SL} = \frac{144 \cdot q_L}{A_p} \quad (3.16)$$

$$v_{sg} = \frac{144 \cdot q_g}{A_p} \quad (3.17)$$

$$v_m = v_{SL} + v_{sg} \quad (3.18)$$

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

$$G_L = \rho_L \cdot v_{sl} \quad (3.19)$$

$$G_g = \rho_g \cdot v_{sg} \quad (3.20)$$

$$G_T = G_L + G_g \quad (3.21)$$

9. Calcular el colgamiento de líquido sin resbalamiento.

$$\lambda = \frac{\dot{q}_L}{\dot{q}_L + \dot{q}_g} = \frac{1}{1 + \frac{q_o(R-R_s)B_g}{5.615 \cdot (q_o B_o + q_w B_w)}} \quad (3.22)$$

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

$$N_{FR} = \frac{V_m^2}{g \cdot \frac{d}{12}} \quad (3.23)$$

$$\mu_l = \mu_o \left(\frac{1}{1+WOR} \right) + \mu_w \left(\frac{WOR}{1+WOR} \right) \quad (3.24)$$

$$\mu_m = \mu_L * \lambda + \mu_g(1 - \lambda) \quad (3.25)$$

$$\sigma_l = \sigma_o \left(\frac{1}{1+WOR} \right) + \sigma_w \left(\frac{WOR}{1+WOR} \right) \quad (3.26)$$

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

$$N_{RE} = \frac{M_m * \frac{d}{12}}{\mu_m * 6,72 * 10^{-4}} \quad (3.27)$$

$$N_{LV} = 1,938 * V_{SL} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0,25} \quad (3.28)$$

12. Para determinar el patrón de flujo que existe en el flujo horizontal, calcular los parámetros correlacionados L1, L2, L3, y L4.

$$L_1 = 316 * \lambda^{0,302} \quad (3.29)$$

$$L_2 = 0,0009252 * \lambda^{-2,4684} \quad (3.30)$$

$$L_3 = 0,1 * \lambda^{-1,4516} \quad (3.31)$$

$$L_4 = 0,5 * \lambda^{-6,738} \quad (3.32)$$

13. Determine el patrón de flujo usando los siguientes límites:

Tabla 1. Límites para definir el tipo de flujo, Beggs y Brill

Segregado	$\lambda < 0.01$ y $N_{FR} < L_1$ ó $\lambda \geq 0.01$ y $N_{FR} < L_2$
Transición	$\lambda \geq 0.01$ y $L_2 < N_{FR} \leq L_3$
Intermitente	$0.01 \leq \lambda < 0.4$ y $L_3 < N_{FR} \leq L_1$ ó $\lambda \geq 0.4$ y $L_3 < N_{FR} \leq L_4$
Distribuido	$\lambda < 0.4$ y $N_{FR} \geq L_1$ ó $\lambda \geq 0.4$ y $N_{FR} > L_4$

Fuente: TORRES C., Juan M., TRAUWVITZ R., Edgar F. Flujo multifásico en tuberías. Trabajo de grado. México D.F. Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de Ingeniería. División de Ciencias de la Tierra, 2008.

14. Calcular el colgamiento horizontal $H_L(O)$. Si el patrón de flujo es transición, es necesario interpolar entre los valores de flujo segregado y el intermitente.

$$H_L(O) = \frac{a*\lambda^b}{(N_{FR})^c} \quad (3.33)$$

Donde a,b y c son determinados para cada patrón de flujo de la tabla siguiente:

Tabla 2. Coeficientes para determinar el colgamiento según el patrón de flujo.

Patrón de Flujo	a	b	c
Segregado	0.98	0.4846	0.0868
Intermitente	0.845	0.5351	0.0173
Distribuido	1.065	0.5824	0.0609

Fuente: TORRES C., Juan M., TRAUWVITZ R., Edgar F. Flujo multifásico en tuberías. Trabajo de grado. México D.F. Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de Ingeniería. División de Ciencias de la Tierra, 2008.

15. Calcular el coeficiente del factor de corrección por inclinación:

$$C = (1 - \lambda) \ln\{d * \lambda^e * N_{LV}^f * N_{FR}^g\} \quad (3.34)$$

Donde d,e,f y g se determinan para cada condición de flujo de la tabla:

Tabla 3. Coeficientes para la corrección por inclinación.

Patrón de Flujo	d	e	f	g
Segregado ascendente	0.011	- 3.768	3.539	- 1.614
Intermitente ascendente	2.96	0.305	- 0.4473	0.0978
Distribuido ascendente	Sin Corrección (C = 0)			
Todos los patrones de flujo descendente	4.70	- 0.3692	0.1244	- 0.5056

Fuente: TORRES C., Juan M., TRAUWVITZ R., Edgar F. Flujo multifásico en tuberías. Trabajo de grado. México D.F. Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de Ingeniería. División de Ciencias de la Tierra, 2008.

16. Calcular el factor de corrección del colgamiento de líquido debido a la inclinación:

$$\Psi = 1 + C \{ \text{sen}(1,8 * \theta) - 0,333 * \text{sen}^3(1,8 * \theta) \} \quad (3.35)$$

Para pozos verticales se usa:

$$\Psi = 1 + 0,3 C \quad (3.36)$$

17. Calcular el colgamiento de líquido corregido y la densidad de la mezcla con:

$$H_L(\theta) = H_L(\theta) * \Psi \quad (3.37)$$

$$\rho_m = \rho_m * H_L + \rho_g(1 - H_L) \quad (3.38)$$

18. Calcular la relación del Factor de Fricción de las dos fases (f_T) con respecto al Factor de Fricción sin resbalamiento (f_{ns}).

$$\frac{f_T}{f_{ns}} = e^S \quad (3.39)$$

Donde:

$$S = \frac{\ln(y)}{\{-0,0523 + 3,182 * \ln(y) - 0,8725 (\ln(y))^2 + 0,01853 * (\ln(y))^4\}} \quad (3.40)$$

Y:

$$Y = \frac{\lambda}{(H_L(\theta))^2} \quad (3.41)$$

S se determina en un punto del intervalo $1 < y < 1,2$; para “y” en este intervalo, la función S se calcula de:

$$S = \ln(2,2y - 1,2) \quad (3.42)$$

19. Calcular el Factor de Fricción sin considerar el resbalamiento.

$$f_{ns} = \frac{1}{\left\{ 2 \log \left(\frac{N_{Re}}{4,5223 \log N_{Re} - 3,8215} \right) \right\}^2} \quad (3.43)$$

O:

$$f_{ns} = 0,0056 + \frac{0,5}{N_{Re}^{0,32}} \quad (3.44)$$

20. Calcular el factor de fricción de las dos fases.

$$f_T = f_{ns} * \frac{f_T}{f_{ns}} \quad (3.45)$$

21. Calcular Δh :

$$\Delta h = \frac{\Delta p * 144 * \left(\frac{\rho_m V_m V_{sg}}{g_c (p+14,7)^{144}} \right)}{\frac{g \rho_m \text{sen} \theta}{g_c} + \frac{f_T M_m v_m^{12}}{2 g_c d}} \quad (3.46)$$

Si el valor supuesto en el paso 1 y el calculado en el paso 21 no son suficientemente cercanos, el valor calculado es tomado como el nuevo valor supuesto de Δh y el procedimiento se repite hasta que los valores sean iguales.

Un nuevo incremento de presión es escogido y el procedimiento continúa hasta que la suma de todas las Δh 's sea igual a la profundidad del pozo.¹²

3.2.1.2. Correlación empírica Poettman y Carpenter

Poettman & Carpenter desarrollaron un método semi empírico utilizando diámetros de tubería de producción de 2, 2 $\frac{1}{2}$, 3 pulgadas en el que incorporaron la ecuación general de energía y datos de 34 pozos fluyentes de aceite y 15 con bombeo neumático. El aceite, gas y agua fueron considerados para estar en una sola fase, y no se trató de determinar la correlación de colgamiento. Toda la pérdida de energía incluyendo el resbalamiento y líquidos de emergencia se introdujeron en una factor de pérdida de energía la cual tomó como constante en toda la longitud de la tubería. También se asumió el flujo vertical de aceite, gas y agua como turbulento, además de no tomar en cuenta los patrones de flujo.

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

- Tuberías de 2, 2 $\frac{1}{2}$ y 3 pulgadas.
- Viscosidades menores de 5 cp.
- RGL menores a 1500 pies³/bl.
- Gastos mayores a 400 bpd.

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_T = \frac{1}{144} \left[\bar{\rho} m + \frac{f W m^2}{7,413 \cdot 10^{10} \bar{\rho} m \left(\frac{d}{12}\right)^5} \right] \quad (3.47)$$

¹² TORRES C., Juan M., TRAUWVITZ R., Edgar F. Flujo multifásico en tuberías. Trabajo de grado. México D.F. Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de Ingeniería. División de Ciencias de la Tierra, 2008. Página 122.

Algoritmo de cálculo:

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

1. Se debe tener u obtener p_1 , p_2 , T_1 , T_2 , γ_g , γ_o , γ_w , R , h , d así como B_o y R_s a p_1 y p_2 .
2. Graficar h vs p .
3. Determinar la masa de aceite, gas y agua por barril de aceite.

$$M = 350 * \gamma_o + 0,0764 * \gamma_g + 350 * R + 350 * \gamma_w + WOR \quad (3.48)$$

4. Calcular el gasto másico de la mezcla W_m en lbm/día.
5. Suponer una presión inicial en la TP.
6. Calcular el volumen de la mezcla V_T a la presión y la temperatura establecida:

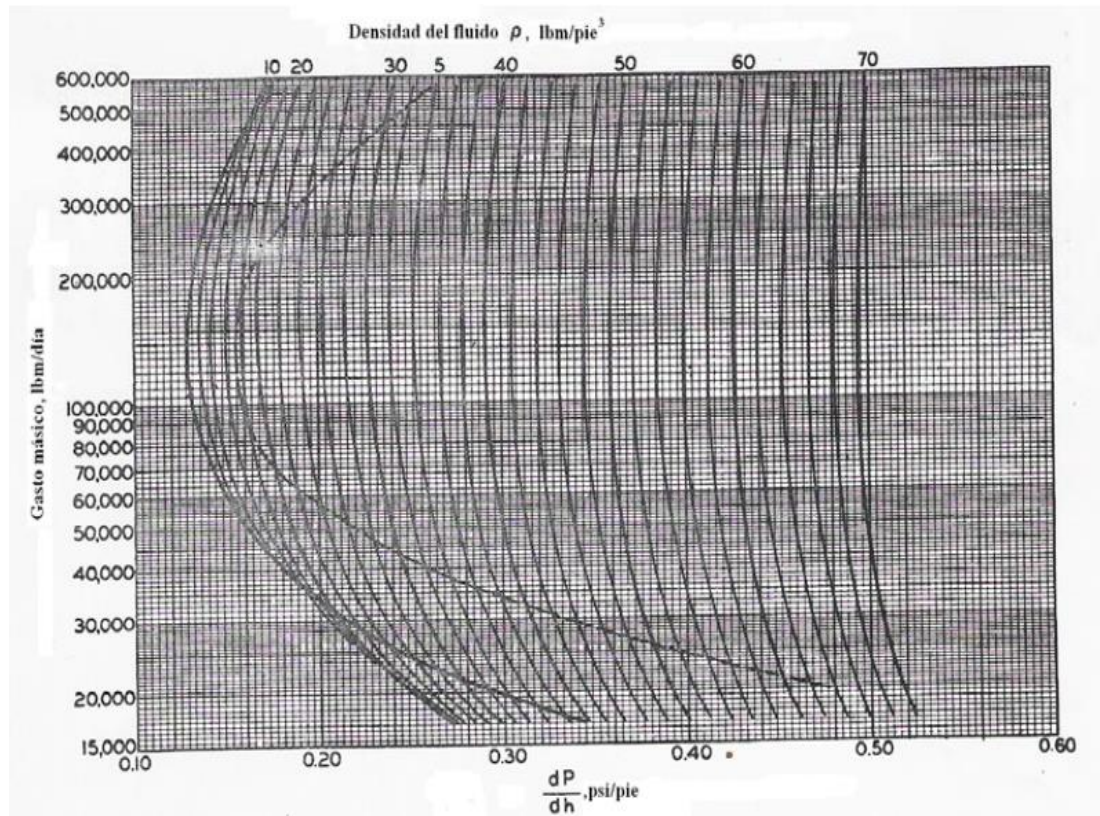
$$V_T = 5,61 B_o + 5,61 * WOR + (R - R_s) \left(\frac{14,7}{P}\right) \left(\frac{T}{520}\right) \left(\frac{Z}{1}\right) \quad (3.49)$$

7. Determinar la densidad a la presión supuesta:

$$\rho_m = \frac{M}{V_T} \quad (3.50)$$

8. De la siguiente figura, determinar el gradiente de presión fluyendo para el gasto másico y la densidad, calculadas en los pasos 4 y 7 respectivamente.

Figura 2. Correlación de la densidad del fluido (Poettman y Carpenter)



Fuente: Torres Coria Juan Manuel y Trauwitz Rosas Edgar Fernando,: “Flujo multifásico en tuberías”, Trabajo de grado, México D.F. 2008.

9. Suponer una segunda presión en la TP para una mayor profundidad y repetir los pasos 6, 7 y 8.
10. De los gradientes obtenidos, determinar un gradiente de presión promedio.
11. De la diferencia de presiones entre p_1 y p_2 , determinar la distancia entre estas dos presiones con:

$$\frac{P_2 - P_1}{\left(\frac{dp}{dh}\right)_{prom}} = \frac{dp}{\left(\frac{dp}{dh}\right)_{prom}} = \Delta h \quad (3.51)$$

12. Repetir el procedimiento hasta completar la profundidad del pozo.

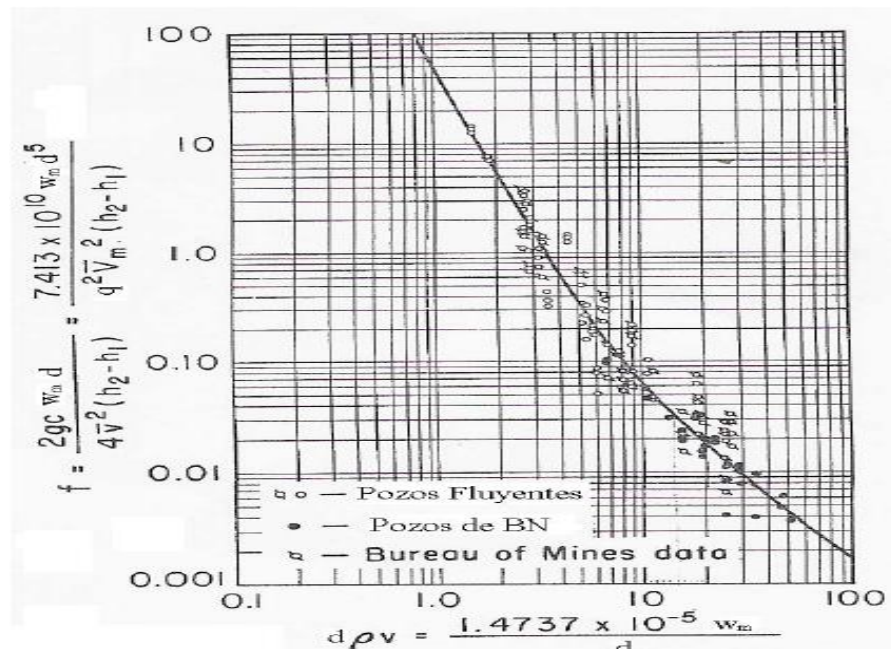
13. Para obtener el gradiente de presión incluyendo las pérdidas por fricción tenemos.

$$d \cdot v \cdot \rho = \frac{1,4737 \cdot 10^{-5} \cdot W_m}{\frac{d}{12}} \quad (3.52)$$

Donde W_m es el calculado en el paso 4, en $lb_m/día$.

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

Figura 3. Correlación de datos de campo en pozos fluyentes y de Bombeo Mecánico



Fuente: Torres Coria Juan Manuel y Trauwitz Rosas Edgar Fernando, Flujo multifásico en tuberías, Trabajo de grado, México D.F. 2008.

15. Calcular el gradiente de presión total con:

$$\left(\frac{dp}{dh}\right) = \frac{1}{144} [\overline{\rho}_m] + \left(\frac{f \cdot W_m^2}{7,413 \cdot 10^{10} \cdot \overline{\rho}_m \left(\frac{d}{12}\right)^5}\right) \quad (3.53)$$

Donde:

$$\overline{\rho}_m = \frac{\rho_{m1} + \rho_{m2}}{2} \quad (3.54)$$

16. Por último se calcula la profundidad total con:¹³

$$\frac{p_1 - p_2}{\left(\frac{dp}{dh}\right)_T} = \frac{dp}{\left(\frac{dp}{dh}\right)_T} = \Delta h \quad (3.55)$$

3.2.2. Modelo mecanístico para pérdidas de presión en tuberías verticales

Los modelos mecanísticos intentan modelar matemáticamente la física del fenómeno bajo estudio aplicando principios fundamentales, entre los modelos mecanísticos se destacan los desarrollados por Ansari et al (1994) y Gómez et al (2000). Estos modelos se pueden usar especialmente en casos de flujo multifásico, vertical y ascendente. Este enfoque trata de arrojar más luz sobre los fenómenos físicos. El postulado fundamental en este método es la existencia de varios patrones de flujo.

El principal objetivo de este enfoque es predecir el patrón de flujo existente para un sistema en particular. Luego para cada patrón de flujo se emplea un modelo diferente para predecir la hidrodinámica y la transferencia de calor correspondiente.

Estos modelos son más confiables y generales debido a que incorporan los mecanismos y los parámetros importantes de flujo.

¹³ TORRES C., Juan M., TRAUWVITZ R., Edgar F. Flujo multifásico en tuberías. Trabajo de grado. México D.F. Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de Ingeniería. División de Ciencias de la Tierra, 2008. Página 84.

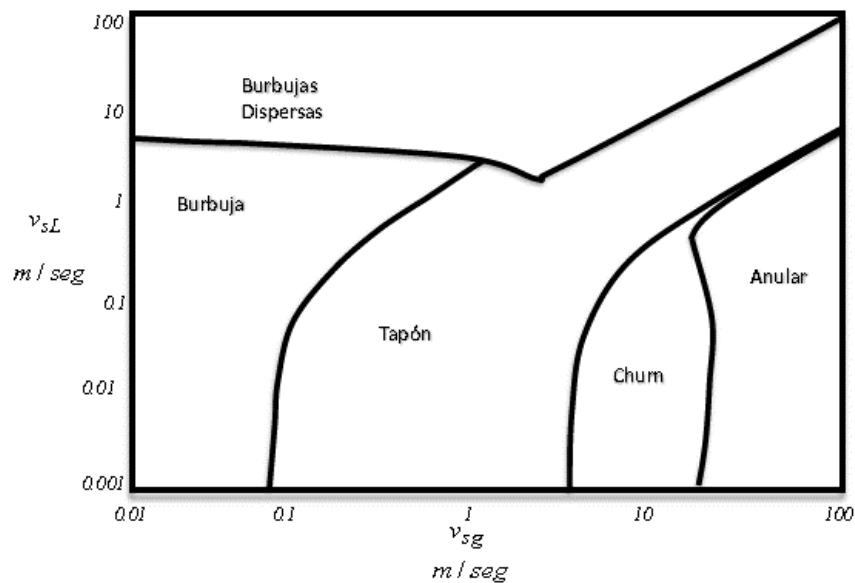
3.2.2.1. Modelo mecánico de Ansari et al.

Este modelo es un análisis exhaustivo del flujo. Está compuesto por un modelo de predicción de patrón de flujo y un grupo de modelos mecanicistas independientes los cuales predicen características como el holdup y la caída de presión en flujo burbuja, tapón y anular.

Para la predicción del régimen se hizo referencia a trabajos anteriores como el de Taitel *et al.* (1980), quienes trabajaron en el modelaje mecanicista de la transición entre patrones para flujo bifásico ascendente. Ellos identificaron cuatro patrones de flujo. Luego, Barnea *et al.* (1982) extendieron este método a todas las inclinaciones y, finalmente, Barnea (1987) publicó un modelo unificado aplicable a tuberías de cualquier inclinación. Basado en estos trabajos, el modelo de Ansari predice el patrón de flujo definiendo los límites entre burbuja, tapón y anular.

A continuación se muestra el mapa de los patrones estudiados:

Figura 4. Mapa de patrones de flujo para tubería vertical



Fuente: Imagen tomada de: Cravino C, Annabella y Pérez B, AID.: “Evaluación de modelos homogéneos, de correlación y mecanicistas en la predicción de la caída de presión de flujo bifásico de gas y de líquido en tuberías verticales”, Trabajo de grado, Caracas, 2007.

- **Flujo Burbuja**

Los autores se basaron en el trabajo de Caetano (1985). Para el desarrollo del modelo se consideró el patrón de flujo burbuja dispersa separadamente al de flujo burbuja. Debido a la distribución uniforme de burbujas de gas en el líquido y la ausencia de deslizamiento entre las fases, el patrón burbuja dispersa se puede aproximar a un pseudo-monofásico.

Ansari considera la caída de presión por aceleración despreciable, ya que, según sus estudios, el flujo burbuja está dominado por una fase líquida incompresible por lo que no hay cambios significativos en la densidad de los fluidos.

- **Flujo Tapón**

Este modelo trata el flujo tapón totalmente desarrollado por separado al flujo en desarrollo. Fernandes *et al.* (1986) el primer modelo completo para flujo tipo tapón, el cual fue simplificado por Sylvester (1987), quien presentó una correlación para calcular la fracción volumétrica de gas en el tapón. Ambos modelos son aplicados para el caso de patrón desarrollado. McQuillan y Whalley (1985) introdujeron el concepto de tapón en desarrollo.

En el caso de la componente de presión debida a la aceleración, según Ansari, la velocidad en la película se debe tomar en cuenta. El líquido en el tapón se desacelera y su velocidad de ascenso U disminuye hasta un valor igual a U . El mismo líquido se acelera cuando sale de la película con una velocidad U hacia un tapón de líquido que se mueve a una velocidad U . Si el cambio de velocidad sucede dentro del tapón entonces no ocurrirá una caída neta de presión en el mismo, mientras el flujo tapón sea estable. Es por esto que Ansari no toma en cuenta la componente de caída de presión debido a la aceleración.

- **Flujo Anular**

Wallis presentó una ecuación para el cálculo del arrastre de líquido y el factor de fricción en función del espesor de película. Luego Hewitt y Hall-Taylor (1970) ofrecieron un análisis exhaustivo de los mecanismos involucrados en el flujo tipo anular. El valor de gradiente de presión total puede ser calculado por dos ecuaciones diferentes, presentadas por Alves (1988), ya que la caída de presión en la película de líquido debe ser la misma que la del núcleo.

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{tot} = \left(\frac{dp}{dz}\right)_c = \varphi_c^2 \left(\frac{dp}{dz}\right)_{sc} + g\rho_c \sin(\beta) \quad (3.56)$$

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{tot} = \left(\frac{dp}{dz}\right)_{film} = \varphi_f^2 \left(\frac{dp}{dz}\right)_{sl} + g\rho_l \sin(\beta) \quad (3.57)$$

En las ecuaciones anteriores no aparece la componente debida a la aceleración ya que según López y Dukler (1986), excepto para intervalos limitados de tasas de flujo, la componente de aceleración debida al intercambio de gotas de líquido entre el centro y la película es insignificante.

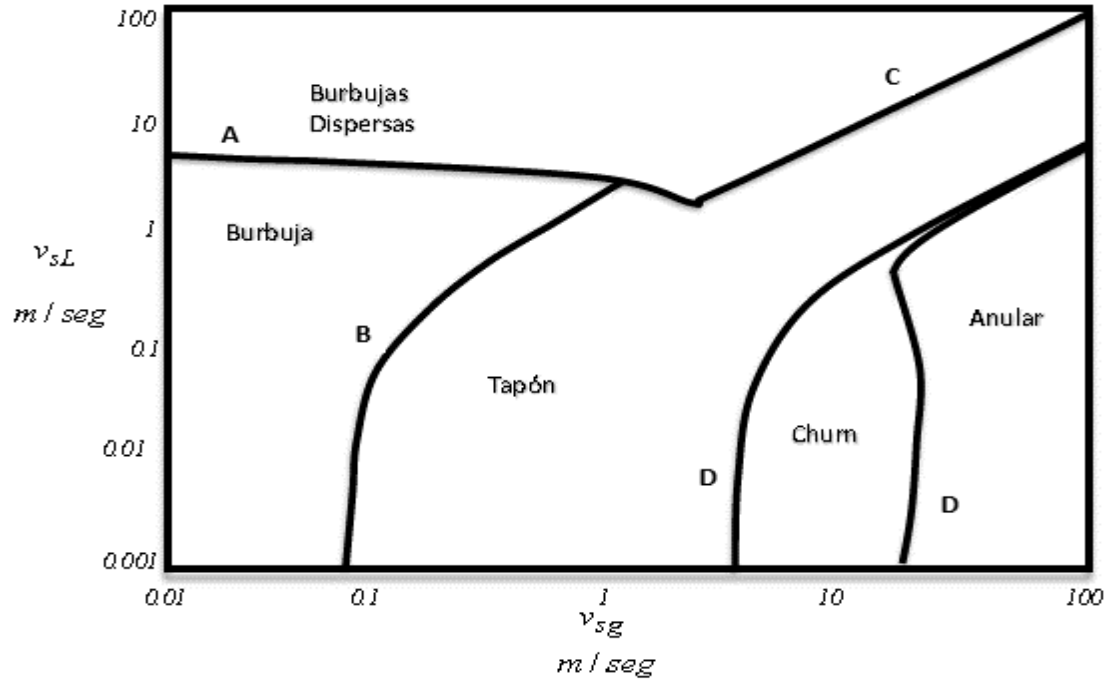
Algoritmo de cálculo:

1. Determinar la velocidad media.

$$U_m = U_{sl} + U_{sg} \quad (3.58)$$

2. Para definir el patrón de flujo se deben calcular los puntos de corte de las curvas de las fronteras de transición.

Figura 5. Mapa de patrones de flujo por Ansari et al. (1994)



Fuente: TORRES C., Juan M., TRAUWVITZ R., Edgar F. Flujo multifásico en tuberías. Trabajo de grado. México D.F. Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de Ingeniería. División de Ciencias de la Tierra, 2008.

- Transición entre flujo burbuja y tapón (curva **B**, Fig. xx), utilizando la ecuación de Harmathy (1960):

$$U_{Sg} = 0,25 * 1,53 \left[\frac{g * \sigma (\rho l - \rho g)}{\rho l^2} \right]^{\frac{1}{4}} + 0,333 U_{sl} \quad (3.59)$$

Es importante considerar que el menor diámetro para el cual ocurre flujo burbuja es:

$$D_{min} = 19,01 \left[\frac{(\rho l - \rho g) \sigma}{\rho l^2 g} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (3.60)$$

- Transición entre flujo burbuja y burbuja dispersa (curva **A**).

$$2 \left[\frac{0,4\sigma}{(\rho_l - \rho_g)g} \right]^{\frac{1}{2}} \left(\frac{\rho_l}{\sigma} \right)^{\frac{3}{5}} \left(\frac{f}{2d} \right)^{\frac{2}{5}} (U_{sl} + U_{sg})^{1,2} = 0,725 + 4,15 \left(\frac{U_{sg}}{U_{sl} + U_{sg}} \right) \quad (3.61)$$

- Transición entre flujo burbuja dispersa y tapón (curva **C**).

$$U_{sl} = \frac{U_{sg}}{0,76} - U_{sg} \quad (3.62)$$

- Transición entre flujo tapón y anular (curva **D**). La primera condición a tomar en cuenta es que la velocidad superficial del gas sea mayor al valor:

$$U_{sg} = 3,1 \left[\frac{(\rho_l - \rho_g)g\sigma}{\rho_g^2} \right]^{\frac{1}{4}} \quad (3.63)$$

Para asegurar la existencia de flujo anular es necesario iterar, utilizando el factor de Lockhart y Martinelli M_X , y M_Y para calcular el espesor de película. Este factor se define en la Ec. 86 y, el segundo, se define como:

$$Y_M = \frac{\sin(\beta)g(\rho_l - \rho_{sc})}{\left(\frac{dp}{dz} \right)_{sc}} \quad (3.64)$$

Donde $(dz/dP)_{sl}$ y $(dz/dP)_{sc}$ corresponden a la caída de presión por fricción en el líquido y en el núcleo respectivamente, y se calculan:

$$\left(\frac{dp}{dz} \right)_{sl} = \frac{f_{sl}\rho_l U_{sl}^2}{2D_i} \quad (3.65)$$

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{sc} = \frac{f_{sc}\rho_{sc}U_{sc}^2}{2D_i} \quad (3.66)$$

Donde los factores de fricción de Moody anteriores se calculan con:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2\log\left[\frac{\frac{\varepsilon}{D_i}}{3.7} - \frac{4.518}{Re} \log\left[\frac{6.9}{Re} + \left\{\frac{\varepsilon}{D_i}\right\}^{1.11}\right]\right] \quad (3.67)$$

El número de Reynolds de líquido:

$$Re_l = \frac{\rho_l D_i U_{sl}}{\mu_l} \quad (3.68)$$

El número de Reynolds para el núcleo:

$$Re_{sc} = \frac{\rho_{sc} D_i U_{sc}}{\mu_{sc}} \quad (3.69)$$

Asumiendo un espesor de película $\delta = 0,25$, se puede iterar con la función:

$$F(\delta) = Y_M - \frac{(2-1.5A_l)X_M^2}{A_l^3(1-1.5A_l)} \quad (3.70)$$

Siendo A1:

$$A_l = 4\delta(1 - \delta) \quad (3.71)$$

Calculando la fracción volumétrica de líquido $f H$ en función del espesor de película, se aplica el siguiente criterio:

Si $Hl > 0,12$ entonces es flujo tapón

Si $H_l \leq 0,12$ entonces es flujo anular

En general, para predecir el patrón de flujo se deben comparar los valores de U_{sg} y U_{sl} con los valores calculados correspondientes a las fronteras del mapa de patrones de flujo.

3. Caída de presión para flujo burbuja y burbuja dispersa. Se itera, para un valor inicial de flujo volumétrico de líquido = 0,2 H_l la ecuación:

$$1.53 \left(\frac{g\sigma(\rho_l - \rho_g)}{\rho_l^2} \right)^{0.25} H_l^{0.5} = \frac{U_{sg}}{1-H_l} + 1.2 U_m \quad (3.72)$$

Si se está en presencia de burbuja, la densidad $m \rho$ y viscosidad de mezcla se calculan aplicando las siguientes ecuaciones:

$$\rho_m = \rho_l H_l + \rho_g (1 - H_l) \quad (3.73)$$

$$\mu_m = \mu_l H_l + \mu_g (1 - H_l) \quad (3.74)$$

Para el caso de burbuja dispersa, la fracción volumétrica de líquido se considera sin deslizamiento y se calcula según:

$$\lambda_l = \frac{A_l}{A} = \frac{A_l}{A_l + A_g} = \frac{\frac{Q_l}{U_l}}{\frac{Q_l}{U_l} + \frac{Q_g}{U_g}} = \frac{U_{sl}}{U_{sl} + U_{sg}} = \frac{U_{sl}}{U_m} \quad (3.75)$$

Y la densidad ρ_m y viscosidad de mezcla se calculan con:

$$\rho_m = \rho_l \lambda_l + \rho_g (1 - \lambda_l) \quad (3.76)$$

$$\mu_m = \mu_l \lambda_l + \mu_g (1 - \lambda_l) \quad (3.77)$$

La caída de presión se calcula:

$$\left(\frac{dp}{dz}\right) e = \rho_m g \sin(\beta) \quad (3.78)$$

$$\left(\frac{dp}{dz}\right) f = \frac{f_{tp} \rho_m U_m^2}{2D_i} \quad (3.79)$$

Siendo f_{tp} el factor de fricción de Moody calculado para un Reynolds de mezcla:

$$Re_m = \frac{\rho_m D_i U_m}{\mu_m} \quad (3.80)$$

4. Caída de presión para flujo tapón. Se consideran dos casos, flujo tapón en desarrollo y desarrollado, en ambos casos se calcula la relación entre la longitud de la burbuja de Taylor y la longitud total, es decir la longitud de la burbuja más la del tapón.

La relación entre longitudes se calcula:

$$Re_l = \frac{-U_{sl} + U_{lls} H_{lls}}{U_{lls} H_{lls} + U_{ltb} H_{ltb}} \quad (3.81)$$

La longitud del tapón de líquido es igual a 30 veces el diámetro interno de la tubería y la longitud total:

$$L_u = \frac{L_u}{1 - Re_l} \quad (3.82)$$

La longitud de la burbuja de Taylor:

$$L_{tb} = L_U R_e l \quad (3.83)$$

Condiciones para definir si es tapón en desarrollo o desarrollado:

Si $L_c < L_{tb}$ entonces es flujo tapón desarrollado

Si $L_c \geq L_{tb}$ entonces es flujo tapón en desarrollo, en este caso se vuelven a calcular las longitudes.

Una vez obtenidos estos valores, se calcula la caída de presión:

$$\left(\frac{dp}{dz}\right) e = ((1 - R_e l) \rho_{ls} + R_e l \rho) g \sin(\beta) \quad (3.84)$$

$$\left(\frac{dp}{dz}\right) f = \frac{\rho_{ls} f_{ls} U_m^2}{2D_i} (1 - R_e l) \quad (3.85)$$

Donde los valores Re_l y ρ dependen de si el patrón de flujo es desarrollado δ_g o en desarrollo δ_{gtb} . El valor de f_{ls} se calcula para un número de Reynolds:

$$Re_{ls} = \frac{\rho_{ls} D_i U_m}{\mu_{ls}} \quad (3.86)$$

5. Caída de presión para flujo anular. Se itera para valores de espesor de película, la función:

$$F(\delta) = Y_M - \frac{z}{4\delta_l(1-\delta_l)(1-4\delta_l(1-\delta_l))^{2.5}} + \frac{X_M^2}{(4\delta_l(1-\delta_l))^3} \quad (3.87)$$

Luego se obtienen:

$$\phi_c^2 = \left(\frac{z}{(1-2\delta)^5}\right) \quad (3.88)$$

$$\phi_f^2 = \frac{\phi_c^2 - Y_M}{X_M^2} \quad (3.89)$$

Donde el valor de Z depende del valor de Fe , fracción de líquido presente en el núcleo. Finalmente, la caída de presión se calcula con:¹⁴

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{tot} = \left(\frac{dp}{dz}\right)_c = \phi_c^2 \left(\frac{dp}{dz}\right)_{sc} + g\rho_c \sin(\beta) \quad (3.90)$$

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{tot} = \left(\frac{dp}{dz}\right)_{film} = \phi_f^2 \left(\frac{dp}{dz}\right)_{sl} + g\rho_l \sin(\beta) \quad (3.91)$$

3.3. PÉRDIDAS DE CALOR EN TUBERÍA VERTICAL EN POZO

La transferencia de calor radial entre el fluido del pozo y la formación ocurre superando varias resistencias en serie (ver Figura 10). En estado estable, el flujo de calor a través del pozo por unidad de longitud del pozo Q , puede ser expresado por la ecuación (1).

$$Q = -2\pi r_{to} U_{to} (T_f - T_{wb})L \quad (3.92)$$

En la Ecuación (1), U_{to} se define como el coeficiente global de transferencia de calor, basado en el área de la superficie exterior del tubing, $2\pi r_{to}$, y la diferencia de temperatura entre el fluido del pozo y la interface formación- pozo, $(T_f - T_{wb})$.

¹⁴CRAVINO C., Annabella, PÉREZ B., AL D. Evaluación de modelos homogéneos, de correlación y mecanicistas en la predicción de la caída de presión de flujo bifásico de gas y de líquido en tuberías verticales. Trabajo de grado. Caracas. Universidad Central de Venezuela, 2011. Página 132.

Se asume que la transferencia de calor se realiza en estado estable; y por tanto, el calor que fluye a través de cada uno de los elementos debe ser el mismo. Esta suposición de transferencia de calor en estado estable permite escribir la tasa de transferencia de calor a través de cada elemento en términos de la diferencia de temperatura a través del elemento y la resistencia ofrecida por ese elemento. De esta forma, la tasa de transferencia de calor entre el fluido fluyendo y el interior de la pared del tubing es:

$$Q = -2\pi r_{ti} h_t (T_f - T_{ti}) \quad (3.93)$$

La ecuación (2) puede ser reescrita para la diferencia de temperatura a través de este elemento como,

$$T_f - T_{ti} = -\frac{Q}{2\pi r_{ti} h_t} \quad (3.94)$$

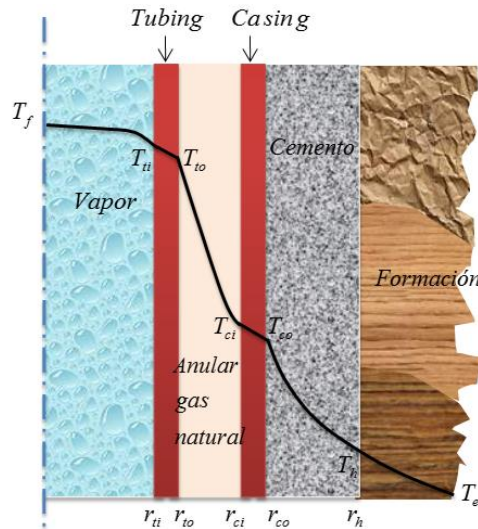
Notar que la suma de las diferencias de temperatura a través de todos estos elementos es igual a la diferencia de temperatura entre el fluido y la interface pozo-formación,

$$T_f - T_{wb} = -\frac{Q}{2\pi} \left[\frac{1}{r_{ti} h_t} + \frac{\ln(r_{to}/r_{ti})}{K_t} + \frac{\ln(r_{ins}/r_{to})}{K_{ins}} + \frac{1}{r_{ins}(h_c + h_r)} + \frac{\ln(r_{co}/r_{ci})}{K_c} + \frac{\ln(r_{wb}/r_{co})}{K_{cem}} \right] \quad (3.95)$$

ó

$$T_f - T_{wb} = -\frac{Q}{2\pi r_{to} U_{to}} \quad (3.96)$$

Figura 6. Distribución de temperatura en un completamiento convencional de pozo



Fuente: Imagen tomada de: Documento transferencia de calor, curso fenómenos de transporte de hidrocarburos, Cabarcas – UIS, 2010.

U_{to} Está dado por:

$$\frac{1}{U_{to}} = \frac{r_{to}}{r_{ti}h_t} + \frac{r_{to}\ln(r_{to}/r_{ti})}{K_t} + \frac{r_{to}\ln(r_{ins}/r_{to})}{K_{ins}} + \frac{r_{to}}{r_{ins}(h_c+h_r)} + \frac{r_{to}\ln(r_{co}/r_{ci})}{K_c} + \frac{r_{to}\ln(r_{wb}/r_{co})}{K_{cem}} \quad (3.97)$$

No todos los componentes mostrados en la Figura 10 están presentes en todos los estados mecánicos de los pozos, aunque algunos elementos ofrecen poca resistencia al flujo de calor, aun cuando están presentes. De esta forma, para un pozo convencional no existe aislamiento del tubing, lo cual permite eliminar el término que involucra k_{ins} en la ecuación (6). También se puede asumir que el coeficiente de transferencia de calor del fluido es tan alto que T_f puede asumirse igual a T_{ti} . Los altos valores de conductividad térmica de los metales, acoplado con las paredes relativamente delgadas del tubing y casing, permite asumir que la

diferencia de temperatura a través de las paredes del tubing y casing se pueden despreciar; es decir $T_{ii} = T_{io}$, y $T_{ci} = T_{co}$. Por lo tanto, U_{to} para un pozo convencional se puede calcular a partir de la ecuación (7).

$$\frac{1}{U_{to}} = \frac{1}{(h_c + h_r)} + \frac{r_{to} \ln(r_{wb}/r_{co})}{K_{cem}} \quad (3.98)$$

La resistencia a la transferencia de calor ofrecida por el anular, representada por el primer término en la ecuación (7), puede involucrar mecanismos de transferencia de calor por radiación y convección natural.

3.3.1. Transferencia de calor por radiación

El coeficiente de transferencia de calor por radiación, h_r , es obtenido a partir de la ecuación (8).

$$h_r = \frac{\sigma(T_{ins}^{*2} + T_{ci}^{*2})(T_{ins}^* + T_{ci}^*)}{\frac{1}{\varepsilon_{ins}} + \frac{r_{ins}}{r_{ci}} \left(\frac{1}{\varepsilon_{ins}} - 1 \right)} \quad (3.99)$$

Donde el asterisco denota temperaturas absolutas, σ representa la constante de Stefan-Boltzmann con un valor de $1,713 \times 10^{-9} / \text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{R}$, ε_{ins} y ε_{ci} son las emisividades de la superficie externa de la capa de aislamiento y de la superficie interna del tubing. Es difícil obtener valores exactos de las emisividades, los cuales dependen del acabado de la superficie y del factor de vista, entre otras variables. Adicionalmente, se requiere de un procedimiento iterativo debido a que la temperatura al interior del casing y la temperatura de la superficie externa del aislamiento se necesitan. En la mayoría de los casos, la diferencia de temperatura a través del anular, y por lo tanto h_r , es usualmente muy pequeña.

3.3.2. Tráferencia de calor por convección en el anular

Cuando un fluido a una temperatura dada está en contacto con una superficie a diferente temperatura, la transferencia de calor tiene lugar no solamente debido a la conducción, sino también debido al fenómeno conocido como convección natural. La convección natural se produce porque la densidad del fluido depende de la temperatura. La diferencia de temperatura, y por lo tanto la diferencia de densidad entre la masa de fluido y el fluido cercano a la superficie causa la circulación de fluido, la cual a su vez, mejora la transferencia de calor.

Desafortunadamente, muy pocas investigaciones sobre convección natural en geometría anular vertical se ha reportado en la literatura. Willhite, Hasan y Kabir adaptaron la correlación propuesta por Dropkin y Sommerscales para coeficientes de transferencia de calor para convección natural en fluidos entre dos placas verticales. La correlación propuesta para h_c expresada en geometría cilíndrica es,

$$h_c = \frac{0,049(P_r G_r)^{0,333} P_r^{0,074} K_a}{r_{ins} \ln\left(\frac{r_{ci}}{r_{ins}}\right)} \quad (3.100)$$

El número de Grashof, G_r , en la ecuación (9) está definido como,

$$G_r = \frac{(r_{ci} - r_{ins})^3 g \rho_a^2 \beta (T_{ins} - T_{ci})}{\mu_a^2} \quad (3.101)$$

y refleja la extensión del movimiento del fluido anular debido a la convección natural. La densidad del fluido caliente que está cerca de la capa de aislamiento es menor que la próxima al casing, creando una fuerza de boyanza. La fuerza viscosa, que trabaja contra la boyanza, genera un movimiento circular del fluido en el anular.

En la ecuación (9), el número de Prandtl, P_r , definido como $c_p \mu_a / k_a$, es una medida de la interacción entre la capa frontera hidrodinámica y la capa frontera térmica. Para gases, el valor del número de Prandtl usualmente es cercano a 1,0

(1,06 para vapor y 0,69 para aire); para líquidos los valores típicos están en el rango de 1 a 10.

Una correlación más apropiada para el número de Nusselt en el anular fue presentada por Fishenden y Saunders en una forma gráfica, en términos de los números de Prandtl y Grashof y de la relación de diámetros del anular d_{ci}/d_{to} . La siguiente ecuación puede ser usada para representar esas curvas,

$$Nu = \frac{hd}{k} = 0,10 \left(\frac{d_{ci}}{d_{to}} \right)^{0,15} (Gr Pr)^{0,3} \quad (3.102)$$

Donde Pr está definido de la misma forma anterior. Sin embargo, Nu y Gr están definidos en términos del diámetro interior de tubería, d_{to} , dando la correlación para h_c , la cual está escrita como,

$$h_c = 0,1 \left(\frac{d_{ci}}{d_{to}} \right)^{0,15} \left(\frac{\rho_a^2 \beta g (T_{ins} - T_{ci})}{\mu_a^2} \right)^{0,3} K_a d_{to}^{-0,1} (Pr)^{0,3} \quad (3.103)$$

La ecuación (12) muestra una ligera dependencia de h_c con el diámetro interno de la tubería; mientras que la ecuación (9) no. La ecuación (12) generalmente da valores de h_c mucho menores que la ecuación (9).

La aplicación directa de las ecuaciones (9) y (12) (desarrollada a partir de tubos cortos en el laboratorio), es dudosa a pozos que son más profundos. Esto se debe a que los elementos de convección natural que se suponen ocurren en el anular probablemente se suprimen por el peso del fluido en columnas altas. En efecto, se han hecho intentos para incorporar una relación L/d para correlacionar los datos de transferencia de calor por convección natural en el anular (Sheriff, 1966):

$$Nu = a Gr^b Pr_c \left(\frac{L}{d} \right)^{-n} \quad (3.104)$$

Sheriff usó un valor de $n = 1/4$ para expresar el dato de Nu que él recolectó con dióxido de carbono en anulares verticales cortos. Desafortunadamente, este enfoque no se aplica en pozos con grandes valores de L/d . La experiencia generalmente indica que la inclusión del valor de h_c , calculada a partir de las ecuaciones (9) y (12) frecuentemente conduce a una subestimación de la temperatura del fluido dentro del pozo. Se ha encontrado que un valor del 25% de h_c puede imitar los datos de campo. Por lo tanto, hasta tanto no se disponga de datos provenientes de columnas realmente altas que simulen las condiciones de un pozo, se recomienda el uso de $0,25h_c$.

Para transferencia de calor por convección forzada en flujo turbulento dentro de tuberías y pozos, se recomienda la correlación empírica propuesta por Sieder-Tate (MacCabe et al., 2001)

$$Nu = \frac{hd}{k} = 0,023 \left(\frac{d\nu\rho}{\mu} \right)^{0,8} \left(\frac{\mu c_p}{k} \right)^{0,33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (3.105)$$

Donde los valores de las propiedades que no tienen subíndices representan los valores de la masa global de fluido, y μ_w representa la viscosidad del fluido a la temperatura de la pared. La corrección representada por el último término frecuentemente se desprecia pero llega a ser importante para fluidos altamente viscosos.

La aplicación de la conservación de energía para flujo de fluido en tuberías, requiere que un segmento dado de la tubería la energía entrante, menos la energía saliendo, más la energía transferida para o del medio circundante debe ser igual a la tasa de la energía acumulada:

$$\frac{dH}{dL} + \frac{gsen\alpha}{Jg_c} + \frac{V_m}{Jg_c} * \frac{dV_m}{dL} = \frac{q}{W_m} \quad (3.106)$$

Despejando el diferencial de entalpia:

$$\frac{dH}{dL} = \frac{q}{W_m} - \frac{V_m}{Jg_c} * \frac{dV_m}{dL} - \frac{gsen\alpha}{Jg_c} \quad (3.107)$$

Es decir:

$$\left(\frac{dH}{dL}\right)_t = \left(\frac{dH}{dL}\right)_{ht} + \left(\frac{dH}{dL}\right)_e + \left(\frac{dH}{dL}\right)_a \quad (3.108)$$

Donde:

$\frac{dH}{dL}$ = Gradiente de entalpia, *BTU/l b ft*

J = Factor de conversión, adimensional

$\frac{dV_m}{dL}$ = Derivada de la velocidad de la mezcla respecto a la longitud de la tubería,
s⁻¹

W_m = Flujo másico de la mezcla, *lb/h*

$\left(\frac{dH}{dL}\right)_t$ = Gradiente de entalpia total, *BTU/l b ft*

$\left(\frac{dH}{dL}\right)_{ht}$ = Gradiente de entalpia por transferencia de calor, *BTU/l b ft*

$\left(\frac{dH}{dL}\right)_e$ = Gradiente de entalpia por elevación, *BTU/l b ft*

$\left(\frac{dH}{dL}\right)_a$ = Gradiente de entalpia por aceleración, *BTU/l b ft*

Igual que con el gradiente de presión, el gradiente de la entalpia tiene tres componentes: transferencia de calor, tiene fuerte dependencia en la entalpia total; aceleración, que es despreciable y elevación, del producto de la gravedad que es despreciable.

Para flujo en tubería vertical se tiene:

$$\left(\frac{dH}{dL}\right)_t = \left(\frac{dH}{dL}\right)_{ht} + \left(\frac{dH}{dL}\right)_a \quad (3.109)$$

$$\frac{dH}{dL} = \frac{q}{W_m} - \frac{g \sin \alpha}{J g_c} \quad (3.110)$$

Y además:

$$\left(\frac{dH}{dL}\right)_t = C_e \frac{dT}{dL} \quad (3.111)$$

Donde:

C_e = Calor específico del fluido, $BTU/lb \text{ } ^\circ F$

$\frac{dT}{dL}$ = Gradiente de temperatura, $^\circ F/ft$

Ahora despejando el gradiente de temperatura:

$$\frac{dT}{dL} = \frac{\left(\frac{dH}{dL}\right)_t}{C_e} \quad (3.112)$$

Así, a partir del gradiente de temperatura, se determina la temperatura del fluido en cada punto de la tubería, con lo que se construye el perfil de temperatura (Temperatura vs. Distancia) para flujo en tubería vertical en pozo.¹⁵

Algoritmo de cálculo:

1. Calcular el coeficiente de radiación:

$$h_r = \frac{\sigma(T_{ins}^{*2} + T_{ci}^{*2})(T_{ins}^* + T_{ci}^*)}{\frac{1}{\epsilon_{ins}} + \frac{r_{ins}}{r_{ci}} \left(\frac{1}{\epsilon_{ins}} - 1\right)} \quad (3.113)$$

¹⁵ CABARCAS S. Manuel E. Documento transferencia de calor, curso fenómenos de transporte de hidrocarburos. Bucaramanga, 2010. Página 2.

Donde:

$$\sigma = 1,713E-3 \text{ 1/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{R}^4$$

2. Calcular el coeficiente de convección del fluido del anular

$$h_c = 0.1 \left(\frac{d_{ci}}{d_{to}} \right)^{0.15} \left(\frac{\rho_a^2 \beta g (T_{ins} - T_{ins})}{\mu_a^2} \right)^{0.3} K_a d_{to}^{-0.1} (P_r)^{0.3} \quad (3.114)$$

Donde:

$$P_r = \frac{C_p \mu_a}{K_a} \quad (3.115)$$

3. Calcular el coeficiente global de transferencia de calor.

$$\frac{1}{U_{to}} = \frac{r_{to} \ln \left(\frac{r_{ins}}{r_{to}} \right)}{K_{ins}} + \frac{1}{(h_c + h_r)} + \frac{r_{to} \ln \left(\frac{r_{wb}}{r_{co}} \right)}{K_{cem}} \quad (3.116)$$

4. Calcular las pérdidas de calor.

$$Q = -2\pi r_{tc} U_{to} (T_f - T_{wb}) \quad (3.117)$$

5. Calcular el gradiente de temperatura.¹⁶

$$W_L = \frac{5,6146 \cdot q_l \cdot \bar{\delta}_l}{86400} * 3600 \quad (3.118)$$

¹⁶ ROMERO A., Alejandro J., SALAZAR P., Dimas B. Herramienta computacional para el estudio del comportamiento o del flujo multifásico con transferencia de calor en líneas de flujo. Trabajo de grado. Caracas, 2007. Página 13.

$$W_g = \frac{0,0764 * Y_g * q_g}{86400} * 3600 \quad (3.119)$$

$$W_m = W_L + W_g \quad (3.120)$$

$$\frac{dH}{dL} = \frac{q}{W_m} - \frac{g \operatorname{sen} \alpha}{J * g_c} \quad (3.121)$$

$$\frac{dT}{dL} = \frac{\left(\frac{dH}{dL}\right)t}{c_e} \quad (3.122)$$

4. FLUJO MULTIFASICO EN TUBERÍA HORIZONTAL

Se define como el flujo simultáneo de gas libre, líquidos y sedimentos a través de un canal o tubería. El gas puede estar mezclado en forma homogénea con el líquido o puede coexistir formando un oleaje donde el gas empuja al líquido desde atrás o encima de él provocando, en algunos casos, crestas en la interfase gas-líquido; además, puede darse el caso, en el cual, el gas y el líquido se muevan en forma paralela, a la misma velocidad y sin perturbación relevante sobre la interfase gas-líquido.

4.1. PATRONES DE FLUJO EN TUBERÍA HORIZONTAL

Ovadia Shoham (2000), acota que la diferencia fundamental entre un flujo de una sola fase y un flujo multifásico gas-líquido es la existencia de los patrones de flujo o régimen de flujo en flujos multifásicos. El término de patrones de flujo lo refiere a la configuración geométrica de las fases del líquido y del gas en una tubería, de modo que cuando ambas fases fluyen juntas a lo largo del conducto, ellas se disponen en diferentes configuraciones geométricas. Dichas configuraciones están

relacionadas con la distribución espacial que adoptan ambas fases, resultando en diferentes características del flujo como en los perfiles de velocidad y nivel del líquido. Así mismo, ésta es determinada por la fracción del vacío de gas o por la fracción volumétrica del líquido y estos parámetros son significativos para determinar el comportamiento del fluido. Con respecto a lo anterior, el autor expone que la existencia de los patrones de flujo en un sistema de flujo bifásico depende de las siguientes variables:

- Parámetros operacionales. (Como la razón de flujo de gas y de líquido)
- Variables geométricas (Incluyen el diámetro e inclinación de la tubería)
- Propiedades físicas de las dos fases (Gas-líquido) como la densidad, viscosidad y tensión superficial.

El movimiento relativo de la fase líquida y la fase del gas, causa esfuerzos en la interfase y en las paredes de la tubería, contribuyendo significativamente en la caída de presión del sistema. Todas las variables de diseño de fluido son fuertemente dependientes del patrón de flujo existente.

4.1.1. Flujo estratificado

Shoham (2000), explica que es el patrón de flujo donde el líquido fluye por el fondo y el gas por encima del líquido en la tubería, habiendo una separación de las dos fases debido al efecto causado por la fuerza de gravedad. El régimen estratificado se divide en: Estratificado liso y estratificado ondulado.

Estratificado liso (SS) : La interfase líquido-gas tiene apariencia de una capa lisa con mínimas perturbaciones, de allí se observa la división entre ambas fases pero cuando se incrementa la velocidad del gas, las fuerzas interfaciales aumentan, formándose ondulaciones bruscas que originan una interfase ondulada y de allí deriva el término de *Estratificado ondulado (SW)*.

Por otro lado, Shoham (2000), además de clasificar el patrón de flujo estratificado también clasifica los patrones de flujo no estratificado que comprende el flujo intermitente, flujo anular y flujo burbuja dispersa los cuales se explican a continuación.

4.1.2. Flujo intermitente

Se caracteriza por el flujo alterno de líquido y gas, cuando tapones de líquido ocupan por completo el área transversal de la tubería y están separados por burbujas de gas que viajan por la mitad superior del tubo y una película de líquido estratificado que fluye por el fondo de la misma. El mecanismo de este régimen según Shoham (2000), comprende dos clases de patrones de flujo:

Burbuja elongada o alargada: Cuando el flujo no presenta perturbaciones y no existen burbujas de gas en el tapón de líquido. Se caracteriza por el aumento de la concentración de las burbujas a lo largo de la parte superior de la tubería.

Flujo Tapón (SL): Se debe al crecimiento de las razones de flujo de gas y de líquido donde se forman grandes tapones de líquidos debido al crecimiento de las perturbaciones en el flujo estratificado ondulado.

4.1.3. Flujo anular

De acuerdo a Shoham (2000), el flujo anular es aquel que surge a elevados velocidades del gas, se forma una parte central o núcleo de gas y una película de líquido alrededor de la periferia del tubo, la cual es más gruesa en la parte inferior del tubo. El arrastre de gotas de líquido por el gas es frecuente y presenta una subcategoría como es el régimen:

Anular ondulado: El cual es un proceso de transición en que la velocidad del gas y la mayor parte del líquido fluye como olas inestables en la parte inferior de la

tubería, y la pared interior es mojable ya sea por el oleaje o por la disposición de las gotas de líquido arrastradas.

4.1.4. Flujo burbuja dispersa

Shoham (2000), lo describe como el patrón de flujo en el cual existen pequeñas burbujas del gas dispersa en la fase líquida a lo largo de la tubería y se lleva a cabo a altos flujos de líquido con un amplio rango de velocidades del gas. Así mismo, bajo las condiciones de flujo burbuja dispersa, ambas fase se mueven a la misma velocidad, por lo cual no ocurre deslizamiento entre dichas fases. Este flujo es considerado como homogéneo y tiene la característica de poseer la fracción volumétrica de líquido cercana a la unidad.

Según García (2004), la hidrodinámica en flujo multifásico depende en gran medida de los patrones de flujo. La base fundamental del problema es entender los mecanismos que originan los patrones de flujo y la transición entre los diferentes patrones. Sin embargo, debido a la complejidad del problema, muchos investigadores tratan al fenómeno como un flujo pseudo homogéneo con propiedades equivalentes considerando la fracción de masa de cada fase.

De acuerdo a los patrones anteriormente descritos, se muestran su comportamiento a través de una tubería horizontal:

Figura 7. Patrones de flujo para tubería horizontal



Fuente: Imagen tomada de: VEGA B., Luzmila M. Evaluación de las relaciones de clausura de velocidad de deriva y de los factores de fricción y desarrollo de un algoritmo de predicción de patrones de flujos multifásico para líquidos de alta viscosidad en tubería horizontal. Caracas, 2012. Trabajo especial de grado. Universidad Central de Venezuela.

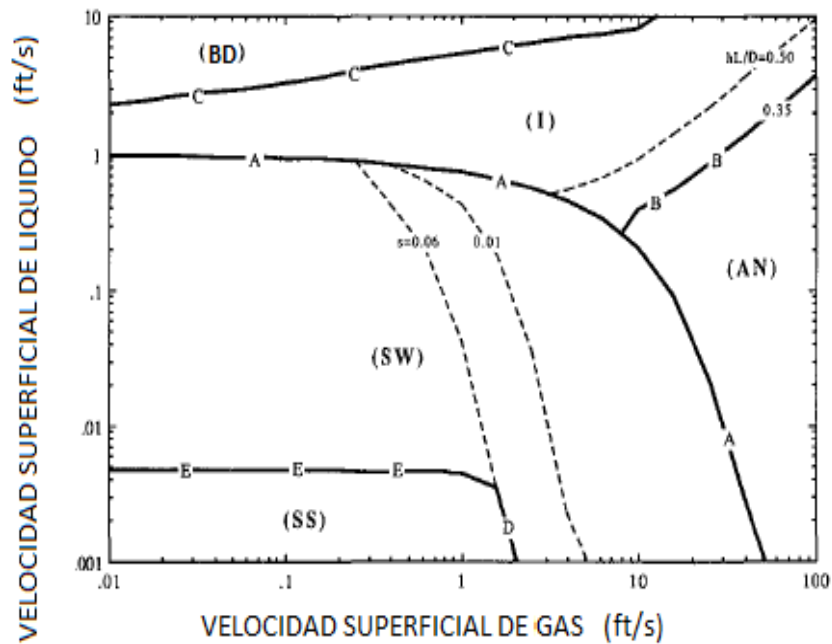
Un mapa de transición de los patrones de flujo es una representación que indica el patrón de flujo, utilizando dos coordenadas independientes, dadas las propiedades de los fluidos, el diámetro de la tubería y el flujo másico de cada fase.

La predicción de los patrones de flujo en dos fases se ha logrado mediante correlaciones empíricas y principalmente mediante la observación del flujo en tuberías transparentes. Usualmente, los datos se representan en los mapas de dos dimensiones y se determinan los límites de la transición entre los diferentes patrones de flujo. En la mayoría de los mapas de patrones de flujo, las coordenadas son elegidas sin una base física. Así, cada mapa es fiable sólo en el rango de condiciones similares a las cuales fueron adquiridos y la predicción de otros patrones a otras condiciones es incierto (Shoham, 2000).

Los patrones de flujo están limitados por transiciones, las cuales se observan en la figura, estas transiciones están representadas por líneas continuas que separan los diferentes regímenes de flujo. Se entiende por transición de patrones de flujo, cuando el flujo multifásico pasa de un patrón de flujo a otro al variar el caudal de líquido o gas en una misma tubería.

En flujo bifásico, la transición se presenta entre los patrones de flujo estratificado y no estratificado (intermitente, anular). De acuerdo al modelo mecanicista de Taitel y Dukler (1976), consideraron que inicialmente el patrón de flujo existente es el estratificado, en el cual no hay ondulaciones y se mantiene una capa lisa en la interfase. Luego al aumentar la cantidad de líquido en el sistema se pueden apreciar pequeñas ondas en la interfaz llegando al estratificado ondulado. De allí, al seguir aumentando el caudal de líquido existe la dualidad de patrón de estratificado y flujo intermitente, que dependiendo del caudal de gas se puede confundir entre las categorías que comprende si es burbuja elongada o tapón de líquido. También dentro de la transición estratificado-no estratificado se puede apreciar la transición a flujo anular, la cual ocurre inicialmente a baja velocidad de gas, cuando la mayor parte de líquido fluye como olas inestables en la parte inferior del tubo. A medida que aumenta la velocidad del gas, el líquido tiende a mojar por completo la parte interior de la tubería hasta completar la transición a flujo anular formando un anillo ondulado estable de líquido en la superficie de toda la tubería. A continuación se muestra el mapa de los diferentes patrones de flujo:

Figura 8. Mapa de patrones de flujo para tubería horizontal



Fuente: Imagen tomada de: XIAO, J. J.: A Comprehensive Mechanistic Model for Two-phase Flow in Pipelines, paper SPE 20631, Sept. 1990.

De acuerdo a Taitel y Dukler (1976), el mapa anteriormente expuesto comprende tres transiciones principales entre los patrones, como la transición Estratificado - No estratificado (A), transición Intermitente- Anular (B) e Intermitente- Burbuja dispersa (c), como se muestra en la figura.¹⁷

4.2. PÉRDIDAS DE PRESIÓN EN TUBERÍA HORIZONTAL

Para diseñar una línea de flujo es necesario conocer el perfil de presiones que el fluido tendrá a lo largo de esta, es decir, determinar la curva de gradiente, la cual

¹⁷ VEGA B., Luzmila M. Evaluación de las relaciones de clausura de velocidad de deriva y de los factores de fricción y desarrollo de un algoritmo de predicción de patrones de flujos multifásico para líquidos de alta viscosidad en tubería horizontal. Trabajo especial de grado. Caracas. Universidad Central de Venezuela, 2012. Páginas 17, 18, 19, 20, 21, 22.

permite visualizar las pérdidas de presión del fluido en todos los puntos de la tubería.

Las pérdidas de presión en flujo multifásico horizontal pueden llegar a ser de 5 a 10 veces mayores que las ocurridas en flujos monofásicos, esto se debe a que la fase gaseosa se desliza sobre la fase líquida, separadas ambas por una interfase que puede ser lisa o irregular dependiendo de régimen de flujo existente. Sin embargo, en ambos sistemas (monofásico y multifásico), las pérdidas que se producen son de dos tipos: primarias y secundarias.

Las pérdidas primarias se producen por el contacto del fluido con las paredes de la tubería (capa límite), rozamiento de unas capas de fluido con otras (régimen laminar) o de las partículas de fluido entre sí (régimen turbulento) y las secundarias son producidas por las transiciones del flujo (estrechamientos o expansiones de la corriente) y por los accesorios presentes en el sistema de tuberías (codos, válvulas, etc.).

En el flujo de fluidos en estado estable por un tramo de tubería recta, el cambio de la presión que acompaña el flujo es la cantidad de interés más inmediato. En general, para obtener la caída de presión entre dos puntos de una tubería es necesario realizar un balance de energía en el flujo de fluido a través de dichos puntos, aplicando la ley de la termodinámica, la conservación de la energía, se establece: “la energía del fluido que se almacena en cualquier región del sistema + cualquier trabajo adicional realizado sobre o por el fluido – la energía pérdida por calor en el sistema es igual a la energía del fluido que sale de dicha sección”:

$$\begin{aligned}
 &778.169U_1 + 144P_1V_1 + \frac{mv_1^2}{2g_c} + \frac{mgz_1}{g_c} - 778.169Q + 778.169W = \\
 &778.169U_2 + 144P_2V_2 + \frac{mv_2^2}{2g_c} + \frac{mgz_2}{g_c} \qquad (4.1)
 \end{aligned}$$

Donde:

U_1, U_2 = Energía interna corriente arriba y corriente abajo, respectivamente, *BTU*

P_1, P_2 = Presión corriente arriba y corriente abajo, respectivamente, *psi*

V_1, V_2 = Volumen corriente arriba y corriente abajo, respectivamente, *ft³*

m = Masa, *lb*

v_1, v_2 = Velocidad corriente arriba y corriente abajo, respectivamente, *ft/s*

g = Aceleración de la gravedad, *ft/s²*

g_c = Constante gravitacional, *32,2lb ft/lbf s²*

z_1, z_2 = Elevación corriente arriba y corriente abajo, respectivamente, *ft*

Q = Calor, *BTU*

W = Trabajo realizado sobre el fluido, *BTU*

ρ = Densidad, *lb/ft³*

Como el fluido no ejerce ningún trabajo sobre el sistema y el calor entregado al mismo es despreciable, la ecuación anterior puede simplificarse, escribiéndola en forma diferencial y en parámetros prácticos, se obtiene:

$$du + d\left(\frac{P}{\rho}\right) + \frac{v dv}{g_c} + \frac{g}{g_c} dz = 0 \quad (4.2)$$

Esta forma de la ecuación del balance de energía es difícil de aplicar por el término de la energía interna. Sin embargo, por medio de las relaciones fundamentales de la termodinámica, éste se puede convertir en energía mecánica, tal como se muestra en la ecuación:

$$\frac{dP}{\rho} + \frac{v dv}{g_c} + \frac{g}{g_c} dz + dL_w = 0 \quad (4.3)$$

La ecuación anterior, que se conoce como el balance de energía mecánica de Bernoulli, toma en cuenta, agregando el término de fricción de Fanning, dL_w , que los fluidos reales inducen fricción en el sistema causando que los cambios de estado en procesos de flujo sean inherentemente irreversibles, puesto que la energía mecánica se disipa al convertirse en energía interna. El término de fricción de Fanning se define como:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_f = \frac{12fv^2}{2dg_c} = dL_w \quad (4.4)$$

Donde:

f = Factor de fricción, adimensional

d = Diámetro interno de la tubería, *in*

Sustituyendo esta expresión y considerando que la tubería esta inclinada con respecto a la horizontal a un ángulo α resulta¹⁸:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_t = \frac{g\rho\text{sen}\alpha}{g_c} + \frac{\rho v}{g_c} * \frac{dv}{dL} + \frac{12f\rho v^2}{2g_c d} \quad (4.5)$$

Como se está tratando de flujo en tubería horizontal, el ángulo y por lo tanto, el seno del ángulo, son cero. Esto significa que no hay caída de presión por elevación y la ecuación de gradiente de presión quedaría así:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_t = \frac{\rho v}{g_c} * \frac{dv}{dL} + \frac{12f\rho v^2}{2g_c d} \quad (4.6)$$

¹⁸ AZÓCAR M., Julián A., GONZÁLEZ M., Marvilec. Desarrollo de un programa en matlab para el análisis de flujo multifásico horizontal en los pozos del campo UDO. Trabajo de grado. Puerto la Cruz. Núcleo de Anzoátegui. Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas. Departamento de Química, 2007. Páginas 45, 46, 47 y 48.

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_a = \frac{\rho v}{g_c} * \frac{dv}{dL} \quad (4.7)$$

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_f = \frac{12f\rho v^2}{2g_c d} \quad (4.8)$$

Donde:

$\left(\frac{dP}{dL}\right)_t$ = Gradiente de presión total, *psi/ft*

$\left(\frac{dP}{dL}\right)_a$ = Gradiente de presión por aceleración, *psi/ft*

$\left(\frac{dP}{dL}\right)_f$ = Gradiente de presión por fricción, *psi/ft*

4.2.1. Correlaciones empíricas para pérdidas de presión en tubería horizontal

Para el diseño de las tuberías de gran longitud es necesario conocer las caídas de presión que se producen a lo largo de ellas. La predicción de las caídas de presión, cuando una mezcla de gas y líquido fluyen en un conducto cerrado, es uno de los mayores problemas de ingeniería. Desde hace más de 30 años, varios autores han intentado obtener correlaciones que permitan predecir las caídas de presión que se producen en el caso de flujo multifásico en conductos cerrados. Las caídas de presión en flujo multifásico son bastante diferentes de las que ocurren en flujo de una sola fase; esto se debe a que generalmente existe una interfase y el gas se desliza en el líquido, separadas ambas por una interfase que puede ser lisa o irregular dependiendo del régimen de flujo existente y las caídas de presión pueden llegar a ser 5 o 10 veces mayores, que las ocurridas en flujo monofásico. Y estos tipos de regímenes que pueden darse en flujo multifásico horizontal dependen de las variaciones en presión o de la velocidad de flujo de una fase con respecto a la otra.

Existen muchas correlaciones para predecir los gradientes de presión durante el flujo multifásico en tuberías horizontales. Dichas correlaciones son realizadas mediante técnicas de laboratorio y/o datos de campo las cuales poseen sus limitaciones al ser aplicadas en condiciones diferentes a las de su deducción. Los factores más importantes tomados en cuenta son: El cálculo de la densidad de la mezcla, el factor de entrapamiento del líquido (Nivel), regímenes de flujo, factor de fricción, entre otros. Según Shoham (2000), las correlaciones empíricas más comúnmente usadas para las pérdidas de presión son introducidas por Dukler-Eaton-Flanigan y Beggs and Brill en los primeros modelos para el flujo multifásico, los cuales son llamados **modelos de correlación**.

De acuerdo a Cravino y cols. (2009), estos modelos de correlación son aquellos en los que sus autores proponen una serie de ajustes de datos experimentales para correlacionar una variable determinada. Las correlaciones pueden considerar tanto el deslizamiento entre las fases como la existencia de patrones de flujo.

Para el desarrollo del software producto de este proyecto, se aplicaron las correlaciones Eaton et al. y de Beggs and Brill, las cuales se presentan a continuación.

4.2.1.1. Correlación empírica de Eaton et al.(1967)

La correlación propuesta por estos autores fue desarrollada a partir de data proveniente de un sistema de tubería horizontal de 2 y 4 pulgadas de diámetro y aproximadamente 1700 pies de longitud. Eaton y compañía proponen correlaciones para determinar el factor de fricción y la fracción de líquido con deslizamiento.

Los parámetros estudiados fueron:

- Variación de tasa de líquido entre 50 y 5500 *b/d*.
- Variación de la tasa de gas entre 0 y 10 *MMSCF/d*.
- Variación de la viscosidad del líquido entre 1 y 13.5 *cP*.

- Presión media del sistema entre 70 y 950 *psi*.
- Hold Up de líquido entre 0 y 1.

Algoritmo de cálculo:

1. Comenzando con una presión conocida en cabeza de pozo P_1 , se asume el valor de caída de presión ΔP .
2. Conociendo P_1 , P_2 y T_1 , T_2 , se calculan la presión promedio(\bar{P}) y la temperatura promedio (\bar{T}):

$$\bar{P} = \frac{P_1 + P_2}{2} \quad (4.9)$$

$$\bar{T} = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad (4.10)$$

3. Se calcula a la presión promedio(\bar{P}) y a la temperatura promedio(\bar{T}), la relación gas-aceite en solución(R_s), el factor volumétrico de formación del aceite(B_o) y el factor de compresibilidad del gas(Z), a partir de las siguientes ecuaciones:

$$R_s = \gamma_g \left[\left(\frac{\bar{P}}{18.2} + 1.4 \right) 10^{(0.0125\gamma_{API} - 0.00091\bar{T})} \right]^{1.2048} \quad (4.11)$$

$$B_o = 0.9759 + 12 * 10^{-5} \left(R_s \sqrt{\frac{\gamma_g}{\gamma_o}} + 1.25\bar{T} \right)^{1.2} \quad (4.12)$$

$$\gamma_o = \frac{141.5}{\gamma_{API} + 131.5} \quad (4.13)$$

Para el cálculo del factor de compresibilidad del gas se aplica un proceso iterativo en cual a partir de un valor supuesto (Z_{sup}) se calcula un nuevo valor (Z), hasta obtener un error aceptable entre el nuevo valor y el anterior:

$$T_{pc} = 169.2 - 349.5\gamma_g - 74\gamma_g^2 \quad (4.14)$$

$$P_{pc} = 756.8 - 131\gamma_g - 3.6\gamma_g^2 \quad (4.15)$$

$$T_{pr} = \frac{\bar{T}+460}{T_{pc}} \quad (4.16)$$

$$P_{pr} = \frac{\bar{T}+460}{P_{pc}} \quad (4.17)$$

$$\rho_r = \frac{0.27P_{pr}}{Z_{sup}T_{pr}} \quad (4.18)$$

$$A_1 = 0.31506, A_2 = -1.0467, A_3 = -0.5783, A_4 = 0.5353, A_5 = -0.6123, A_6 = -0.6123, A_7 = 0.6815, A_8 = 0.68446 \quad (4.19)$$

$$Z = 1 + \left(A_1 + \frac{A_2}{T_{pr}} + \frac{A_3}{T_{pr}^3} \right) \rho_r + \left(A_4 + \frac{A_5}{T_{pr}} \right) \rho_r^2 + \left(\frac{A_5 A_6 \rho_r^5}{T_{pr}} \right) + \left(\frac{A_7 \rho_r^2}{T_{pr}^3} \right) (1 + A_8 \rho_r^2) e^{A_8 \rho_r^2} \quad (4.20)$$

Donde:

T_{pc} =Temperatura pseudocrítica

P_{pc} =Presión pseudocrítica

T_{pr} =Temperatura pseudoreducida

P_{pr} =Presión pseudoreducida

ρ_r = Densidad reducida

Nota: las variables que para las cuales no se presenta ecuaciones hacen parte de los datos de entrada.

4. Se calculan las densidades del líquido(ρ_L) y del gas a la presión promedio(\bar{P}) y a la temperatura promedio(\bar{T}):

$$\rho_L = \rho_o \left(\frac{1}{1+WOR} \right) + \rho_w \left(\frac{WOR}{1+WOR} \right) \quad (4.21)$$

$$\rho_g = \frac{0.074\gamma_g(\bar{P}+14.7)520}{14.7(\bar{T}+460)Z} \quad (4.22)$$

5. Se calculan las velocidades superficiales del gas, líquido y la mezcla in situ, a partir de las ecuaciones proporcionadas en el capítulo 2.
6. Para obtener el hold up de líquido se usa la siguiente figura, para lo cual se requiere determinar ambas presiones el siguiente valor:

$$\frac{N_{Lv}^{0.575}}{N_{gv}N_d^{0.0277}} \left(\frac{P}{P_b} \right)^{0.05} \left(\frac{N_L}{N_{LB}} \right)^{0.1} \quad (4.23)$$

Donde:

$$N_{Lv} = 1.938V_{sL} \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.25} \quad (4.24)$$

$$N_{gv} = 1.938V_{sg} \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.25} \quad (4.25)$$

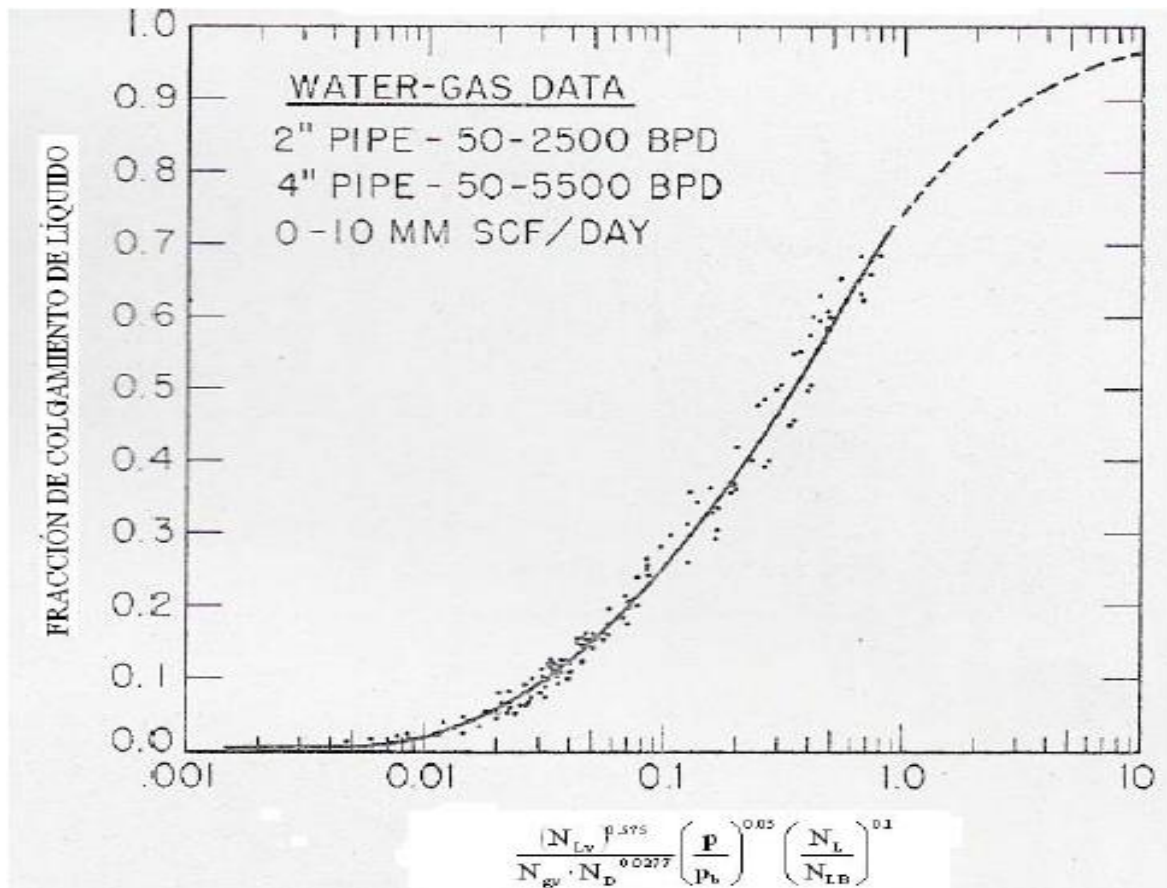
$$N_d = \frac{120.872d}{12} \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.5} \quad (4.26)$$

$$N_L = 0.15726 \mu_L \left(\frac{1}{\rho_L \sigma^3} \right)^{0.25} \quad (4.27)$$

$$\frac{P}{P_{S.C.}} = \frac{P}{14.65} \quad (4.28)$$

$$N_{LB} = 0.00226 \quad (4.29)$$

Figura 9. Datos de hold up de líquido



Fuente: TORRES C., Juan M., TRAUWVITZ R., Edgar F. Flujo multifásico en tuberías. Trabajo de grado. México D.F. Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de Ingeniería. División de Ciencias de la Tierra, 2008.

7. Se obtiene H_{L1} y H_{L2} de la gráfica anterior.

8. Para obtener el factor de fricción se calcula:

$$(GR)^{0.5} \left(\frac{d_B}{d}\right)^{1.25} \frac{G_T d}{\mu_g(12)(6.72 \cdot 10^{-4})} \quad (4.30)$$

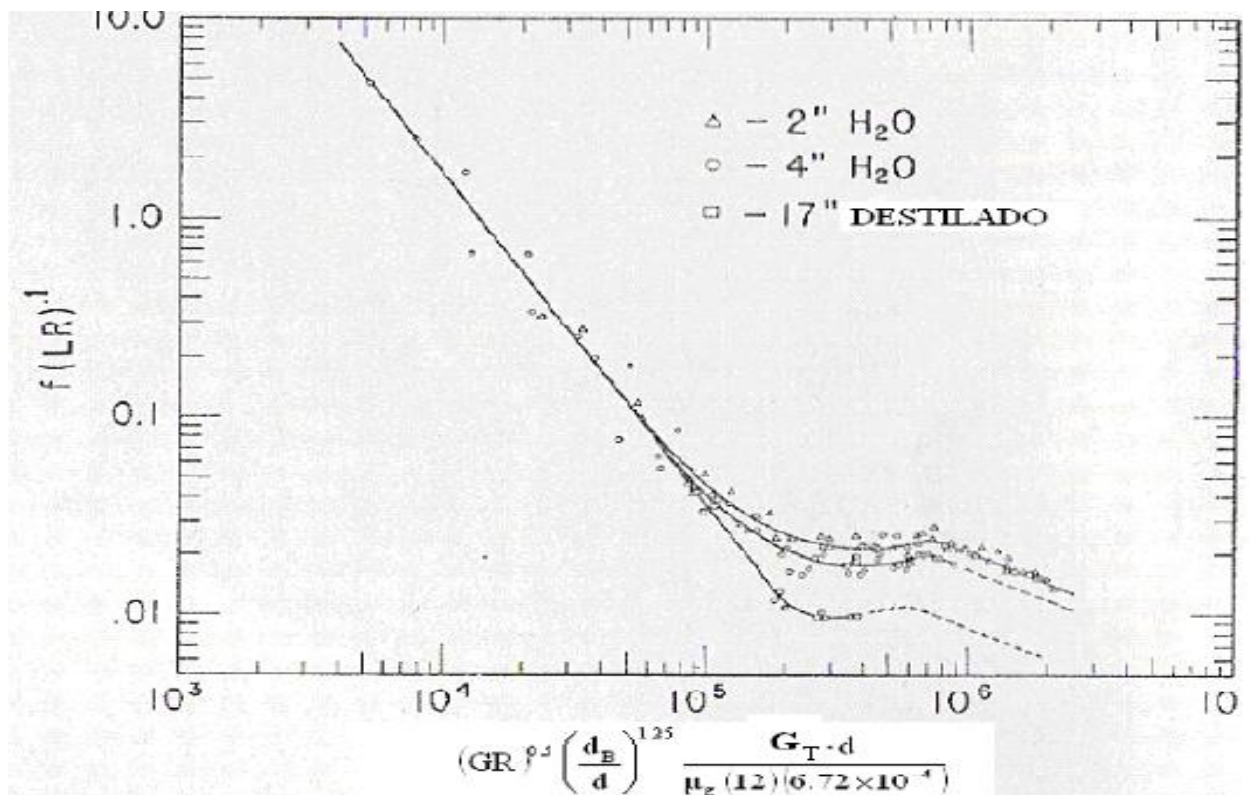
$$GR = \frac{W_g}{W_m} \quad (4.31)$$

$$LR = \frac{W_L}{W_m} \quad (4.32)$$

$$G_T = \frac{W_m}{A_p/144} \quad (4.33)$$

9. Se obtiene el valor de $f(LR)^{0.1}$ de la siguiente gráfica:

Figura 10. Correlación del factor de pérdida de energía.



Fuente: TORRES C., Juan M., TRAUWVITZ R., Edgar F. Flujo multifásico en tuberías. Trabajo de grado. México D.F. Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de Ingeniería. División de Ciencias de la Tierra, 2008.

Así conociendo $f(LR)^{0,1}$ y LR se calcula el factor de fricción f .

10. Se calcula el diferencial de longitud(ΔL):

$$\Delta L = \frac{2g_c d}{12w_m V_m^2 f} \left[144\Delta P \left(\frac{w_L}{\rho_L} + \frac{w_G}{\rho_G} \right) - \frac{w_L \Delta V_L^2 + w_G \Delta V_G^2}{2g_c} \right] \quad (4.34)$$

ΔL = Diferencial de longitud de la tubería, ft

ΔP = Caída de presión, psi

W_L, W_G, W_m = Flujo másico del líquido, del gas y de la mezcla, respectivamente, lb/s

$\Delta V_L, \Delta V_G$ = Diferencia de velocidad del líquido y del gas, respectivamente, ft/s

11. Finalmente se continua con un proceso iterativo, se supone un valor de la presión corriente abajo y se calcula la longitud de la tubería mediante la anterior ecuación, posteriormente se compara el valor de longitud obtenido con el dado inicialmente, si estos dos valores son iguales, la presión supuesta es la verdadera presión corriente abajo, de lo contrario se deben llevar a cabo las iteraciones necesarias hasta que dichos valores sean iguales y así encontrar la presión corriente abajo y la caída de presión como la resta entre la presión corriente arriba y la obtenida por el modelo. ¹⁹

4.2.1.2. Correlación empírica de Beggs and Brill(1973)

La correlación de Beggs and Brill (1973) fue desarrollada en 584 pruebas tomadas de datos obtenidos experimentalmente de pruebas de arreglos a pequeña escala. La prueba consistió en una tubería de acrílico de 1 y 1,5 pulgadas de diámetro y

¹⁹ TORRES C., Juan M., TRAUWVITZ R., Edgar F. Flujo multifásico en tuberías. Trabajo de grado. México D.F. Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de Ingeniería. División de Ciencias de la Tierra, 2008. Páginas 158,159 y 160.

90 pies de longitud, la cual tenía un mecanismo que lograba inclinar la tubería de horizontal a vertical y los fluidos utilizados en aire y agua.

Los parámetros estudiados y sus rangos de variación son:

- Variación de la tasa de gas, 0 a 300 *MSCF/d*
- Variación de tasa de líquido, 0 a 30 *gal/min*.
- Presión promedio del sistema, 35 a 95 *psia*.
- Diámetro de la tubería, 1 a 1,5 *in*.
- Hold Up de líquido, 0 a 0,870.
- Gradiente de presión, 0 a 0,8 *psi/ft*.

Algoritmo de cálculo:

1. Comenzando con una presión conocida en cabeza de pozo P_1 , se asume el valor de caída de presión ΔP .
2. Se calcula la presión promedio en el intervalo:

$$\bar{P} = P_1 - \frac{\Delta P}{2} \tag{4.35}$$

3. Se calcula a la presión promedio (\bar{P}) y a la temperatura promedio (\bar{T}), la relación gas-aceite en solución (R_S), el factor volumétrico de formación del aceite (B_0) y el factor de compresibilidad del gas (Z), a partir de las siguientes ecuaciones:

$$R_S = \gamma_g \left[\left(\frac{\bar{P}}{18.2} + 1,4 \right) 10^{(0.0125\gamma_{API} - 0.00091\bar{T})} \right]^{1.2048} \tag{4.36}$$

$$B_0 = 0.9759 + 12 * 10^{-5} \left(R_S \sqrt{\frac{\gamma_g}{\gamma_o}} + 1.25\bar{T} \right)^{1.2} \tag{4.37}$$

$$\gamma_o = \frac{141.5}{\gamma_{API} + 131.5} \quad (4.38)$$

Para el cálculo del factor de compresibilidad del gas se aplica un proceso iterativo en cual a partir de un valor supuesto (Z_{sup}) se calcula un nuevo valor (Z), hasta obtener un error aceptable entre el nuevo valor y el anterior:

$$T_{pc} = 169.2 - 349.5\gamma_g - 74\gamma_g^2 \quad (4.39)$$

$$P_{pc} = 756.8 - 131\gamma_g - 3.6\gamma_g^2 \quad (4.40)$$

$$T_{pr} = \frac{\bar{T} + 460}{T_{pc}} \quad (4.41)$$

$$P_{pr} = \frac{\bar{T} + 460}{P_{pc}} \quad (4.42)$$

$$\rho_r = \frac{0.27P_{pr}}{Z_{sup}T_{pr}} \quad (4.43)$$

$$A_1 = 0.31506, A_2 = -1.0467, A_3 = -0.5783, A_4 = 0.5353, A_5 = -0.6123, A_6 = -0.6123, A_7 = 0.6815, A_8 = 0.68446$$

$$Z = 1 + \left(A_1 + \frac{A_2}{T_{pr}} + \frac{A_3}{T_{pr}^3} \right) \rho_r + \left(A_4 + \frac{A_5}{T_{pr}} \right) \rho_r^2 + \left(\frac{A_5 A_6 \rho_r^5}{T_{pr}} \right) + \left(\frac{A_7 \rho_r^2}{T_{pr}^3} \right) (1 + A_8 \rho_r^2) e^{A_8 \rho_r^2} \quad (4.44)$$

Donde:

T_{pc} =Temperatura pseudocrítica

P_{pc} =Presión pseudocrítica

T_{pr} =Temperatura pseudoreducida

P_{pr} =Presión pseudoreducida

ρ_r = Densidad reducida

Nota: las variables que para las cuales no se presenta ecuaciones hacen parte de los datos de entrada.

4. Se calculan las densidades del líquido(ρ_L) y del gas a la presión promedio(\bar{P}) y a la temperatura promedio(\bar{T}):

$$\rho_L = \rho_o \left(\frac{1}{1+WOR} \right) + \rho_W \left(\frac{WOR}{1+WOR} \right) \quad (4.45)$$

$$\rho_g = \frac{0.074\gamma_g(\bar{P}+14.7)520}{14.7(\bar{T}+460)Z} \quad (4.46)$$

5. Se calculan los flujos volumétricos de gas(q_g) y liquido(q_L) in situ(a condiciones de escurrimiento):

$$q_g = \frac{3.27*10^{-7}Zq_o(R-R_S)(\bar{T}+460)}{(\bar{P}+14.7)} \quad (4.47)$$

$$q_L = 6.49 * 10^{-5}(q_oB_o + q_WB_W) \quad (4.48)$$

6. Se calculan las velocidades superficiales del gas, líquido y la mezcla in situ, a partir de las ecuaciones proporcionadas en el capítulo 2.

7. Se calcula el flujo másico del gas, líquido y total:

$$G_L = \rho_L V_{sL} \quad (4.49)$$

$$G_g = \rho_g V_{sg} \quad (4.50)$$

$$G_T = G_L + G_g \quad (4.51)$$

8. Se calcula el hold up de líquido sin deslizamiento por medio de la ecuación dada en el capítulo 2.

9. Se calcula el número de Froude (N_{FR}) con la siguiente ecuación, y la viscosidad del líquido y de la mezcla, y la tensión superficial del líquido a partir de las ecuaciones dadas en el capítulo 2:

$$N_{FR} = \frac{V_m^2}{gd/12} \quad (4.52)$$

10. Se halla el número de Reynolds sin deslizamiento (N_{Re}) y el número de velocidad del líquido:

$$N_{Re} = \frac{G_T d/12}{\mu_m 6.72 \cdot 10^{-4}} \quad (4.53)$$

$$N_{Lv} = 1.938V_{sL} \left(\frac{\rho L}{\sigma} \right)^{0.25} \quad (4.54)$$

11. Para calcular el patrón de flujo, se calculan los siguientes parámetros:

$$L_1 = 316\lambda^{0.302} \quad (4.55)$$

$$L_2 = 0.0009252\lambda^{-2.4684} \quad (4.56)$$

$$L_3 = 0.10\lambda^{-1.4516} \quad (4.57)$$

$$L_4 = 0.5\lambda^{-6.738} \quad (4.58)$$

12. Se determina el patrón de flujo usando los siguientes límites:

Tabla 4. Determinación de flujo

Segregado	$\lambda < 0.01$ y $N_{FR} < L_1$ ó $\lambda \geq 0.01$ y $N_{FR} < L_2$
Transición	$\lambda \geq 0.01$ y $L_2 < N_{FR} \leq L_3$
Intermitente	$0.01 \leq \lambda < 0.4$ y $L_3 < N_{FR} \leq L_1$ ó $\lambda \geq 0.4$ y $L_3 < N_{FR} \leq L_4$
Distribuido	$\lambda < 0.4$ y $N_{FR} \geq L_1$ ó $\lambda \geq 0.4$ y $N_{FR} > L_4$

Fuente: TORRES C., Juan M., TRAUWVITZ R., Edgar F. Flujo multifásico en tuberías. Trabajo de grado. México D.F. Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de Ingeniería. División de Ciencias de la Tierra, 2008.

13. Se calcula el hold up de líquido horizontal (H_L):

$$H_L = \frac{a\lambda^b}{N_{FR}^c} \quad (4.59)$$

Donde a, b y c son determinados para cada patrón de flujo a partir de la siguiente tabla:

Tabla 5. Coeficientes para determinar el hold up de líquido según el patrón de flujo

Patrón de Flujo	a	b	C
Segregado	0.98	0.4846	0.0868
Intermitente	0.845	0.5351	0.0173
Distribuido	1.065	0.5824	0.0609

Fuente: TORRES C., Juan M., TRAUWVITZ R., Edgar F. Flujo multifásico en tuberías. Trabajo de grado. México D.F. Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de Ingeniería. División de Ciencias de la Tierra, 2008.

14. Se calcula la relación del factor de fricción de las dos fases (f_T) con respecto al factor de fricción sin deslizamiento:

$$\frac{f_T}{f_{ns}} = e^s \quad (4.60)$$

$$s = \frac{\ln(y)}{\{-0.0523 + 3.182 \ln(y) - 0.8725(\ln(y))^2 + 0.01853(\ln(y))^4\}} \quad (4.61)$$

$$y = \frac{\lambda}{(H_L)^2} \quad (4.62)$$

$$s = \ln(2.2y - 1.2) \quad (4.63)$$

15. Se calcula el factor de fricción sin considerar el deslizamiento:

$$f_{ns} = \frac{1}{\left[2 \log\left(\frac{N_{Re}}{4.5223 \log N_{Re} - 3.8215}\right)\right]^2} \quad (4.64)$$

$$f_{ns} = 0.0056 + \frac{0.5}{(N_{Re})^{0.32}} \quad (4.65)$$

16. Se calcula el factor de fricción de las dos fases:

$$f_T = f_{ns} \frac{f_T}{f_{ns}} \quad (4.66)$$

17. Se calcula la caída de presión:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_t = \frac{\frac{f G_m V_m}{2 g_c d^{12}}}{1 - \frac{\rho_m V_m V_{sg}}{g_c (p+14.7)(144)}} \quad (4.67)$$

Si la caída de presión supuesta en el paso 1 y la calculada en este paso no son iguales, se usa este último valor como el nuevo valor supuesto y se sigue el procedimiento, hasta que estos dos valores sean iguales.²⁰

²⁰ TORRES C., Juan M., TRAUWVITZ R., Edgar F. Flujo multifásico en tuberías. Trabajo de grado. México D.F. Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de Ingeniería. División de Ciencias de la Tierra, 2008. Páginas 161, 162, 163, 164, 165, 166, 167.

4.2.2. Modelo mecanístico para pérdidas de presión en tubería horizontal

Un modelo mecanístico es un modelo matemático que explica el comportamiento de flujo multifásico en tubería incorporando todas las variables que están involucradas en este fenómeno. Complementando la parte teórica con datos de campo o de laboratorio apropiados, esta aproximación produce métodos de predicción que representan un adelanto significativo sobre las correlaciones empíricas generalizadas.

Una de las características de este método es la existencia de diferentes patrones de flujo en los sistemas multifásicos. El primer objetivo es determinar el patrón de flujo de un sistema dado. Luego, para cada patrón de flujo se desarrolla un modelo matemático apropiado, el cual predice la hidrodinámica del flujo y la transferencia de calor para este. Estos modelos incluyen además parámetros importantes del flujo, como condiciones geométricas (diámetros, longitud de tubería, entre otros), y propiedades físicas de los fluidos (densidad, viscosidad, compresibilidad, entre otros).

El flujo multifásico está caracterizado por un gran número de variable de flujo, casi el doble que para flujo de una sola fase. Su configuración también es muy compleja. Esto es especialmente cierto para el sistema gas-líquido con una fase compresible y una fase deformable, lo cual hace a las correlaciones empíricas imprácticas.

Retomando lo descrito por Shoham (2000), explica que el primer **modelo mecanístico**, fue propuesto por Taitel y Dukler (1976) quienes estudiaron la predicción de las transiciones de los patrones de flujo para gas-líquido en tubería horizontal y casi horizontal, Barnea (1991) propuso un modelo modificado para el estudio del flujo tapón y el modelo de Xiao y cols. (1990), quienes desarrollaron un modelo mecanístico integral para flujo multifásico en tuberías horizontales e inclinadas, incorporando un modelo de predicción para patrones de flujo y modelos separados para calcular la caída de presión y el nivel de líquido. Siendo el modelo

mecanístico de Xiao y cols. (1990), el modelo aplicado en el desarrollo del software.

4.2.2.1. Modelo mecanístico de Xiao et al.

Según Xiao y cols. (1990), existe la necesidad de predecir el comportamiento del flujo de fluidos en forma simultánea, en situaciones donde se maneja flujo de dos o más fases. Existen diferentes cálculos para comprender el comportamiento que presenta el flujo multifásico por medio de los patrones de flujo, caída de presión y la fracción volumétrica del líquido que determinarán las condiciones necesarias de operación y funcionamiento.

Se presenta un modelo mecanístico unificado desarrollado para flujo gas-líquido en tuberías horizontales, el cual permite predecir el patrón de flujo presente en la tubería, características del patrón de flujo, la fracción de líquido o nivel y el gradiente de presión para los patrones de flujo estratificado, anular, intermitente y burbuja dispersa.

Se fundamenta en el modelo de Taitel y Dukler (1976), para la predicción de los patrones de flujo y en las transiciones entre ellos.

Algoritmo de cálculo

La predicción del patrón de flujo es basada en la teoría de Taitel y Dukler (1976), según Xiao y col (1990). Esta teoría de predicción, determina las transiciones de patrón de flujo en fluido multifásico, la cual está basada en la hidrodinámica del flujo. A continuación se presentan las determinaciones de los diferentes patrones de flujo:

- **Transición estratificado - no estratificado**

Si la onda finita en la interfaz gas-líquido es inestable ocurre la transición a un patrón de flujo que no es estratificado, cuando:

$$v_g > \left(1 - \frac{h_L}{d}\right) \left[\frac{(\rho_L - \rho_g)g \cos\theta A_g}{12\rho_G \frac{dA_L}{dh_L}}\right]^{1/2} \quad (4.68)$$

Donde:

h_L = Nivel de líquido, *ft*

θ = Angulo formado por la interfase, °

A_g = Área transversal ocupada por el gas, *in*²

$\frac{dA_L}{dh_L}$ = Diferencial de área transversal ocupada por el líquido respecto al nivel de líquido, *in*

- **Régimen estratificado liso-ondulado**

Cuando el patrón de flujo es estratificado-ondulado, se cumple la siguiente condición:

$$V_g > [0,0006719 * \frac{4\mu_L(\rho_L - \rho_g)g \cos\theta}{0,06\rho_L\rho_g V_L}]^{1/2} \quad (4.69)$$

$$V_L > 1,5\sqrt{(gh_L)/12} \quad (4.70)$$

- **Transición intermitente-anular**

Cuando el nivel del líquido en la tubería respecto al diámetro es menor de 0,35 se está en patrón de flujo anular, si el nivel del líquido es 0,50 se puede decir que se está en presencia de flujo intermitente:

$$\frac{h_L}{d} < 0,35 \quad (4.71)$$

- **Transición intermitente-burbuja dispersa**

Si esta condición se cumple se está en patrón de flujo burbuja dispersa:

$$V_L > \left[\left(\frac{1}{12} \right) * \frac{4A_g}{S_l} * \frac{g \cos \theta}{f_{WL}} \left(1 - \frac{\rho_g}{\rho_L} \right) \right]^{1/2} \quad (4.72)$$

Donde:

S_l = Perímetro mojado de la interfase, *in*

f_{WL} = Factor de fricción entre la pared y el líquido, adimensional

Xiao y cols. (1990), explican que después de predecir el patrón de flujo en la tubería bajo las condiciones de operación existentes, se necesitan de modelos separados para predecir la caída de presión, para cada patrón de flujo; para ello, para cada patrón de flujo, exponen las ecuaciones combinadas de conservación de masa y cantidad de movimiento definiendo rigurosamente la física del fenómeno. De acuerdo a lo anterior, se muestra los modelos que presentan los diferentes patrones de flujo, según lo establecido por estos investigadores:

Modelo para flujo estratificado

En flujo estratificado, se considera que el sistema se encuentra en condición de estado estacionario y se aproxima el modelo a un sistema de dos capas, donde se desprecian los cambios en las velocidades de las fases o el nivel de líquido, así mismo se considera que la fase líquida fluye por un canal abierto y la fase gas por una tubería cerrada, lo que se emplea para el cálculo de los diámetros hidráulicos con los cuales se determinan los números de Reynolds de cada una de las fases, utilizados para la determinación de los esfuerzos cortantes entre los fluidos y la pared de la tubería.

1. Cálculo del nivel del líquido (h_L / D)

Se asume un valor de h_L / D ($0 < h_L / D < 1$)

2. Cálculo de velocidades y el número de Reynolds:

$$V_L = V_{sL} \frac{A_P}{A_L} \quad (4.73)$$

$$V_g = V_{sg} \frac{A_P}{A_g} \quad (4.74)$$

$$D_L = 4 \frac{A_P}{S_L} \quad (4.75)$$

$$D_g = 4 \frac{A_P}{S_g + S_i} \quad (4.76)$$

$$Re_L = \frac{\rho_L V_L D_L}{\mu_L} \quad (4.77)$$

$$Re_g = \frac{\rho_g V_g D_g}{\mu_g} \quad (4.78)$$

3. Cálculo de factores de fricción:

a) Factor de fricción líquido-pared y gas-pared:

Esta rutina calcula el factor de fricción para flujo laminar ($Re < 2000$) y turbulento ($Re > 2000$):

Para $Re \leq 2000$:

$$f_{WL} = \frac{16}{Re_L} \quad (4.79)$$

$$f_{Wg} = \frac{16}{Re_g} \quad (4.80)$$

Para $Re < 2000$:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 3,48 - 4 \log \left(\frac{2\varepsilon}{D} + \frac{9,35}{Re\sqrt{f}} \right) \quad (4.81)$$

b) Factor de fricción interfacial:

$$\frac{f_i}{f_g} = 1 \quad (4.82)$$

$$V_{sg,t} = 5 \left(\frac{101325}{P} \right)^{1/2} \quad (4.83)$$

4. Cálculo de los esfuerzos de corte entre el gas y la pared (τ_{wg}), el líquido y la pared (τ_{wl}) y el esfuerzo de corte interfacial (τ_i):

$$\tau_{WL} = \frac{1}{2} f_{WL} \rho_L V_L^2 \quad (4.84)$$

$$\tau_{Wg} = \frac{1}{2} f_{Wg} \rho_g V_g^2 \quad (4.85)$$

$$\tau_i = \frac{1}{2} f_i \rho_g V_g^2 \quad (4.86)$$

5. Valor de la ecuación combinada de cantidad de movimiento para fluido de dos fases (estratificado):

$$Ecm = \frac{\tau_{wl} S_L}{A_L} - \frac{\tau_{wg} S_g}{A_g} - \tau_i S_i \left(\frac{1}{A_L} + \frac{1}{A_g} \right) + 9,81 (\rho_L - \rho_g) \text{sen}(\theta) \quad (4.87)$$

$$\theta = 2 \cos^{-1} \left(1 - \frac{h_L}{D} \right) \quad (4.88)$$

6. Cálculo de la fracción de líquido presente en la tubería (nivel):

$$E_L = \frac{A_L}{A_p} \quad (4.89)$$

7. Cálculo del gradiente de presión:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_t = \frac{\tau_{WL} s_L + \tau_{WG} s_G}{A_p} \quad (4.90)$$

Donde:

τ_{WL}, τ_{WG} = Esfuerzo de corte entre la pared y el líquido y entre la pared y el gas, respectivamente, $lb/ft\ s^2$

s_L, s_G = Perímetro mojado del líquido y del gas, respectivamente, in

Modelo para flujo Intermitente

El flujo intermitente se caracteriza por un flujo alternado de gas y líquido. Este se caracteriza normalmente por una burbuja alargada de gas que fluye sobre una película de líquido seguido de un tapón de líquido que puede contener burbujas dispersas.

Haciendo un balance de masa en la unidad del tapón, compuesta por el tapón de líquido y la burbuja de gas, se obtiene la velocidad del líquido en el cuerpo del tapón, la velocidad del líquido y del gas en la zona de la película y la expresión correspondiente a la fracción volumétrica de líquido sobre la unidad de tapón (H_L).

1. Cálculo del nivel del líquido en la zona de la película del tapón (hF/D)

Se asume un valor de hF/D ($0 < hF/D < 1$)

2. Cálculo de velocidades de la película, diámetro hidráulico

Aplicando un balance de masa en la unidad del tapón, compuesta por el tapón de líquido y el tapón del gas:

- Velocidad del líquido en la zona de la película, V_f :

$$V_f = V_T - E_S \frac{(V_T - V_L)}{E_F} \quad (4.91)$$

- Velocidad del gas en la zona de la película, V_g :

$$V_g = \frac{(V_S A_P) - (V_f A_L)}{A_g} \quad (4.92)$$

3. Cálculo del Nivel de líquido

- Velocidad de la mezcla en la zona del tapón:

$$V_S = V_{sL} + V_{sg} \quad (4.93)$$

- Fracción volumétrica de líquido en el cuerpo del tapón:

$$E_S = \frac{1}{\left(1 + (V_S/8,66)^{1,39}\right)} \quad (4.94)$$

- Fracción volumétrica de líquido en la película:

$$E_F = \frac{A_L}{A_P} \quad (4.95)$$

4. Cálculo de velocidades:

- Velocidad de traslación de las burbujas alargadas:

$$V_T = C_0 V_M + 0,54 \sqrt{g D \cos(\theta)} + 0,35 \sqrt{g D \sin(\theta)} \quad (4.96)$$

Para flujo laminar $C_o = 2$ y para flujo turbulento $C_o = 1.2$

- Velocidad de las burbujas dispersas en el tapón de líquido:

$$V_b = 1,2V_S + 1,53 \left(\frac{g(\rho_L - \rho_g)\sigma}{\rho_L^2} \right)^{0,25} E_S^{0,1} \text{sen}(\theta) \quad (4.97)$$

- Velocidad del líquido en el cuerpo del tapón:

$$V_L = \frac{(V_S - V_b(1 - E_S))}{E_S} \quad (4.98)$$

- Velocidad del líquido en la zona de la película:

$$V_f = V_T - E_S \frac{(V_T - V_L)}{E_f} \quad (4.99)$$

- Velocidad del gas en la zona de la película:

$$V_g = \frac{(V_S A) - (V_f A_L)}{A_g} \quad (4.100)$$

5. Cálculo de factores de fricción:

- Factor de fricción líquido-pared, gas-pared y cuerpo del tapón:

Esta rutina calcula el factor de fricción para flujo laminar ($Re < 2000$) y turbulento ($Re > 2000$):

Para $Re \leq 2000$:

$$f_{WL} = \frac{16}{Re_L} \quad (4.101)$$

$$f_{Wg} = \frac{16}{Re_g} \quad (4.102)$$

$$f_s = \frac{16}{Re_s} \quad (4.103)$$

Para $Re < 2000$:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 3,48 - 4 \log \left(\frac{2\varepsilon}{D} + \frac{9,35}{Re\sqrt{f}} \right) \quad (4.104)$$

➤ Factor de fricción interfacial:

$$f_i = 0,014 \quad (4.105)$$

Densidad y viscosidad del cuerpo del tapón:

$$\rho_s = E_s \rho_L + (1 - E_s) \rho_g \quad (4.106)$$

$$\mu_s = E_s \mu_L + (1 - E_s) \mu_g \quad (4.107)$$

6. Cálculo de los esfuerzos de corte entre el gas y la pared (τ_{wg}), el líquido y la pared (τ_{wl}), el esfuerzo de corte interfacial (τ_i) y del cuerpo del tapón (τ_s):

$$\tau_{wl} = \frac{1}{2} f_{wl} \rho_L |V_f| V_f \quad (4.108)$$

$$\tau_{wg} = \frac{1}{2} f_{wg} \rho_g |V_g| V_g \quad (4.109)$$

$$\tau_i = \frac{1}{2} f_i \rho_g |V_g - V_f| (V_g - V_f) \quad (4.110)$$

$$\tau_s = \frac{1}{2} f_s \rho_s V_g^2 \quad (4.111)$$

7. Valor de la ecuación combinada de cantidad de movimiento para fluido de dos fases (intermitente):

$$Ecm = \frac{\tau_{wL}S_L}{A_L} - \frac{\tau_{wg}S_g}{A_g} - \tau_i S_i \left(\frac{1}{A_L} + \frac{1}{A_g} \right) + 9,81(\rho_L - \rho_g) \text{sen}(\theta) \quad (4.112)$$

8. Cálculo del gradiente de presión:

$$\left(\frac{dP}{dL} \right)_t = \frac{1}{386,16L_u} * \left[\left(\frac{\tau_s \pi d}{A_p} * L_s \right) + \left(\frac{\tau_{wL}S_L + \tau_{wG}S_G}{A_p} * L_f \right) \right] \quad (4.113)$$

Donde:

L_U, L_S, L_F = Longitud de una unidad de tapón, del tapón y de la película, respectivamente, *in*

τ_s = Esfuerzo de corte del cuerpo del tapón, *lb/ft s²*

Modelo para flujo anular

En flujo anular, Xiao et al aproximan el modelo de dos fluidos al caso de flujo anular en régimen permanente para tuberías horizontales. Para simplificar el modelo, suponen que: a) existe un espesor promedio de película de líquido en el anular, b) el gas que viaja por el centro del anular de líquido arrastra gotas de líquido que viajan a la velocidad de gas y c) que el gas en el anular se considera un fluido homogéneo. El tratamiento dado al patrón de flujo anular es similar al tratamiento del patrón de flujo estratificado, con la diferencia de la configuración geométrica.

Cálculo de la fracción volumétrica de líquido entrampada por el gas (F_E):

$$X = 10^{-2,52} \rho_L^{1,08} \rho_g^{0,18} \mu_L^{0,27} \mu_g^{0,28} \sigma^{-1,80} D^{1,72} U_{sL}^{0,70} U_{sg}^{1,44} g^{0,46} \quad (4.114)$$

$$F_E = \frac{X}{1-X} \quad (4.115)$$

Cuando $F_E > 0.9999$, se asume el fluido como una mezcla, y se calcula el nivel y el gradiente de presión con un modelo homogéneo.

1. Modelo homogéneo cuando $F_E > 0.9999$:

- Propiedades de la mezcla:

$$\rho_m = E_L \rho_L + (1 - E_L) \rho_g \quad (4.116)$$

$$\mu_m = E_L \mu_L + (1 - E_L) \mu_g \quad (4.117)$$

$$V_m = V_{sL} + V_{sg} \quad (4.118)$$

$$Re_m = \frac{\rho_m V_m D}{\mu_m} \quad (4.119)$$

- Factor de fricción de la mezcla:

Para $Re \leq 2000$:

$$f_m = \frac{16}{Re_m} \quad (4.120)$$

Para $Re > 2000$:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 3,48 - 4 \log \left(\frac{2\varepsilon}{D} + \frac{9,35}{Re_m \sqrt{f}} \right) \quad (4.121)$$

- Cálculo del gradiente de presión:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_t = \frac{2f_m \rho_m V_m^2}{386,16d} \quad (4.122)$$

Donde:

f_m = Factor de fricción de la mezcla, adimensional

- Fracción de líquido presente en la tubería:

$$E_L = \frac{V_{sL}}{V_{sL} + V_{sg}} \quad (4.123)$$

Ahora bien, cuando la fracción volumétrica de líquido entrampada por el gas es $F_E < 0.9999$, se continúa con el paso:

2. Cálculo del espesor de la película de líquido (h_L/D):

Se asume un valor de $h_L/D \leq 0.35$

3. Cálculo de las variables geométricas:

$$A_f = \pi D^2 \left[\frac{h_L}{D} - \left(\frac{h_L}{D}\right)^2 \right] \quad (4.124)$$

$$A_P = \pi \frac{D^2}{4} \quad (4.125)$$

$$A_C = A_P - A_f \quad (4.126)$$

$$S_f = \pi D \quad (4.127)$$

$$S_i = \pi D \left(1 - 2 \left(\frac{h_L}{D}\right) \right) \quad (4.128)$$

4. Fracción de líquido presente en la corriente del gas:

$$E_C = \frac{V_{sL}F_E}{V_{sg}+V_{sL}} \quad (4.129)$$

5. Cálculo de velocidades, diámetro hidráulico y número de Reynolds:

- Velocidad de la película del líquido U_F y del núcleo del gas U_G :

$$V_f = (1 - F_E)V_{sL} \frac{A_P}{A_f} \quad (4.130)$$

$$V_g = (F_E + V_{sg} + V_{sL}) \frac{A_P}{A_C} \quad (4.131)$$

- Diámetro hidráulico:

$$D_f = 4 \frac{A_f}{S_f} \quad (4.132)$$

$$D_C = 4 \frac{A_C}{S_i} \quad (4.133)$$

- Número de Reynolds:

$$Re_f = \frac{\rho_L V_f D_f}{\mu_L} \quad (4.134)$$

$$Re_C = \frac{\rho_C V_C D_C}{\mu_C} \quad (4.135)$$

Donde, la densidad y viscosidad del núcleo de gas, son:

$$\rho_C = E_C \rho_L + (1 - E_C) \rho_g \quad (4.136)$$

$$\mu_c = E_c \mu_L + (1 - E_c) \mu_g \quad (4.137)$$

6. Cálculo de factores de fricción:

a) Factor de fricción líquido-pared (f_{wl}), núcleo del gas (f_{GC})

Esta rutina calcula el factor de fricción para flujo laminar ($Re < 2000$) y turbulento

($Re > 2000$):

Para $Re \leq 2000$:

$$f_{WL} = \frac{16}{Re_f} \quad (4.138)$$

$$f_c = \frac{16}{Re_c} \quad (4.139)$$

Para $Re < 2000$:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 3,48 - 4 \log \left(\frac{2\varepsilon}{D} + \frac{9,35}{Re\sqrt{f}} \right) \quad (4.140)$$

b) Factor de fricción interfacial:

Número de Weber:

$$W_e = \rho_c (V_c - V_f)^2 \frac{\delta}{\sigma} \quad (4.141)$$

Factor de fricción:

$$f_i = f_c (1 + 2250) \frac{\delta/\sigma}{W_e} \quad (4.142)$$

7. Cálculo de los esfuerzos de corte entre el gas y la pared, el líquido y la pared y el esfuerzo de corte interfacial y del cuerpo del tapón:

$$\tau_{WL} = \frac{1}{2} f_f \rho_L V_f^2 \quad (4.143)$$

$$\tau_i = \frac{1}{2} f_i \rho_C (V_C - V_f)^2 \quad (4.144)$$

8. Valor de la ecuación combinada de cantidad de movimiento para flujo anular:

$$Ecm = \frac{\tau_{WL} S_f}{A_f} - \tau_i S_i \left(\frac{1}{A_f} + \frac{1}{A_C} \right) + 9,81 (\rho_L - \rho_g) \text{sen}(\theta) \quad (4.145)$$

9. Cálculo del gradiente de presión:

$$\left(\frac{dP}{dL} \right)_t = \frac{\tau_{WL} S_f}{A_p} \quad (4.146)$$

Modelo para Burbujas dispersas

Para el patrón de flujo de burbujas dispersas se determinan las propiedades promedio del fluido y se considera que el deslizamiento entre las fases es despreciable, por lo tanto existe una fase pseudo homogénea. El gradiente de presión en la tubería se determina como si existiera una sola fase fluyendo.

1. Cálculo del nivel de líquido para no deslizamiento:

$$E_L = \frac{V_{sL}}{V_{sg} + V_{sL}} \quad (4.147)$$

2. Cálculo de propiedades de la mezcla:

$$\rho_m = E_L \rho_L + (1 - E_L) \rho_g \quad (4.148)$$

$$\mu_m = E_L \mu_L + (1 - E_L) \mu_g \quad (4.149)$$

$$V_m = V_{sL} + V_{sg} \quad (4.150)$$

$$Re_m = \frac{\rho_m V_m D}{\mu_m} \quad (4.151)$$

3. Cálculo del factor de fricción de la mezcla:

Para $Re \leq 2000$:

$$f_m = \frac{16}{Re_m} \quad (4.152)$$

Para $Re > 2000$:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 3,48 - 4 \log \left(\frac{2\varepsilon}{D} + \frac{9,35}{Re_m \sqrt{f}} \right) \quad (4.153)$$

4. Cálculo del gradiente de presión:²¹

$$\left(\frac{dP}{dL} \right)_t = \frac{2f_m \rho_m V_m^2}{D} \quad (4.154)$$

²¹ VEGA B., Luzmila M. Evaluación de las relaciones de clausura de velocidad de deriva y de los factores de fricción y desarrollo de un algoritmo de predicción de patrones de flujos multifásico para líquidos de alta viscosidad en tubería horizontal. Trabajo especial de grado. Caracas. Universidad Central de Venezuela, 2012. Páginas 166 a 184.

4.3. PÉRDIDAS DE CALOR EN TUBERÍA HORIZONTAL EN SUPERFICIE

Por definición, el calor es la energía que se transfiere como resultado de una diferencia o gradiente de temperatura. Matemáticamente es una cantidad vectorial, en el sentido que fluye de regiones de altas temperaturas a regiones de bajas temperaturas.

Los mecanismos de transferencia de calor se pueden clasificar de acuerdo con la relación existente entre las formas de energía y las sustancias de trabajo. Estos mecanismos son: conducción, convección y radiación.²²

Conducción: Fue propuesta en 1822 por el científico francés J. B. J. Fourier. En los sólidos, la única forma de transferencia de calor es la conducción. Si se calienta un extremo de una varilla metálica, de forma que aumente su temperatura, el calor se transmite hasta el extremo más frío por conducción. No se comprende en su totalidad el mecanismo exacto de la conducción de calor en los sólidos, pero se cree que se debe, en parte, al movimiento de los electrones libres que transportan energía cuando existe una diferencia de temperatura. Esta teoría explica por qué los buenos conductores eléctricos también tienden a ser buenos conductores del calor.

Convección: Si existe una diferencia de temperatura en el interior de un líquido o un gas, es casi seguro que se producirá un movimiento del fluido. Este movimiento transfiere calor de una parte del fluido a otra.

Radiación: Es la energía emitida por la materia en forma de ondas electromagnéticas (o fotones), como resultado de los cambios en las configuraciones electrónicas de los átomos o moléculas. En lo que respecta a la transferencia de calor, es de interés la radiación térmica o forma de radiación emitida por los cuerpos debido a su temperatura. La radiación térmica suele corresponder a la banda de frecuencias del infrarrojo.

²² ARANGO M., Johana, GONZALEZ F., Katlyn L. Predicción de pérdidas de presión y perfiles de temperatura en pozos geotérmicos usando modelos mecanísticos. Trabajo de grado. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos, 2011. Página 68.

Estos tres procesos pueden tener lugar simultáneamente y puede ocurrir que uno de los mecanismos predomine sobre los otros dos.

El flujo en tubería horizontal considerado en el desarrollo del software producto del presente proyecto de grado, fue el de las líneas de superficie. En estas líneas intervienen siempre los tres mecanismos de transferencia de calor en la forma ya descrita anteriormente. En general estas pérdidas no son fáciles de calcular, pues dependen de las condiciones del medio ambiente, las cuales cambian constantemente.

Algoritmo de cálculo

1. Se calculan las propiedades del aire a partir de una temperatura de la superficie externa del aislante supuesta (T_{ae}):

$$K_a = 0,01328 + 2,471 * 10^{-5}T - 4,247 * 10^{-9}T^2 \quad (4.155)$$

$$C_{pa} = 0,2382 + 1,390 * 10^{-5}T + 1,027 * 10^{-8}T^2 \quad (4.156)$$

$$\rho_a = 0,0771 - 8,848 * 10^{-5}T - 3,744 * 10^{-8}T^2 \quad (4.157)$$

$$B_a = 0,0024 - 0,757 * 10^{-5}T + 0,169 * 10^{-7}T^2 - 0,148 * 10^{-10}T^3 \quad (4.158)$$

$$\mu_a = 0,0400 + 6,155 * 10^{-5}T - 1,220 * 10^{-8}T^2 \quad (4.159)$$

2. Se calcula el coeficiente de convección natural (h_{ca}):

- Velocidad del viento(V): 0 millas/hora:

$$h_{ca} = 0,53 \frac{k_a}{D_{io}} \left[D_{io}^3 (T_e - T_{env}) \frac{g B_a C_{pa} \mu_a}{(V_{ca}^2) k_a} \right]^{0,25} \quad (4.160)$$

- Para $1,0 < 8,8 D_{ea} V < 50,0$:

$$h_{ca} = 19,3 C_{pa} \frac{(\rho_a V)^{0,6}}{D_{io}^{0,4}} \quad (4.161)$$

- Para $8,8 D_{ea} V > 50,0$:

$$h_{ca} = 8,0239 \frac{k_a}{D_{io}} \left[\frac{5,28 \rho_a V D_{io}}{\mu_a} \right]^{0,805} \quad (4.162)$$

3. Se calcula de coeficiente de radiación(h_r):

$$h_r = 0,1714 \times 10^{-8} F_e (T_{io}^2 + T_{env}^2) (T_{io} + T_{env}) \quad (4.163)$$

Donde:

F_e = Factor de emisividad

4. Se calcula el coeficiente global de transferencia de calor y la tasa de pérdidas de calor:

El calor perdido por el fluido caliente por unidad de tiempo y de longitud, considerando que la tubería posee un aislante será:

$$q = 2\pi r_{io} U (T_F - T_{env}) \quad (4.164)$$

$$U = \left[\frac{r_{pi} \ln(r_{po}/r_{pi})}{K_p} + \frac{r_{pi} \ln(r_{io}/r_{po})}{K_i} + \frac{r_{pi}}{r_{io}(h_{ca} + h_r)} \right]^{-1} \quad (4.165)$$

Donde:

q = Tasa de pérdidas de calor, $BTU/h \text{ ft}$

r_{io}, r_{pi}, r_{po} = Radio externo del aislante, interno de la tubería y externo de la tubería, respectivamente, ft

U = Coeficiente global de transferencia de calor, $BTU/h \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ F$

T_F = Temperatura del fluido, $^\circ F$

T_{env} = Temperatura ambiente, $^\circ F$

K_p, K_i = Coeficiente de conductividad térmica de la tubería y del aislante, respectivamente, $BTU/h \text{ ft } ^\circ F$

h_{ca} = Coeficiente de convección del aire, $BTU/h \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ F$

h_r = Coeficiente de radiación de la cara externa, $BTU/h \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ F$

El calor perdido por el fluido caliente por unidad de tiempo y de longitud, considerando que la tubería no posee un aislante será:

$$q = 2\pi r_{po} U (T_F - T_{env}) \quad (4.166)$$

$$U = \left[\frac{r_{po} \ln(r_{po}/r_{pi})}{K_p} + \frac{1}{(h_{ca} + h_r)} \right]^{-1} \quad (4.167)$$

La aplicación de la conservación de energía para flujo de fluido en tuberías, requiere que un segmento dado de la tubería la energía entrante, menos la energía saliendo, más la energía transferida para o del medio circundante debe ser igual a la tasa de la energía acumulada:

$$\frac{dH}{dL} + \frac{gsen\alpha}{Jg_c} + \frac{V_m}{Jg_c} * \frac{dV_m}{dL} = \frac{q}{W_m} \quad (4.168)$$

Despejando el diferencial de entalpia:

$$\frac{dH}{dL} = \frac{q}{W_m} - \frac{V_m}{Jg_c} * \frac{dV_m}{dL} - \frac{gsen\alpha}{Jg_c} \quad (4.169)$$

Es decir:

$$\left(\frac{dH}{dL}\right)_t = \left(\frac{dH}{dL}\right)_{ht} + \left(\frac{dH}{dL}\right)_e + \left(\frac{dH}{dL}\right)_a \quad (4.170)$$

Donde:

$\frac{dH}{dL}$ = Gradiente de entalpia, *BTU/l b ft*

J = Factor de conversión, adimensional

$\frac{dV_m}{dL}$ = Derivada de la velocidad de la mezcla respecto a la longitud de la tubería,
s⁻¹

W_m = Flujo másico de la mezcla, *lb/h*

$\left(\frac{dH}{dL}\right)_t$ = Gradiente de entalpia total, *BTU/l b ft*

$\left(\frac{dH}{dL}\right)_{ht}$ = Gradiente de entalpia por transferencia de calor, *BTU/l b ft*

$\left(\frac{dH}{dL}\right)_e$ = Gradiente de entalpia por elevación, *BTU/l b ft*

$\left(\frac{dH}{dL}\right)_a$ = Gradiente de entalpia por aceleración, $BTU/l b ft$

Igual que con el gradiente de presión, el gradiente de la entalpia tiene tres componentes: transferencia de calor, tiene fuerte dependencia en la entalpia total; aceleración, que es despreciable y elevación, del producto de la gravedad que es despreciable.

5. Se calcula el gradiente de entalpia total:

Para flujo en tubería horizontal se tiene:

$$\left(\frac{dH}{dL}\right)_t = \left(\frac{dH}{dL}\right)_{ht} \quad (4.171)$$

$$\left(\frac{dH}{dL}\right)_t = \frac{q}{W_m} \quad (4.172)$$

Y además:

$$\left(\frac{dH}{dL}\right)_t = C_e \frac{dT}{dL} \quad (4.173)$$

Donde:

C_e = Calor específico del fluido, $BTU/l b ^\circ F$

$\frac{dT}{dL}$ = Gradiente de temperatura, $^\circ F/ft$

6. Se calcula el gradiente de temperatura:

Ahora despejando el gradiente de temperatura:

$$\frac{dT}{dL} = \frac{\left(\frac{dH}{dL}\right)_t}{C_e} \quad (4.174)$$

Así, a partir del gradiente de temperatura, se determina la temperatura del fluido en cada punto de la tubería, con lo que se construye el perfil de temperatura (Temperatura vs. Distancia) para flujo en tubería horizontal en superficie.

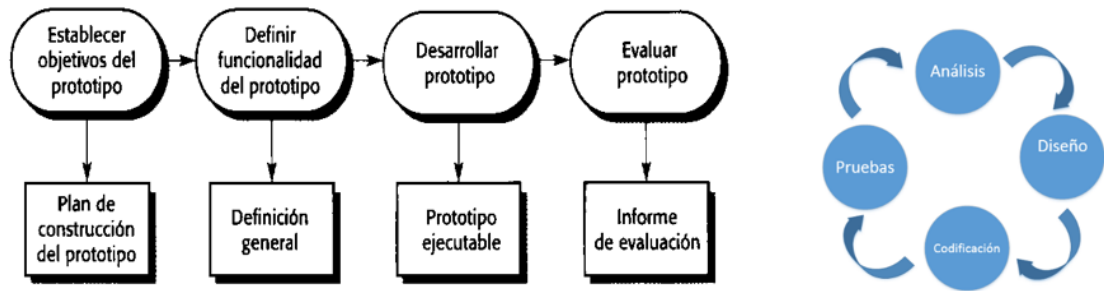
5. MANUAL DEL SOFTWARE

Este proyecto de grado tiene como producto un software para uso final tipo académico con el fin de proporcionar a los estudiantes de la universidad herramientas útiles para su formación; se encuentra desarrollado de tal forma que sea amigable con el usuario y así sea de fácil manejo.

Para el desarrollo de este proyecto se aplicó la metodología de desarrollo llamada Prototipado Evolutivo, debido a que es una metodología flexible al cambio, que permite desarrollar sistemas crecientes en base a unos requerimientos mínimos, los cuales van siendo refinados en la medida en que avanza el ciclo de vida del proyecto. Según Sommerville²³ *“un prototipo es una versión inicial de un software que se utiliza para demostrar conceptos, probar opciones de diseño y, en general, informarse más del problema y sus posibles soluciones”*. Los usuarios del sistema tienen la posibilidad de experimentar con éste, por tanto, pueden percibir, si los requerimientos aportados inicialmente corresponden, o no, a sus verdaderas necesidades.

“Un prototipo no es un producto de calidad que deba mantenerse a largo plazo. Por el contrario, los prototipos son creados y probados rápidamente, para luego ser desechados.”

Figura 11. Prototipos

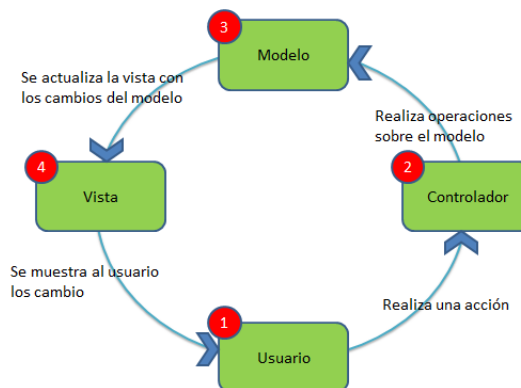


Fuente: Imagen tomada de: SOMMERVILLE, Ian. Ingeniería del Software. Séptima edición: Prototipado del Software. PERSONEDUCATION S.A. Madrid, 2005. ISBN 84-7829-074-5. Páginas 373 – 376.

Modelo Vista Controlador:

El modelo–vista–controlador (MVC) es un patrón de arquitectura de software que separa los datos y la lógica de negocio de una aplicación de la interfaz de usuario y el módulo encargado de gestionar los eventos y las comunicaciones. Para ello MVC propone la construcción de tres componentes distintos que son el modelo, la vista y el controlador, es decir, por un lado define componentes para la representación de la información, y por otro lado para la interacción del usuario. Este patrón de arquitectura de software se basa en las ideas de reutilización de código y la separación de conceptos, características que buscan facilitar la tarea de desarrollo de aplicaciones y su posterior mantenimiento.

Figura 12. Modelo Vista Controlador



Fuente: Imagen tomada de: (citado en 14 de Enero de 2015) disponibles en:<http://oscarblancarteblog.com/2014/07/21/patron-de-diseno-modelo-vista-controlador-mvc/>

5.1. ACCESO A LOS MODELOS

Para acceder a los modelos de los cuales se encuentra compuesto el software, se cuenta con una barra superior en la cual se aprecian dos pestañas, una para los modelos de flujo en tubería vertical y otra para los modelos de flujo en tubería horizontal.

La siguiente explicación se basa en el modelo de Poettman & Carpenter para tubería vertical, es de resaltar que los demás modelos presentan un esquema similar.

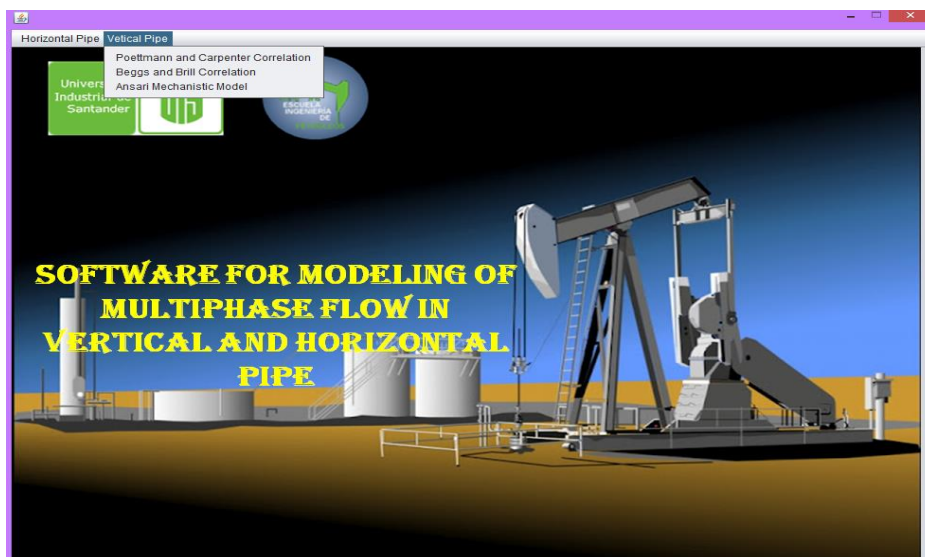
Figura 13. Representación portada del software



Fuente: Los autores

Al seleccionar el tipo de flujo (horizontal o vertical), se despliegan los nombres de los modelos para cada flujo.

Figura 14. Representación selección del tipo de flujo



Fuente: Los autores

Para el caso de flujo en tubería horizontal, al seleccionar el nombre del modelo se despliegan dos opciones para elegir si se trata de tubería aislada o no aislada.

Figura 15. Representación selección del modelo para cada tipo de flujo.

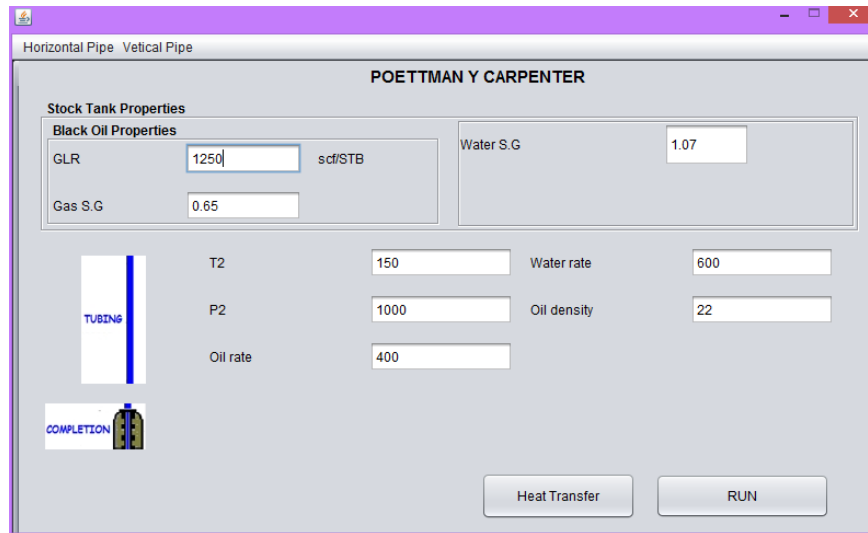


Fuente: Los autores

5.2. MODELOS

Cuando ya se ha seleccionado el modelo con el que se quiere hacer la simulación, se aprecia una ventana para los datos de entrada, una imagen que representa la línea de flujo a simular y dos botones, uno llamado "RUN" que es utilizado para ejecutar el simulador y otro llamado "HEAT TRANSFER", el cual es utilizado para ingresar los valores para el cálculo del perfil de temperatura.

Figura 16. Representación portada de uno de los modelos

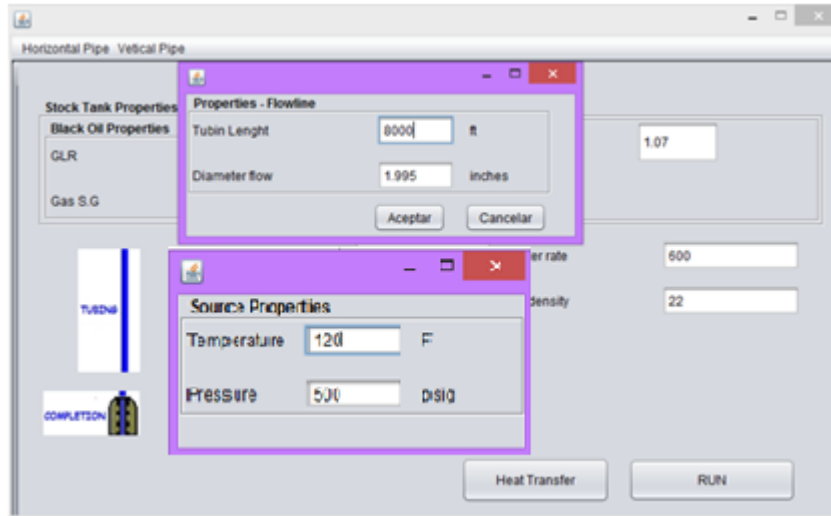


Fuente: Los autores

5.2.1. Datos de entrada

En la ventana de datos de entrada, se deben introducir diferentes propiedades del fluido; además se cuenta con una imagen que representa la línea de flujo a simular, en la cual al hacer click sobre ella, se presenta una ventana para ingresar los parámetros de la línea de flujo.

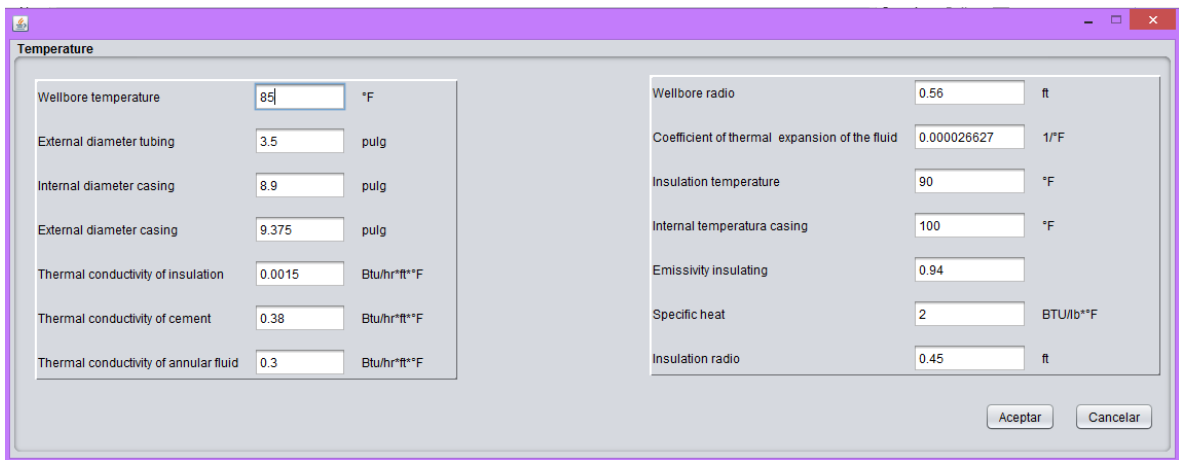
Figura 17. Representación datos de entrada



Fuente: Los autores

En “HEAT TRANSFER” se ingresan los valores de las propiedades térmicas de los diferentes componentes del completamiento.

Figura 18. Representación datos de entrada para transferencia de calor



Fuente: Los autores

5.2.2. Datos de salida

Una vez ingresados todos los datos requeridos, se ejecuta el software con el botón “RUN”, inmediatamente aparece una ventana con los datos de salida.

En la primera ventana “Primary output file”, se muestran los datos más importantes del cálculo del perfil de presión, como lo son la presión por cada nodo, la profundidad, gradiente de presión, factor de compresibilidad, entre otras propiedades.

Figura 19. Representación datos de salida “Primary output file”

Pressure [Psia]	Pressure grade...	Depth [ft]	Tubin...	wáter...	Averag...	Oil solubility [ft3/bbl]	Oil Formation Volum...	Compressibility factor	Gas rate [ft3/seg]	liquid rate [ft3/g]	Average gas density [lb...
1014.407448857...	230.6120265254...	1709.091196646...	8000.0	1.5	137.0	92.69947129609923	1.06816977005456...	0.9411781275245747	0.00110846675569...	0.00188787530564598...	2.3907692279755146
1214.387927154...	203.0413835751...	2349.967205993...	8000.0	1.5	137.0	144.19111737052543	1.08806945690825...	0.8913689351345135	6.29134124873696...	0.00190250367166727...	3.679754961784834
1414.37955970...	196.8084479041...	2968.331328502...	8000.0	1.5	137.0	175.18748360006765	1.10030484407226...	0.875047348220599	4.78040409024688...	0.00191149797007826...	4.420928199543945
1614.365012266...	193.9075797399...	3565.388114446...	8000.0	1.5	137.0	207.1491001025774	1.11310595367538...	0.8617588188736377	3.68411040915050...	0.00192099813407390...	5.172009118642682
1814.353489469...	193.1595717783...	4142.551150146...	8000.0	1.5	137.0	239.97433231225392	1.12643555660392...	0.85224376461657	2.85771469403051...	0.00193070679633371...	5.920286287194805
2014.342253690...	193.8065851202...	4701.606533171...	8000.0	1.5	137.0	273.5829336559199	1.14026321074408...	0.8471527862153624	2.21511933734399...	0.00194087157869763...	6.650547301978695
2214.331556701...	195.3258795882...	5244.430898891...	8000.0	1.5	137.0	307.9097600973907	1.15456332629142...	0.846878556336887	1.70100124985059...	0.001951383669963757...	7.347608743964205
2414.321597714...	197.3421674610...	5772.968933274...	8000.0	1.5	137.0	342.90075783254395	1.16931393687476...	0.8514446872424436	1.2779969897367...	0.001962226922535373	7.999386203500996
2614.312491268...	199.5991764822...	6289.089335338...	8000.0	1.5	137.0	378.5102744925193	1.184495875966502...	0.8605197718807311	9.19265974571920...	0.00197338724699465...	8.598916294184303
2814.304265787...	201.9347495724...	6794.476047956...	8000.0	1.5	137.0	414.6991857634836	1.20009220049411...	0.8735376355729341	6.06931834959698...	0.00198485218839445...	9.144471590388992
3014.296895697...	204.2561349635...	7290.613244299...	8000.0	1.5	137.0	451.43354780806965	1.21608777281951...	0.889847029557195	3.2785728347854...	0.00199661061899510...	9.838221413873992
3214.290288223...	206.5127206672...	7778.761282457...	8000.0	1.5	137.0	488.6836017160523	1.23246894860881...	0.9088712290583068	7.30165519006935...	0.00200865250875273...	10.083986604520058
3414.28447722...	208.6433017318...	8260.082670311...	8000.0	1.5	137.0	526.4230211928188	1.249223337645319	0.9305490447568515	-1.64022895998220...	0.00202096874956049...	10.48149747620548
Specific gravity of oil			0.9218241042345277			Liquid viscosity			1.5 cp		
Water Flow			600.0 bpd @ c.s.			Surface tension of liquid			54.0 dinas/cm		
Oil flow			400.0 bpd @ c.s.								
Cross sectional area of the pipe			0.0020167131504366 in2								

Fuente: Los autores

En la siguiente ventana se aprecian valores adicionales obtenidos mediante el perfil de presión y que también pueden ser útiles para el análisis a realizar.

Figura 20. Representación datos de salida “Auxiliary output file”

Mixture densi...	Pressure gra...	Pressure2 [p...	Gas Oil ratio...	Oil Formation...	Compresibilit...	Total volume ...	Mixture densit...	Pressure gra...
19.27295930...	0.205044789...	1014.7	122.8030724...	1.087272143...	0.896626899...	31.69042644...	29.86591038...	0.205044789...
31.88203496...	0.252678822...	1214.7	152.2073033...	1.098863228...	0.881111672...	28.31137897...	33.43049581...	0.252678822...
35.69380240...	0.274033310...	1414.7	182.6150286...	1.111018143...	0.868404329...	25.94635721...	36.47770007...	0.274033310...
38.91533966...	0.292473027...	1614.7	213.9118366...	1.123696000...	0.859098265...	24.22479722...	39.07002513...	0.292473027...
41.60705047...	0.308147349...	1814.7	246.0091460...	1.136864179...	0.853826552...	22.93869539...	41.26056082...	0.308147349...
43.82877461...	0.321295640...	2014.7	278.8361217...	1.150495764...	0.852982257...	21.95960322...	43.10020662...	0.321295640...
45.64674156...	0.332228450...	2214.7	312.3346859...	1.164567975...	0.856641794...	21.20248776...	44.63926341...	0.332228450...
47.12983079...	0.341290044...	2414.7	346.4562615...	1.179061159...	0.864570494...	20.60819748...	45.92655117...	0.341290044...
48.34598924...	0.348823292...	2614.7	381.1595516...	1.193958092...	0.876397430...	20.13494737...	47.00600496...	0.348823292...
49.34988221...	0.355128161...	2814.7	416.4089699...	1.209243498...	0.891452504...	19.75149230...	47.91857858...	0.355128161...

Fuente: Los autores

La última ventana “Temperature output file” presenta los valores correspondientes al cálculo del perfil de temperatura.

Figura 21. Representación datos de salida “Temperature output file”

Temperature do...	Temperature gra...	Depth [ft]	Radiation Coeffic...	Conveccion coeff...	Overall coefficient...	Heat loss [Btu/hr...	liquid mass flow [...	Gas mass flow [...	Mixture mass flo...	Total enthalpy gr...
77.59370893926...	0.679062910607...	2438.491619500...	1.026448112528...	0.073260692708...	0.009041924441...	0.501249479613...	0.222485254570...	8.233799720288...	0.222567592567...	1.358125821214...
78.88436257316...	0.751156374268...	3230.010268672...	1.026448112528...	0.084430861531...	0.009042672047...	0.571720227403...	0.238535222673...	4.841953382123...	0.238583642207...	1.502312748536...
81.02311605478...	0.763768839452...	3959.848548323...	1.026448112528...	0.090015060488...	0.009043040228...	0.599916373903...	0.247704685227...	3.756784456076...	0.247742253071...	1.527537678904...
83.28016809456...	0.775198319054...	4643.672290306...	1.026448112528...	0.095419170609...	0.009043393073...	0.628113749342...	0.256931331662...	2.966921423796...	0.256961000876...	1.550396638108...
85.59633774284...	0.786036622571...	5292.712434590...	1.026448112528...	0.100628190702...	0.009043730003...	0.656312168355...	0.266113199249...	2.368763565584...	0.266136886885...	1.572073245143...
87.89352094338...	0.797064790566...	5915.192090658...	1.026448112528...	0.105614800563...	0.009044049666...	0.684511379800...	0.275092168463...	1.902464833808...	0.275111193111...	1.594129581132...
90.12317172519...	0.808768282748...	6517.187494033...	1.026448112528...	0.110362484153...	0.009044351427...	0.71271172341...	0.283760044427...	1.528614951730...	0.283775330576...	1.617536565496...
92.25066904759...	0.821493309524...	7103.199312977...	1.026448112528...	0.114859787598...	0.009044834976...	0.740911353195...	0.292032028412...	1.221100485962...	0.292044239417...	1.64298619048...
94.22687252059...	0.835631274794...	7676.555520464...	1.026448112528...	0.119091229549...	0.009044899748...	0.769111704175...	0.299808694426...	9.624213484187...	0.299818318640...	1.671262549589...
95.99839959274...	0.852016004072...	8239.732484180...	1.026448112528...	0.123014979966...	0.009045143538...	0.797311855349...	0.306883682903...	7.408800580237...	0.306891091703...	1.704032008145...

Wellbore radio	0.56	ft	Wellbore temperatura	85.0	°F
Insulation Temperature	90.0	°F	Fluid temperature	181.2	°F
Casing temperatura	100.0	°F			

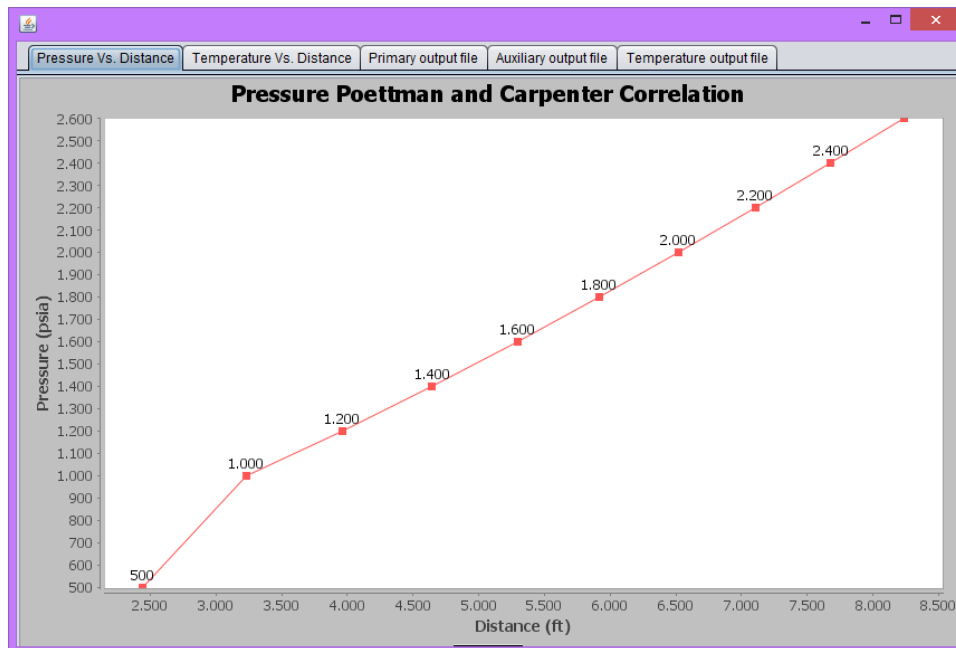
Fuente: Los autores

5.2.3. Gráficas

Como resultado de la simulación, el software brinda dos tipos de gráficas para cada modelo, una de estas es de Presión vs Distancia y la otra es de Temperatura vs Distancia, este es el principal resultado que ofrece el software, pues el objetivo general del proyecto era desarrollar un software que permita calcular los perfiles de presión y temperatura para tubería horizontal y vertical bajo condiciones de flujo multifásico, lo cual es representado en estas gráficas.

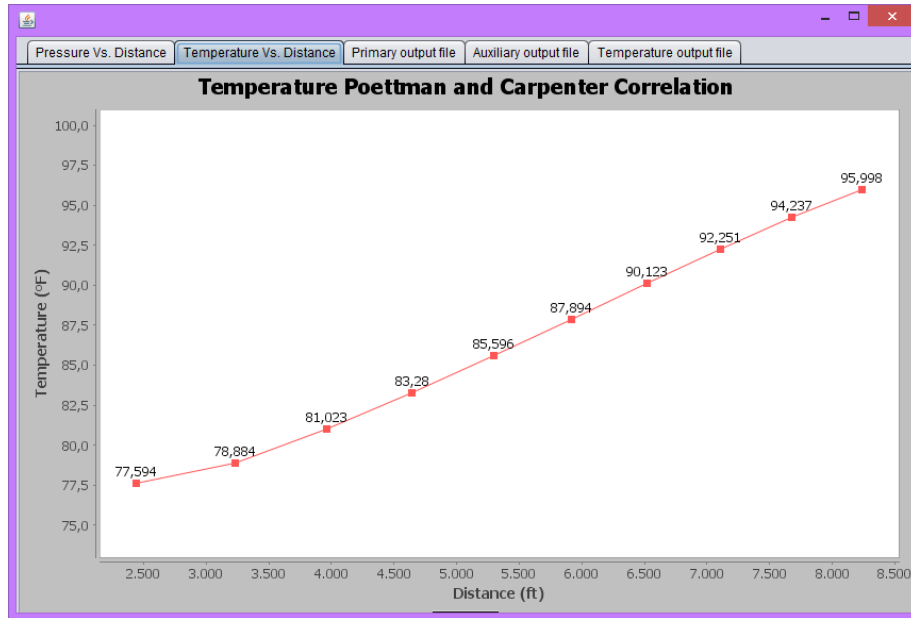
Estas gráficas son realizadas por el software para toda la longitud de la tubería, dividiendo está en diferenciales de longitud o nodos, los cuales son establecidos por el usuario en los datos de entrada de la línea de flujo y se aprecian en las gráficas.

Figura 22. Representación gráfica perfil de presión



Fuente: Los autores

Figura 23. Representación gráfica perfil de temperatura



Fuente: Los autores

5.3. COMPARACIÓN DEL SOFTWARE CON EL SOFTWARE COMERCIAL (PIPESIM)

Con el propósito de validar el desempeño global de la herramienta, se realizó una comparación de los resultados obtenidos por el software con el software PIPESIM, enfocado principalmente en el perfil de presión y de temperatura, para las correlaciones y modelos mecánicos seleccionados para cada tipo de flujo.

A continuación se presentan los resultados obtenidos para flujo multifásico en tubería vertical:

5.3.1 Correlación empírica de Beggs y Brill (1973)

Para esta correlación se utilizaron los siguientes datos de entrada:

Figura 24. Datos entrada correlación empírica de Beggs y Brill

The screenshot shows a software window titled "Horizontal Pipe Vertical Pipe" with a sub-header "BEGGS Y BRILL". It contains several input fields and buttons:

- Stock Tank Properties**
 - Black Oil Properties**
 - GLR: 1250 scf/STB
 - Gas S.G: 0.65
 - Water S.G: 1.07
- TUBING** (represented by a vertical blue line icon)
 - T2: 150
 - P2: 1000
 - Oil rate: 400
- COMPLETION** (represented by a wellhead icon)
 - Water rate: 600
 - Oil density: 22
- Buttons: "Heat Transfer" and "RUN"

Fuente: Los autores

Figura 25. Datos de entrada correlación empírica de Beggs y Brill-Superficie y Línea de flujo

The image shows two separate software dialog boxes:

- Source Properties**
 - Temperature: 120 F
 - Pressure: 500 psig
- Properties - Flowline**
 - Tubin Lenght: 8000 ft
 - Diameter flow: 1.995 inches
 - Buttons: "Aceptar" and "Cancelar"

Fuente: Los autores

**Figura 26. Datos de entrada correlación empírica de Beggs y Brill-
Transferencia de calor**

The screenshot shows a software window titled "Temperature" with two columns of input fields. The left column contains: Wellbore temperature (85 °F), External diameter tubing (3.5 pulg), Internal diameter casing (8.9 pulg), External diameter casing (9.375 pulg), Thermal conductivity of insulation (0.0015 Btu/hr*ft**F), Thermal conductivity of cement (0.38 Btu/hr*ft**F), and Thermal conductivity of annular fluid (0.3 Btu/hr*ft**F). The right column contains: Wellbore radio (0.56 ft), Coefficient of thermal expansion of the fluid (0.000026627 1/°F), Insulation temperature (90 °F), Internal temperatura casing (100 °F), Emissivity insulating (0.94), Specific heat (2 BTU/lb**F), and Insulation radio (0.45 ft). At the bottom right, there are "Aceptar" and "Cancelar" buttons.

Parameter	Value	Unit
Wellbore temperature	85	°F
External diameter tubing	3.5	pulg
Internal diameter casing	8.9	pulg
External diameter casing	9.375	pulg
Thermal conductivity of insulation	0.0015	Btu/hr*ft**F
Thermal conductivity of cement	0.38	Btu/hr*ft**F
Thermal conductivity of annular fluid	0.3	Btu/hr*ft**F
Wellbore radio	0.56	ft
Coefficient of thermal expansion of the fluid	0.000026627	1/°F
Insulation temperature	90	°F
Internal temperatura casing	100	°F
Emissivity insulating	0.94	
Specific heat	2	BTU/lb**F
Insulation radio	0.45	ft

Fuente: Los autores

Nota: Es importante resaltar que los datos de entrada de “source properties”, “Properties flowline” y “Heat transfer” son los mismos para los diferentes modelos de tubería vertical, por esta razón no se presentan de nuevo estas imágenes en los modelos Poettman & Carpenter y Ansari.

Estos son los resultados obtenidos para el perfil de presión y de temperatura, con el respectivo error porcentual respecto al software comercial PIPESIM:

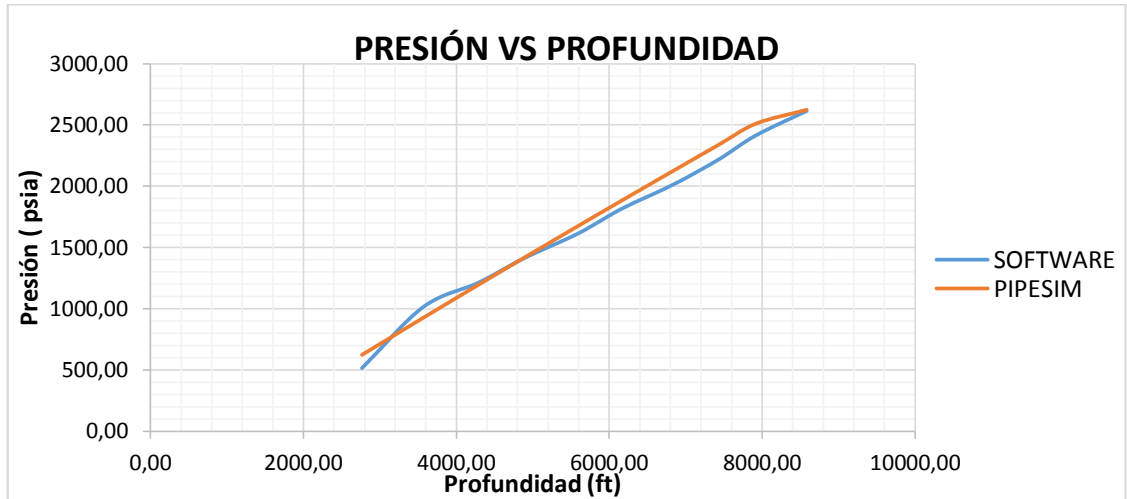
Tabla 6. Datos de salida correlación empírica de Beggs y Brill

Correlación de Beggs y Brill							
SOFTWARE			PIPESIM			ERROR PORCENTUAL (%) PRESIÓN	ERROR PORCENTUAL (%) TEMPERATURA
PRESIÓN (psia)	DISTANCIA (ft)	TEMPERATURA (°F)	PRESIÓN (psia)	DISTANCIA (ft)	TEMPERATURA (°F)		
514,70	2764,97	77,59	623,11	2764,97	80,07	21,06	3,20
1014,70	3568,47	78,88	926,58	3568,47	82,77	8,68	4,92
1214,70	4296,43	81,02	1198,22	4296,43	85,06	1,36	4,99
1414,70	4893,97	83,28	1419,15	4893,97	86,85	0,31	4,29
1614,70	5594,70	85,60	1676,33	5594,70	88,88	3,82	3,83
1814,70	6158,91	87,89	1881,38	6158,91	90,44	3,67	2,90
2014,70	6840,13	90,12	2126,95	6840,13	92,28	5,57	2,40
2214,70	7421,20	92,25	2334,77	7421,20	93,83	5,42	1,72
2414,70	7917,43	94,24	2510,49	7917,43	95,14	3,97	0,96
2614,70	8582,26	96,00	2624,24	8582,26	96,00	0,36	0,00
MEDIA						5,4235	2,9208

Fuente: Los autores

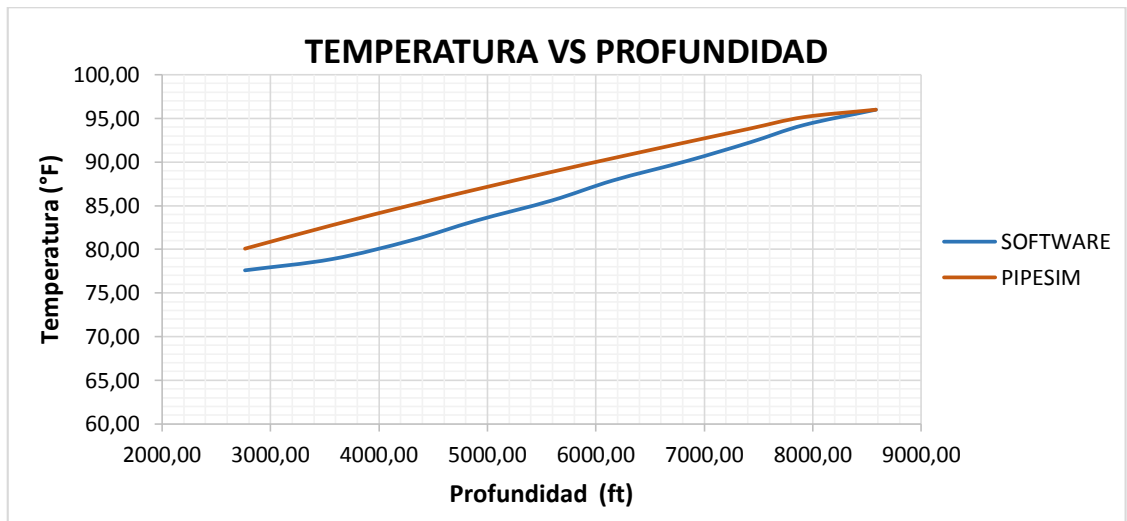
Gráficas comparativas entre el software producto del presente trabajo de grado y los resultados obtenidos del software PIPESIM:

Figura 27. Perfil de presión correlación de Beggs y Brill



Fuente: Los autores

Figura 28. Perfil de temperatura correlación de Beggs y Brill



Fuente: Los autores

Se obtuvieron los datos de presión y temperatura, y partir de estos valores se determinó el error porcentual tanto para la presión como para la temperatura tomando como valores reales los arrojados por PIPESIM y como valores experimentales los arrojados por el software, dando márgenes de error medio

aceptables de 2,92% para el perfil de temperatura y 5,42% para el perfil de presión.

5.3.2 Correlación empírica de Poettman y Carpenter (1952)

Para esta correlación se utilizaron los siguientes datos de entrada:

Figura 29. Datos de entrada correlación empírica de Poettman y Carpenter

The screenshot shows a software window titled "Horizontal Pipe Vertical Pipe" with a sub-header "POETTMAN Y CARPENTER". The interface is divided into several sections for inputting well properties:

- Stock Tank Properties:**
 - Black Oil Properties:** GLR (1250) scf/STB and Gas S.G. (0.65).
 - Water S.G.:** 1.07.
- Well Completion:** A vertical diagram on the left shows "TUBING" and "COMPLETION" sections.
- Operating Parameters:**
 - T2: 150
 - P2: 1000
 - Oil rate: 400
 - Water rate: 600
 - Oil density: 22
- Buttons:** "Heat Transfer" and "RUN" are located at the bottom right.

Fuente: Los autores

Estos son los resultados obtenidos para el perfil de presión y de temperatura, con el respectivo error porcentual respecto al software comercial PIPESIM:

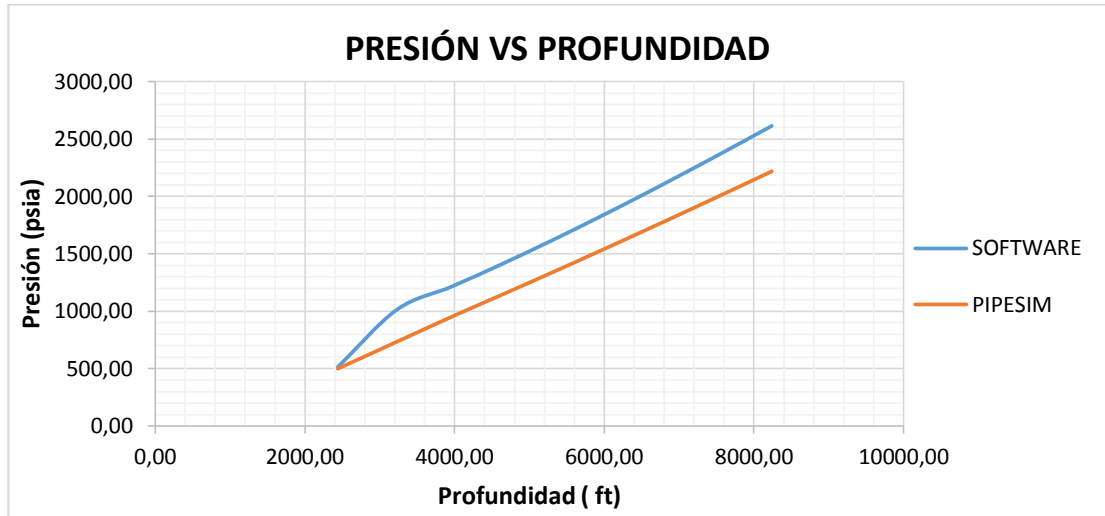
Tabla 7. Datos de salida correlación empírica de Poettman y Carpenter

Correlación de Poettman y Carpenter							
SOFTWARE			PIPESIM			ERROR PORCENTUAL (%) PRESIÓN	ERROR PORCENTUAL (%) TEMPERATURA
PRESIÓN (psia)	DISTANCIA (ft)	TEMPERATURA (°F)	PRESIÓN (psia)	DISTANCIA (ft)	TEMPERATURA (°F)		
514,70	2438,49	77,59	500,05	2438,49	78,89	2,85	1,67
1014,70	3230,01	78,88	735,03	3230,01	81,44	27,56	3,24
1214,70	3959,85	81,02	952,27	3959,85	83,82	21,60	3,45
1414,70	4643,67	83,28	1147,52	4643,67	85,92	18,89	3,17
1614,70	5292,71	85,60	1334,99	5292,71	87,86	17,32	2,64
1814,70	5915,19	87,89	1517,34	5915,19	89,66	16,39	2,01
2014,70	6517,19	90,12	1696,13	6517,19	91,35	15,81	1,36
2214,70	7103,20	92,25	1872,32	7103,20	92,96	15,46	0,77
2414,70	7676,56	94,24	2046,51	7676,56	94,50	15,25	0,28
2614,70	8239,73	96,00	2219,06	8239,73	95,01	15,13	1,03
MEDIA						16,62591332	1,961422129

Fuente: Los autores

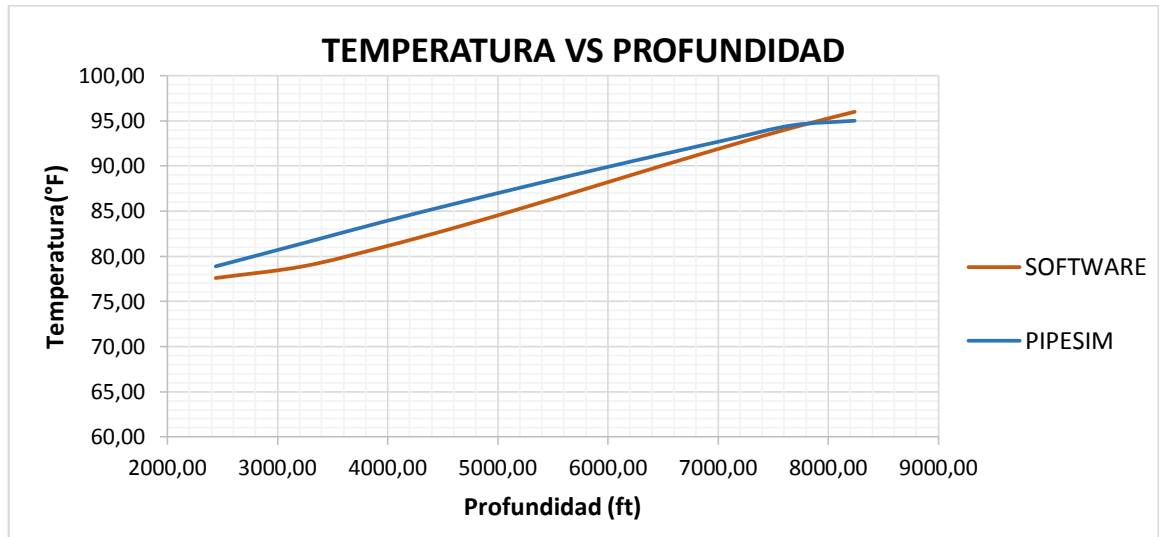
Gráficas comparativas entre el software producto del presente trabajo de grado y los resultados obtenidos del software PIPESIM:

Figura 30. Perfil de presión correlación de Poettman y Carpenter



Fuente: Los autores

Figura 31. Perfil de temperatura correlación de Poettman y Carpenter



Fuente: Los autores

Se obtuvieron los datos de presión y temperatura, y partir de estos valores se determinó el error porcentual tanto para la presión como para la temperatura tomando como valores reales los arrojados por PIPESIM y como valores experimentales los arrojados por el software, dando márgenes de error medio aceptables de 1,96% para el perfil de temperatura y 16,62% para el perfil de presión.

5.3.3 Modelo Mecánico de Ansari et al. (1994)

Para esta correlación se utilizaron los siguientes datos de entrada:

Figura 32. Datos de entrada modelo mecánico de Ansari

The screenshot shows the ANSARI software interface with the following input parameters:

Parameter	Value	Unit
Water S.G	1.07	
Oil density	22	API
Horizontal area	90	*
Roughness of the pipe Wall	0.000057	m
Gas liquid ration	500	
Oil Interfacial Tension	30	dinas/cm
Depth P1	0	pies
Gas S.G	0.65	
Distance difference	2000	pies
Atmospheric pressure	14.7	psia
Gas Viscosity	0.02	cP
Oil rate	400	bdp
Water rate	600	bdp
Water Interfacial Tension	70	dinas/cm
Pressure 2	1000	psig

Buttons: Heat Transfer, RUN

Fuente: Los autores

Estos son los resultados obtenidos para el perfil de presión y de temperatura, con el respectivo error porcentual respecto al software comercial PIPESIM:

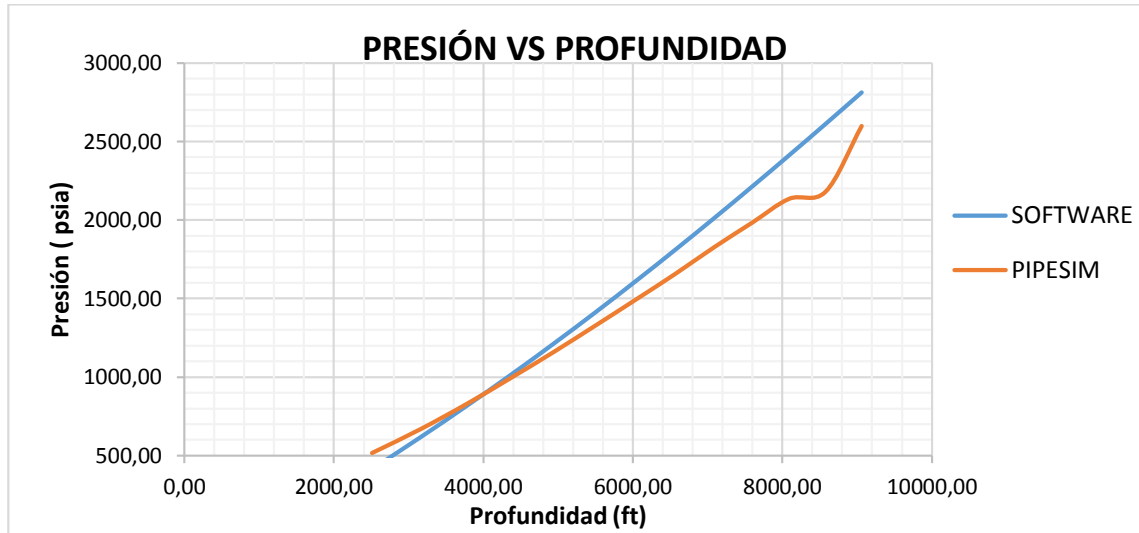
Tabla 8. Datos de salida modelo mecánico de Ansari

Modelo de Ansari							
SOFTWARE			PIPESIM			ERROR PORCENTUAL (%) PRESIÓN	ERROR PORCENTUAL (%) TEMPERATURA
PRESIÓN (psia)	DISTANCIA (ft)	TEMPERATURA (°F)	PRESIÓN (psia)	DISTANCIA (ft)	TEMPERATURA (°F)		
414,41	2509,09	77,59	516,00	2509,09	79,10	24,52	1,94
614,39	3149,97	77,59	665,93	3149,97	81,15	8,39	4,58
814,38	3768,33	78,88	826,52	3768,33	83,11	1,49	5,36
1014,37	4365,37	81,02	993,50	4365,37	84,98	2,06	4,89
1214,35	4942,55	83,28	1160,15	4942,55	86,74	4,46	4,16
1414,34	5501,61	85,60	1328,80	5501,61	88,41	6,05	3,29
1614,33	6044,43	87,89	1494,89	6044,43	89,98	7,40	2,38
1814,32	6572,97	90,12	1659,01	6572,97	91,40	8,56	1,42
2014,31	7089,09	92,25	1827,49	7089,09	92,90	9,27	0,71
2214,30	7594,48	94,24	1982,69	7594,48	94,27	10,46	0,04
2414,30	8090,61	96,00	2135,05	8090,61	95,60	11,57	0,42
2614,29	8578,76	98,69	2180,84	8578,76	96,00	16,58	2,73
2814,28	9060,08	99,54	2598,40	9060,08	98,48	7,67	1,07
MEDIA						9,1135	2,5368

Fuente: Los autores

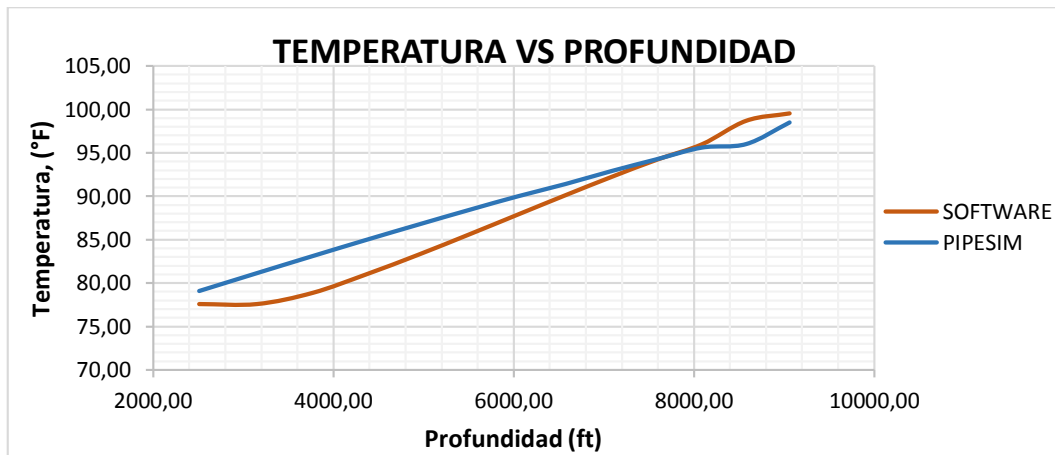
Gráficas comparativas entre el software producto del presente trabajo de grado y los resultados obtenidos del software PIPESIM:

Figura 33. Perfil de presión modelo mecánico de Ansari



Fuente: Los autores

Figura 34. Perfil de temperatura modelo mecánico de Ansari



Fuente: Los autores

Se obtuvieron los datos de presión y temperatura, y partir de estos valores se determinó el error porcentual tanto para la presión como para la temperatura tomando como valores reales los arrojados por PIPESIM y como valores experimentales los arrojados por el software, dando márgenes de error medio

aceptables de 2,54% para el perfil de temperatura y 9,11% para el perfil de presión.

A continuación se presentan los resultados obtenidos para flujo multifásico en tubería horizontal:

5.3.4 Correlación empírica de Eaton et al.(1967)

Para esta correlación se utilizaron los siguientes datos de entrada:

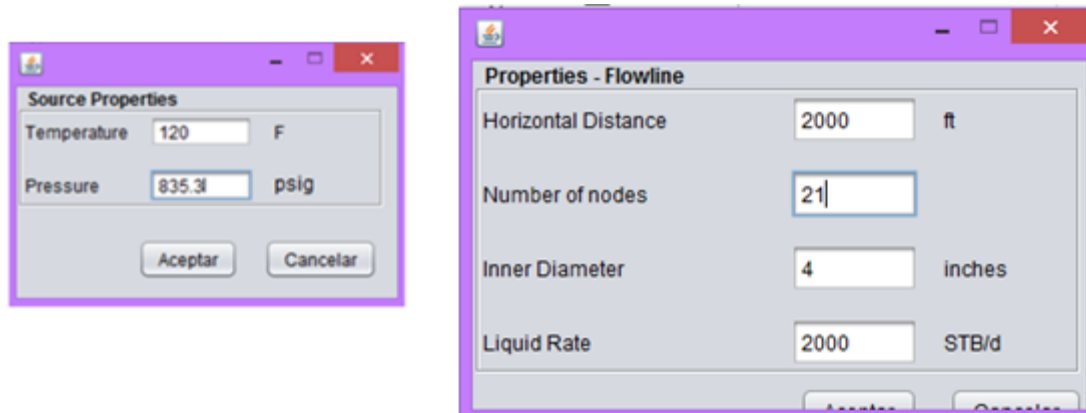
Figura 35. Datos de entrada correlación de Eaton

The screenshot shows a software window titled "Horizontal Pipe Vertical Pipe" with the main heading "EATON CORRELATION INSULATED PIPE". Below this, it says "Pozo". The interface is divided into several sections:

- Stock Tank Properties**
 - Black Oil Properties**
 - Wcut: 0.5 %
 - GLR: 1000 scf/STB
 - Gas S.G: 0.65
 - Water S.G: 1.07
 - API: 42
- Flow Parameters**
 - Liquid Rate: 2000 STB/d
 - Viscosity of the Liquid: 1 cP
 - Gas Viscosity: 0.015 cP
- Simulation Controls**
 - A "SOURCE" icon (a well) is connected to a "FLOWLINE" icon (a pipe).
 - A "Heat Transfer" button is present.
 - A "RUN" button is at the bottom right.

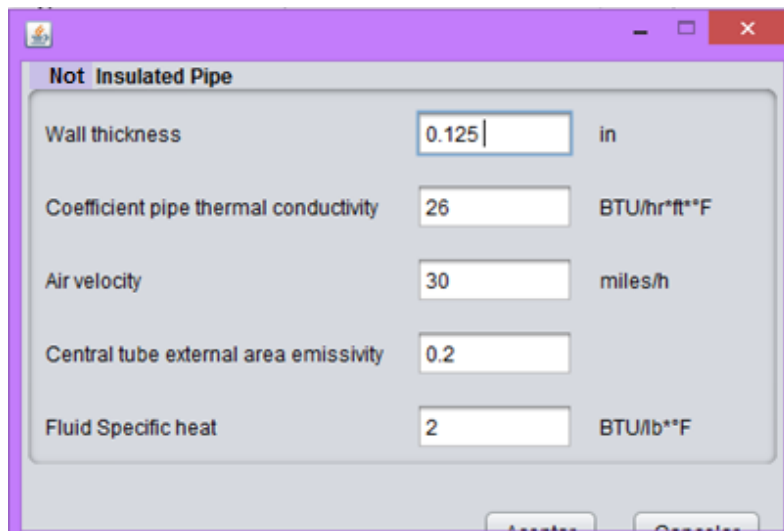
Fuente: Los autores

Figura 36. Datos de entrada correlación de Eaton-Superficie y Línea de flujo



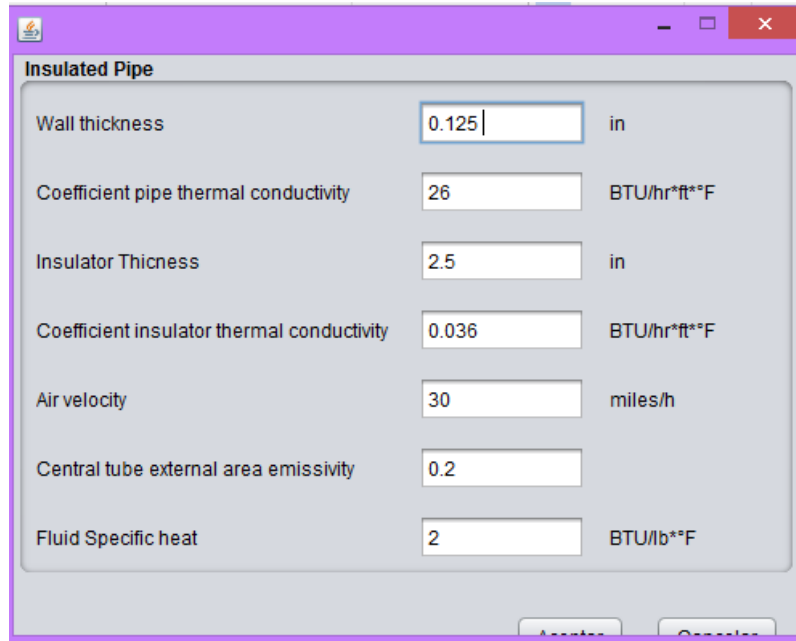
Fuente: Los autores

Figura 37. Datos de entrada correlación de Eaton-Transferencia de Calor Tubería no aislada



Fuente: Los autores

Figura 38. Datos de entrada correlación de Eaton-Transferencia de Calor Tubería aislada



Parameter	Value	Unit
Wall thickness	0.125	in
Coefficient pipe thermal conductivity	26	BTU/hr*ft**F
Insulator Thickness	2.5	in
Coefficient insulator thermal conductivity	0.036	BTU/hr*ft**F
Air velocity	30	miles/h
Central tube external area emissivity	0.2	
Fluid Specific heat	2	BTU/lb**F

Fuente: Los autores

Nota: Los valores de entrada para “Source properties”, “properties flowline”, “Heat transfer” tubería no aislada y tubería aislada, son los mismos para los demás modelos de tubería vertical, por esta razón no se repiten estas imágenes en estos (Beggs & Brill y Xiao).

Estos son los resultados obtenidos para el perfil de presión y de temperatura, con el respectivo error porcentual respecto al software comercial PIPESIM:

Tabla 9. Datos de salida correlación de Eaton tubería no aislada

Correlación de Eaton Para tubería no aislada							
SOFTWARE			PIPESIM			ERROR PORCENTUAL (%) PRESIÓN	ERROR PORCENTUAL (%) TEMPERATURA
PRESIÓN (psia)	DISTANCIA (ft)	TEMPERATURA (°F)	PRESIÓN (psia)	DISTANCIA (ft)	TEMPERATURA (°F)		
850,000	0	118,365	850,000	0	119,996	0,000	1,378
849,526	100	116,776	849,354	100	114,672	0,020	1,802
849,107	200	115,230	848,685	200	109,580	0,050	4,904
848,752	300	113,728	848,016	300	104,371	0,087	8,227
848,321	400	112,267	847,347	400	99,047	0,115	11,775
848,004	500	110,846	846,701	500	93,839	0,154	15,343
847,618	600	109,465	846,056	600	88,747	0,184	18,927
847,258	700	108,122	845,387	700	83,423	0,221	22,844
846,872	800	106,816	844,718	800	78,330	0,254	26,668
846,530	900	105,546	844,072	900	73,006	0,290	30,830
846,111	1000	104,312	843,393	1000	67,822	0,321	34,981
845,742	1100	103,111	842,873	1100	67,104	0,339	34,921
845,307	1200	101,944	842,365	1200	66,525	0,348	34,744
844,913	1300	100,809	841,858	1300	65,831	0,362	34,697
844,542	1400	99,706	841,350	1400	65,020	0,378	34,788
844,114	1500	98,633	840,820	1500	64,326	0,390	34,782
843,739	1600	97,589	840,312	1600	63,632	0,406	34,796
843,203	1700	96,574	839,805	1700	63,053	0,403	34,710
842,836	1800	95,588	839,275	1800	62,243	0,423	34,884
842,469	1900	94,629	838,744	1900	61,549	0,442	34,958
841,972	2000	93,696	838,237	2000	60,970	0,444	34,928
MEDIA						0,2681	25,0423

Fuente: Los autores

Tabla 10. Datos de salida correlación de Eaton tubería aislada

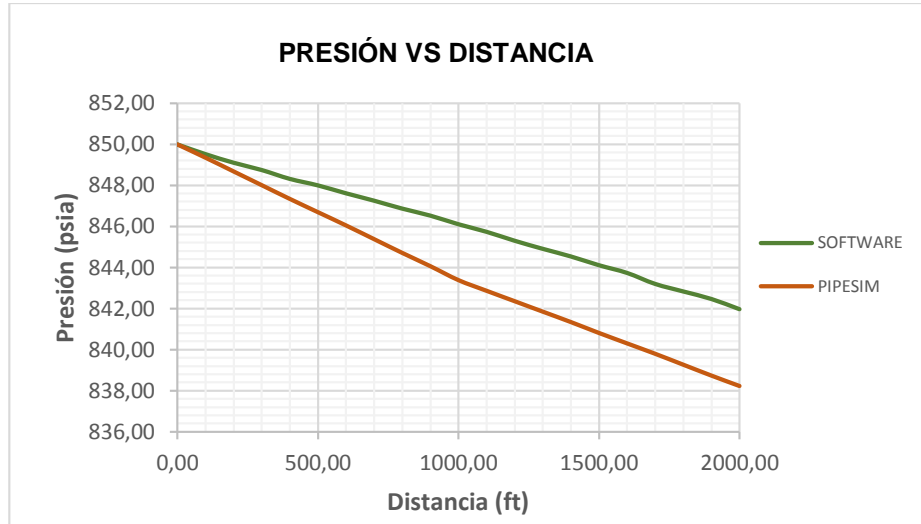
Correlación de Eaton Para tubería aislada							
SOFTWARE			PIPESIM			ERROR PORCENTUAL (%) PRESIÓN	ERROR PORCENTUAL (%) TEMPERATURA
PRESIÓN (psia)	DISTANCIA (ft)	TEMPERATURA (°F)	PRESIÓN (psia)	DISTANCIA (ft)	TEMPERATURA (°F)		
850,000	0	119,860	850,000	0	119,996	0,000	0,113
849,612	100	119,720	849,368	100	119,870	0,029	0,125
849,240	200	119,581	848,779	200	119,748	0,054	0,139
848,868	300	119,442	848,168	300	119,621	0,082	0,150
848,496	400	119,303	847,558	400	119,504	0,111	0,169
848,122	500	119,165	846,926	500	119,378	0,141	0,178
847,747	600	119,026	846,316	600	119,256	0,169	0,193
847,369	700	118,889	845,705	700	119,129	0,196	0,202
846,990	800	118,751	845,073	800	119,008	0,226	0,216
846,607	900	118,614	844,463	900	118,881	0,253	0,225
846,221	1000	118,478	843,858	1000	118,759	0,279	0,238
845,832	1100	118,341	843,410	1100	118,748	0,286	0,344
845,438	1200	118,205	842,926	1200	118,530	0,297	0,275
845,040	1300	118,070	842,463	1300	118,418	0,305	0,295
844,636	1400	117,935	841,999	1400	118,296	0,312	0,306
844,226	1500	117,800	841,557	1500	118,184	0,316	0,326
843,810	1600	117,665	841,073	1600	118,078	0,324	0,351
843,387	1700	117,531	840,652	1700	117,955	0,324	0,360
842,956	1800	117,397	840,189	1800	117,837	0,328	0,375
842,516	1900	117,264	839,726	1900	117,725	0,331	0,393
842,066	2000	117,131	839,263	2000	117,608	0,333	0,407
MEDIA						0,2238	0,2563

Fuente: Los autores

A continuación se presentan las gráficas que ilustran la comparación de los datos obtenidos del software y de PIPESIM:

❖ Perfil de presión para tubería no aislada

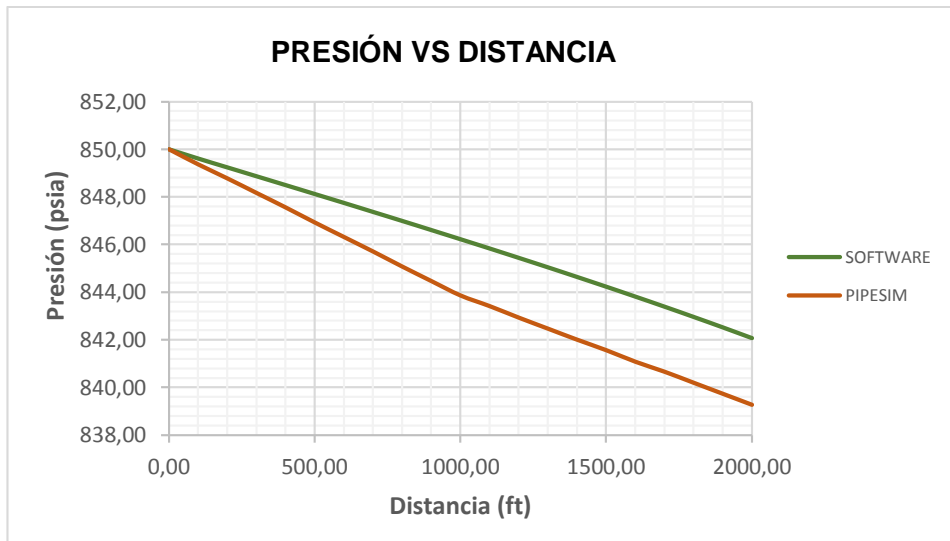
Figura 39. Perfil de presión para tubería no aislada correlación de Eaton



Fuente: Los autores

❖ Perfil de presión para tubería aislada

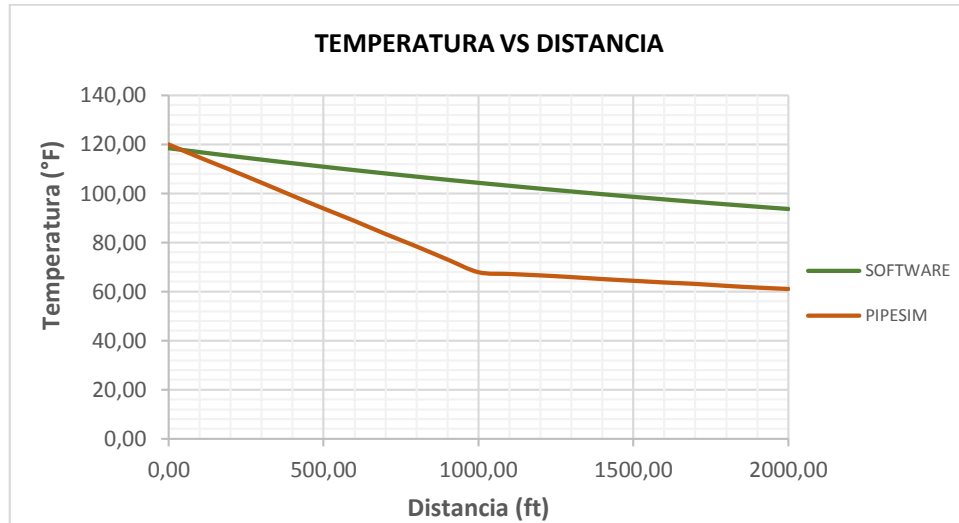
Figura 40. Perfil de presión para tubería aislada correlación de Eaton



Fuente: Los autores

❖ Perfil de temperatura para tubería no aislada

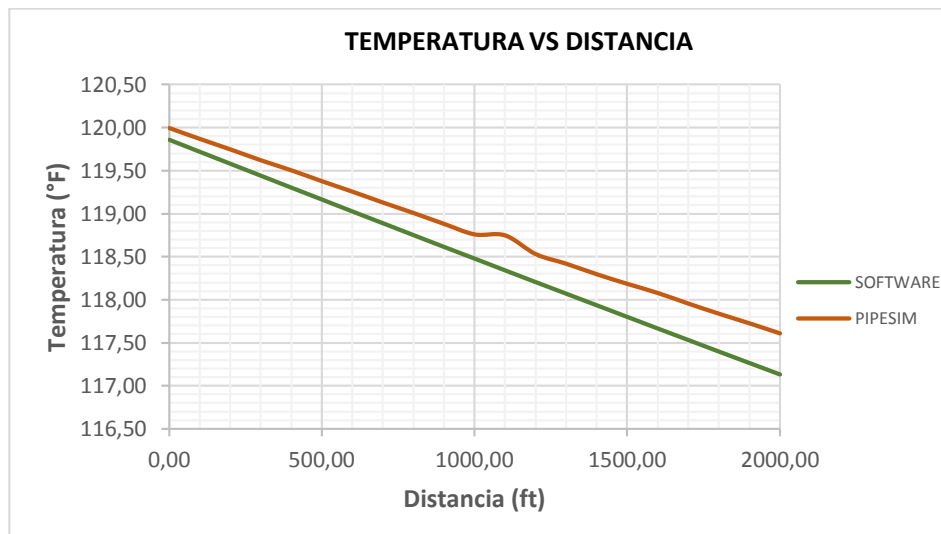
Figura 41. Perfil de temperatura para tubería no aislada correlación de Eaton



Fuente: Los autores

❖ Perfil de temperatura para tubería aislada

Figura 42. Perfil de temperatura para tubería aislada correlación de Eaton



Fuente: Los autores

Para el caso de tubería no aislada y de tubería aislada, se obtuvieron los datos de presión y temperatura, y partir de estos valores se determinó el error porcentual tanto para la presión como para la temperatura tomando como valores reales los arrojados por PIPESIM y como valores experimentales los arrojados por el software, dando márgenes de error máximo de 25,0423% para el perfil de temperatura y un máximo de 0,2681% para el perfil de presión.

5.3.5 Correlación empírica de Beggs y Brill(1973)

Para esta correlación se utilizaron los siguientes datos de entrada:

Figura 43. Datos de entrada correlación de Beggs y Brill

The screenshot shows a software window titled "Horizontal Pipe Vertical Pipe" with a sub-header "BEGGS Y BRILL INSULATED". It contains two columns of input fields under the heading "Black Oil Properties".

Black Oil Properties		
Stock Tank Properties		
Wcut	0	%
GOR	1000	scf/STB
Gas S.G	0.65	
Water S.G	1.07	
API	42	

Stock Tank Properties		
Supposed Drop Pressure	40	Psi
Water Volumetric Factor	1	bl/STB
Gas Viscosity	0.02	cP
Oil Viscosity	1	cP
Water Viscosity	1	cP
Ambient temperature	60	ft

At the bottom, there is a "SOURCE" icon, a "FLOWLINE" label with a blue line, and two buttons: "Heat Transfer" and "RUN".

Fuente: Los autores

Los siguientes son los resultados obtenidos para el perfil de presión y de temperatura, con el respectivo error porcentual respecto al software comercial PIPESIM:

Tabla 11. Datos de salida correlación de Beggs y Brill tubería no aislada

Correlación de Beggs & Brill Para tubería no aislada							
SOFTWARE			PIPESIM			ERROR PORCENTUAL (%) PRESIÓN	ERROR PORCENTUAL (%) TEMPERATURA
PRESIÓN (psia)	DISTANCIA (ft)	TEMPERATURA (°F)	PRESIÓN (psia)	DISTANCIA (ft)	TEMPERATURA (°F)		
850,000	0	118,365	850,000	0	119,996	0,000	1,378
849,528	100	116,776	849,371	100	114,670	0,019	1,804
849,103	200	115,230	848,723	200	109,344	0,045	5,108
848,754	300	113,728	848,113	300	104,365	0,076	8,233
848,412	400	112,267	847,484	400	99,039	0,109	11,783
848,036	500	110,846	846,873	500	93,713	0,137	15,457
847,625	600	109,465	846,244	600	88,618	0,163	19,044
847,214	700	108,122	845,634	700	83,292	0,187	22,965
846,814	800	106,816	844,986	800	78,082	0,216	26,901
846,587	900	105,546	844,357	900	73,335	0,263	30,519
846,109	1000	104,312	843,747	1000	67,893	0,279	34,914
845,768	1100	103,111	843,435	1100	66,967	0,276	35,054
845,371	1200	101,944	843,118	1200	66,387	0,267	34,879
844,976	1300	100,809	842,803	1300	65,693	0,257	34,834
844,574	1400	99,706	842,488	1400	64,998	0,247	34,810
844,134	1500	98,633	842,156	1500	64,304	0,234	34,805
843,769	1600	97,589	841,822	1600	63,609	0,231	34,820
843,310	1700	96,574	841,508	1700	62,914	0,214	34,854
842,845	1800	95,588	841,193	1800	62,219	0,196	34,909
842,439	1900	94,629	840,898	1900	61,525	0,183	34,983
841,968	2000	93,696	840,565	2000	60,946	0,167	34,954
					MEDIA	0,1792	25,0956

Fuente: Los autores

Tabla 12. Datos de salida correlación de Beggs y Brill tubería aislada

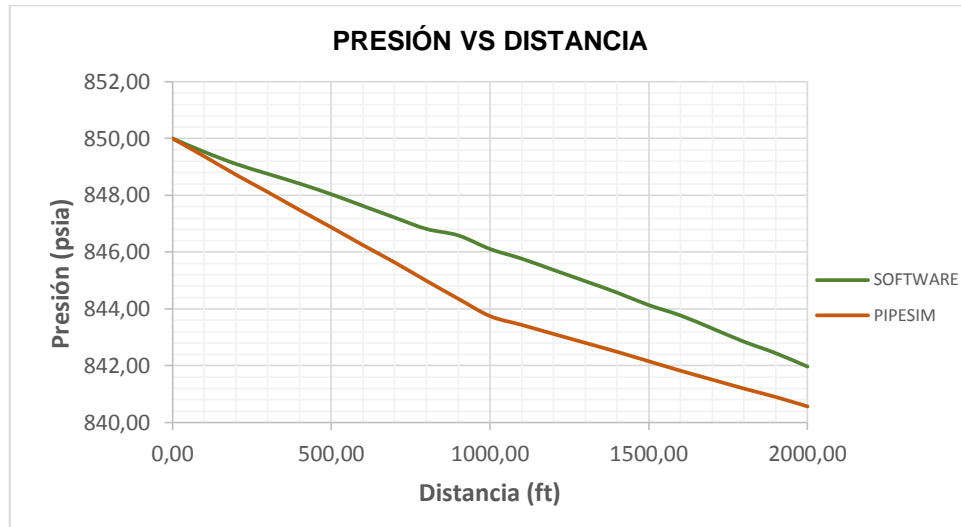
Correlación de Beggs & Brill Para tubería aislada							
SOFTWARE			PIPESIM			ERROR PORCENTUAL (%) PRESIÓN	ERROR PORCENTUAL (%) TEMPERATURA
PRESIÓN (psia)	DISTANCIA (ft)	TEMPERATURA (°F)	PRESIÓN (psia)	DISTANCIA (ft)	TEMPERATURA (°F)		
850,000	0	119,860	850,000	0	119,996	0,000	0,113
849,629	100	119,720	849,420	100	119,874	0,025	0,128
849,257	200	119,581	848,840	200	119,747	0,049	0,139
848,885	300	119,442	848,260	300	119,625	0,074	0,153
848,513	400	119,303	847,680	400	119,499	0,098	0,164
848,139	500	119,165	847,116	500	119,376	0,121	0,177
847,764	600	119,026	846,521	600	119,250	0,147	0,188
847,386	700	118,889	845,957	700	119,123	0,169	0,197
847,007	800	118,751	845,361	800	119,002	0,194	0,211
846,624	900	118,614	844,781	900	118,879	0,218	0,224
846,238	1000	118,478	844,200	1000	118,752	0,241	0,232
845,849	1100	118,341	843,992	1100	118,641	0,220	0,253
845,455	1200	118,205	843,744	1200	118,518	0,202	0,265
845,057	1300	118,070	843,493	1300	118,411	0,185	0,289
844,653	1400	117,935	843,250	1400	118,293	0,166	0,304
844,243	1500	117,800	842,993	1500	118,181	0,148	0,323
843,827	1600	117,665	842,767	1600	118,059	0,126	0,335
843,404	1700	117,531	842,526	1700	117,946	0,104	0,353
842,973	1800	117,397	842,268	1800	117,829	0,084	0,368
842,533	1900	117,264	842,027	1900	117,721	0,060	0,390
842,083	2000	117,131	841,785	2000	117,604	0,035	0,404
MEDIA						0,1269	0,2481

Fuente: Los autores

Las siguientes son las gráficas que ilustran la comparación de los datos obtenidos del software y de PIPESIM:

❖ Perfil de presión para tubería no aislada

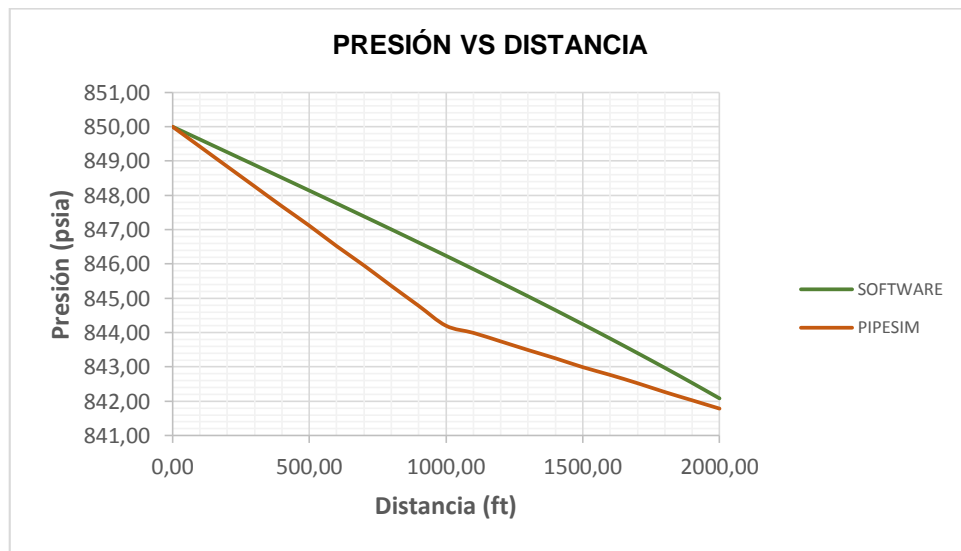
Figura 44. Perfil de presión para tubería no aislada correlación de Beggs y Brill



Fuente: Los autores

❖ Perfil de presión para tubería aislada

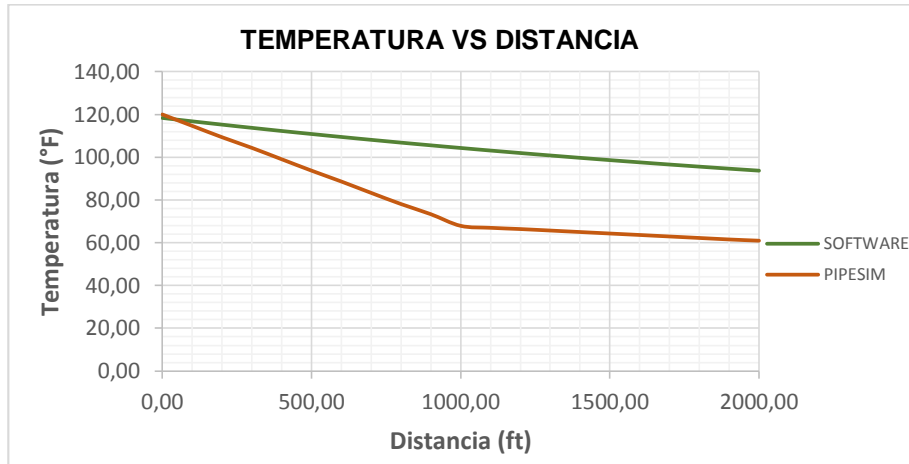
Figura 45. Perfil de presión para tubería aislada correlación de Beggs y Brill



Fuente: Los autores

❖ Perfil de temperatura para tubería no aislada

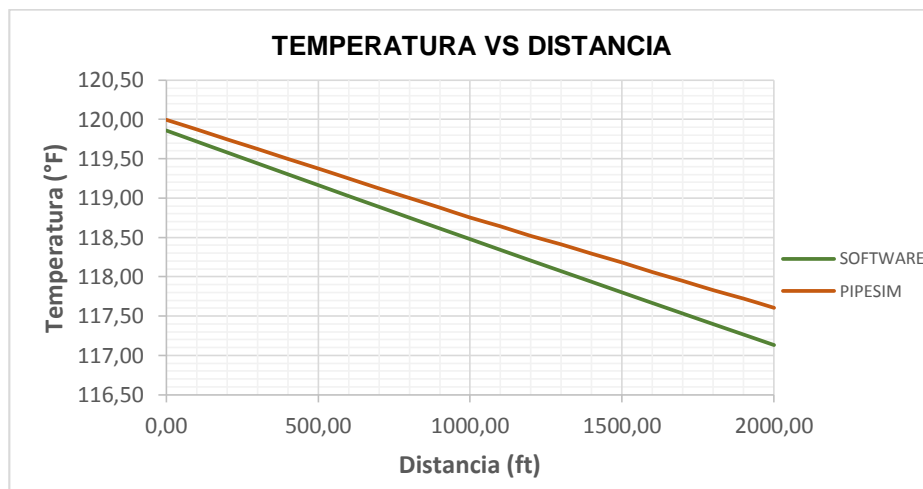
Figura 46. Perfil de temperatura para tubería no aislada correlación de Beggs y Brill



Fuente: Los autores

❖ Perfil de temperatura para tubería aislada

Figura 47. Perfil de temperatura para tubería aislada correlación de Beggs y Brill



Fuente: Los autores

Tanto para tubería no aislada como tubería aislada, se obtuvieron los datos de presión y temperatura, y partir de estos valores se determinó el error porcentual para la presión y la temperatura tomando como valores reales los proporcionados por PIPESIM y como valores experimentales los proporcionados por el software, brindando márgenes de error máximo de 25,0956% para el perfil de temperatura y un máximo de 0,1792% para el perfil de presión.

5.3.6 Modelo mecánico de Xiao et al.(1990)

Para la validación del modelo mecánico de Xiao, se utilizaron los siguientes datos de entrada:

Figura 48. Datos de entrada modelo mecánico de Xiao

The screenshot shows the 'XIAO INSULATED PIPE' software interface. The window title is 'Horizontal Pipe Vertical Pipe' and the main title is 'XIAO INSULATED PIPE'. The interface is divided into several sections:

- Black Oil Properties:**
 - Wcut: 0 %
 - GOR: 1000 scf/STB
 - Gas S.G: 0.65
 - Water S.G: 1.07
 - API: 42
 - Ambient temp...: 60 ft
- Stock Tank Properties (Left):**
 - Water Volumetric Factor: 1 bl/STB
 - Gas Viscosity: 0.02 cP
 - Oil Viscosity: 1 cP
 - Water Viscosity: 1 cP
 - Pipe absolute roughness: 0.001811 in
- Stock Tank Properties (Right):**
 - Oil surface tension: 30 dyn/cm
 - Water surface tension: 66.7 dyn/cm

At the bottom, there is a 'SOURCE' icon, a 'FLOWLINE' diagram showing a horizontal pipe, and two buttons: 'Heat Transfer' and 'RUN'.

Fuente: Los autores

Estos son los resultados obtenidos para el perfil de presión y de temperatura, con el respectivo error porcentual respecto al software comercial PIPESIM:

Tabla 13. Datos de salida modelo mecánico de Xiao tubería no aislada

Modelo mecánico de Xiao Para tubería no aislada							
SOFTWARE			PIPESIM			ERROR PORCENTUAL (%) PRESIÓN	ERROR PORCENTUAL (%) TEMPERATURA
PRESIÓN (psia)	DISTANCIA (ft)	TEMPERATURA (°F)	PRESIÓN (psia)	DISTANCI A (ft)	TEMPERATURA (°F)		
850,000	0	118,365	850,000	0	119,996	0,000	1,378
848,995	100	116,776	849,653	100	114,272	0,077	2,144
847,984	200	115,230	848,999	200	109,002	0,120	5,405
846,966	300	113,728	848,246	300	103,954	0,151	8,594
845,942	400	112,266	847,692	400	98,999	0,207	11,817
844,910	500	110,846	847,000	500	93,083	0,247	16,025
843,870	600	109,464	846,457	600	87,980	0,307	19,626
842,821	700	108,120	845,809	700	83,552	0,355	22,723
841,763	800	106,814	845,112	800	77,998	0,398	26,977
840,695	900	105,543	844,671	900	72,999	0,473	30,835
839,617	1000	104,308	844,002	1000	67,759	0,522	35,040
838,527	1100	103,106	843,568	1100	66,981	0,601	35,037
837,427	1200	101,938	843,015	1200	66,557	0,667	34,709
836,314	1300	100,801	842,704	1300	66,133	0,764	34,393
835,189	1400	99,696	842,142	1400	65,709	0,833	34,091
834,050	1500	98,621	841,698	1500	65,285	0,917	33,803
832,899	1600	97,575	841,022	1600	64,860	0,975	33,528
831,733	1700	96,558	840,694	1700	64,136	1,077	33,577
830,552	1800	95,569	840,366	1800	63,219	1,182	33,850
829,357	1900	94,607	840,037	1900	62,588	1,288	33,844
828,146	2000	93,671	839,709	2000	61,325	1,396	34,532
MEDIA						0,5979	24,8537

Fuente: Los autores

Tabla 14. Datos de salida modelo mecánico de Xiao tubería aislada

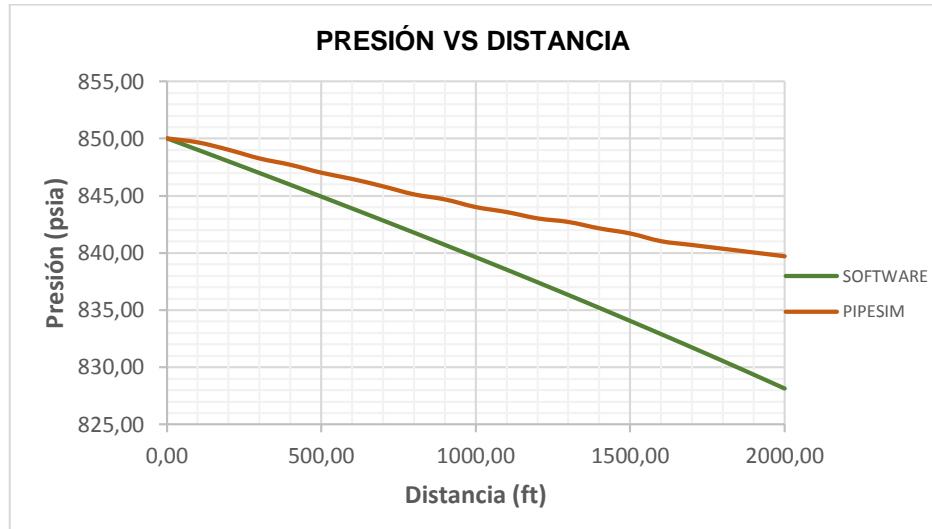
Modelo mecánico de Xiao Para tubería aislada							
SOFTWARE			PIPESIM			ERROR PORCENTUAL (%) PRESIÓN	ERROR PORCENTUAL (%) TEMPERATURA
PRESIÓN (psia)	DISTANCIA (ft)	TEMPERATURA (°F)	PRESIÓN (psia)	DISTANCIA (ft)	TEMPERATURA (°F)		
850,000	0	119,860	850,000	0	119,996	0,000	0,113
848,995	100	119,720	848,945	100	119,710	0,006	0,009
847,985	200	119,581	848,003	200	119,685	0,002	0,087
846,970	300	119,442	847,560	300	119,443	0,070	0,001
845,950	400	119,303	846,998	400	119,389	0,124	0,072
844,924	500	119,164	846,006	500	119,256	0,128	0,077
843,893	600	119,026	845,437	600	119,133	0,183	0,090
842,857	700	118,889	844,649	700	119,015	0,213	0,106
841,816	800	118,751	843,960	800	118,895	0,255	0,121
840,769	900	118,614	843,272	900	118,775	0,298	0,136
839,717	1000	118,477	842,684	1000	118,654	0,353	0,149
838,660	1100	118,341	841,995	1100	118,533	0,398	0,162
837,597	1200	118,205	841,327	1200	118,413	0,445	0,176
836,528	1300	118,069	840,908	1300	118,292	0,524	0,189
835,454	1400	117,933	840,530	1400	118,171	0,608	0,202
834,375	1500	117,798	839,998	1500	118,058	0,674	0,220
833,289	1600	117,663	839,643	1600	117,932	0,763	0,228
832,198	1700	117,529	839,007	1700	117,811	0,818	0,240
831,101	1800	117,395	838,797	1800	117,691	0,926	0,252
829,999	1900	117,261	838,122	1900	117,572	0,979	0,265
828,890	2000	117,127	837,790	2000	117,450	1,074	0,276
MEDIA						0,4209	0,1509

Fuente: Los autores

Las gráficas que ilustran la comparación de los datos obtenidos del software y de PIPESIM se presentan a continuación:

❖ Perfil de presión para tubería no aislada

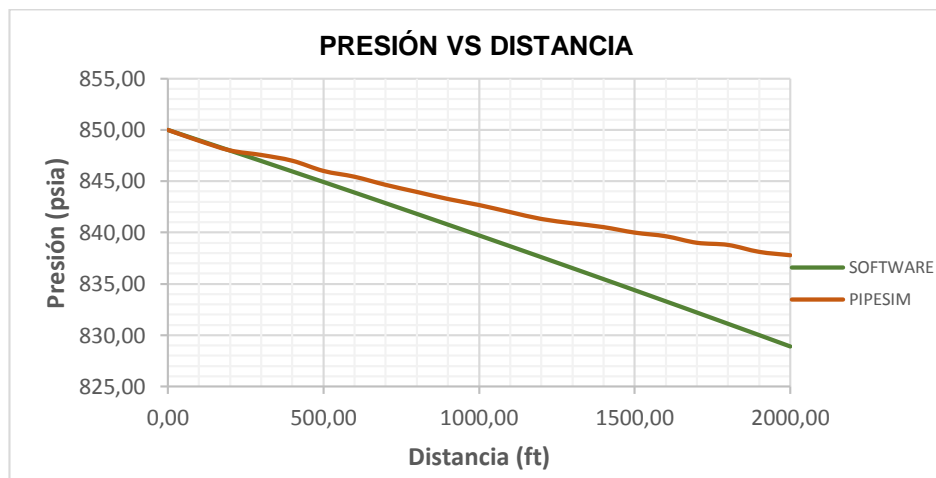
Figura 49. Perfil de presión para tubería no aislada modelo mecánico de Xiao.



Fuente: Los autores

❖ Perfil de presión para tubería aislada

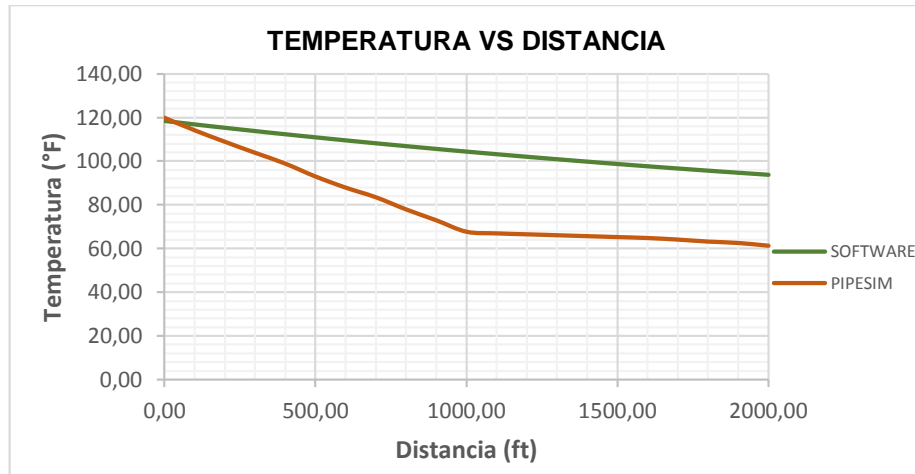
Figura 50. Perfil de presión para tubería aislada modelo mecánico de Xiao



Fuente: Los autores

❖ Perfil de temperatura para tubería no aislada

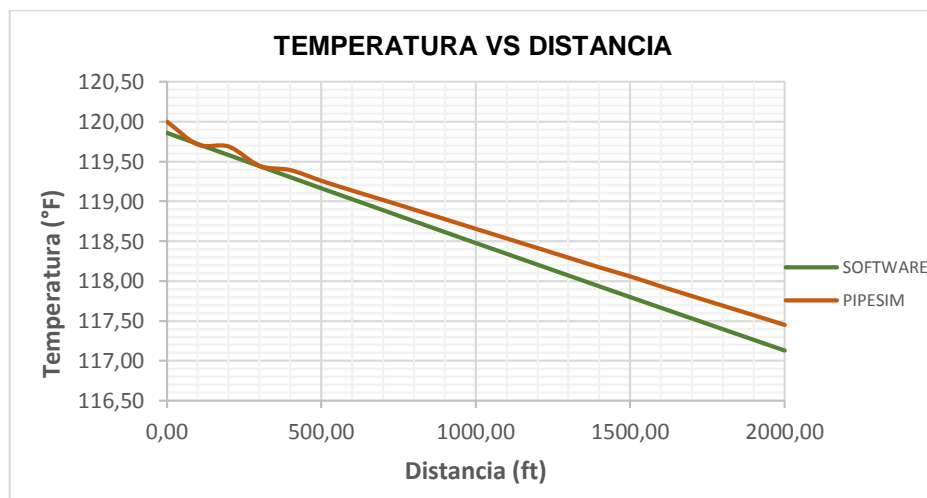
Figura 51. Perfil de temperatura para tubería no aislada modelo mecánico de Xiao



Fuente: Los autores

❖ Perfil de temperatura para tubería aislada

Figura 52. Perfil de temperatura para tubería aislada modelo mecánico de Xiao



Fuente: Los autores

Para tubería no aislada y tubería aislada, se obtuvieron los datos de presión y temperatura, y partir de estos valores se halló el error porcentual tanto para la presión como para la temperatura tomando como valores reales los arrojados por PIPESIM y como valores experimentales los arrojados por el software, dando márgenes de error máximo de 24,8537% para el perfil de temperatura y un máximo de 0,5979% para el perfil de presión.

6. CONCLUSIONES

- El Software para el modelamiento del flujo multifásico en tubería vertical y horizontal producto del presente trabajo de grado, consta de algunos de los modelos más aplicados a nivel académico, desarrollado además, con una interfaz gráfica amigable con el usuario, que facilita su uso.
- Se llevó a cabo la validación de los resultados de perfil de presión y de temperatura, obtenidos por el software, con el software comercial PIPESIM, comparando tales resultados, arrojando márgenes de error aceptables en la mayoría de los casos.
- Entre los modelos para flujo en tubería vertical, respecto a la predicción de presión, la correlación de Beggs y Brill presenta mayor similitud con los resultados de PIPESIM, mientras que la correlación de Poettman y Carpenter obtuvo el porcentaje de error más alto, debido a que este último es más extenso y emplea gráficas complejas en la programación.
- Para tubería vertical en la predicción de temperatura, la correlación de Poettman y Carpenter obtuvo menor error mientras que en Beggs y Brill se obtuvo el mayor, es importante resaltar que en los 2 modelos y la correlación se obtuvieron valores muy cercanos al software comercial.
- En los modelos para flujo en tubería horizontal respecto a la predicción de presión, la correlación empírica de Beggs y Brill presenta mayor aproximación con los resultados proporcionados por PIPESIM, mientras que el modelo mecánico de Xiao presentó márgenes de error más altos, sin embargo todos los errores calculados están alrededor del 1%, es decir los resultados tienen una alta confiabilidad.

- Para tubería horizontal en la predicción de temperatura, la correlación de Beggs y Brill obtuvo el mayor error porcentual, mientras que en el modelo mecanístico de Xiao se obtuvo el error porcentual, sin embargo se puede apreciar que los errores son altos alrededor de 25%, esto se debe a que en las correlaciones del presente software, se emplea menos parámetros que en PIPESIM, lo cual a la vez facilita al usuario ingresar valores de entrada, ya que no siempre se cuenta con toda la información.
- Éste proyecto logró el desarrollo de la primera versión, alcanzando los objetivos planteados. Además, con el desarrollo de ésta aplicación la escuela de Ingeniería de Petróleos tiene un modelo sobre el cual trabajar para agregar nuevas funcionalidades.
- Con la implementación de MVC se tienen las bondades de la POO, lo que facilita realizar operaciones de alta complejidad y mostrar resultados de forma sencilla, permitiendo un fácil crecimiento del aplicativo. Al utilizar MVC y tener la lógica de cada modelo por separado, se reduce el margen de error en la programación. Pudiendo tener un crecimiento escalable del aplicativo.

7. RECOMENDACIONES

- Se debe aprovechar la naturaleza del software para facilitar la enseñanza del comportamiento de flujo multifásico desplazado desde el yacimiento hasta superficie, por medio de las gráficas y variables obtenidas en el cálculo del perfil de presión y temperatura.
- Realizar una evaluación de las diferentes correlaciones y modelos que presenta la herramienta, para seleccionar el más ajustable a las condiciones del pozo ya que no todos presentan el mismo comportamiento, por lo cual se sugiere hacer un análisis de las propiedades, para saber en cuales rangos de aplicabilidad de las diferentes correlaciones puede ser sometido cada pozo.
- Debido a que los modelos mecanísticos presentan un análisis bastante minucioso de las variables que influyen en el flujo y simulan los mecanismos de flujo en función del patrón, es útil aconsejar en la herramienta el uso de estos para el cálculo del perfil de temperatura y presión.
- Se recomienda complementar la herramienta con más correlaciones empíricas y modelos mecanísticos, con el fin de dar al usuario más alternativas en los estudios a realizar.

BIBLIOGRAFÍA

AHMED T. Equations of State and PVT Analysis: Applications for Improved Reservoir Modeling. Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 2007.

AHMED T. Hydrocarbon Phase Behavior. Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 1989.

ANSARI, A. M. A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two-phase Flow in Wellbores. Paper SPE 20630, September 1990.

BEDOYA R., Sandra V., Fontecha C., Diana C. Desarrollo de una herramienta computacional con correlaciones de flujo multifásico aplicando el factor de ajuste para la viscosidad de crudos pesados. Trabajo de grado. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander. Facultas de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos, 2010.

GUILARTE P., María G., LISCANO C., VICEYNI. Determinación de gradientes de presión para el estudio del comportamiento de una línea de flujo multifásico mediante el empleo de correlaciones en tuberías horizontales e inclinadas. Trabajo de grado. Barcelona. Universidad de Oriente. Núcleo de Anzoátegui Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas. Departamento de Ingeniería Química, 2011.

AZÓCAR M., Julián A., GONZÁLEZ M., Marvilec. Desarrollo de un programa en matlab para el análisis de flujo multifásico horizontal en los pozos del campo UDO. Trabajo de grado. Puerto la Cruz. Núcleo de Anzoátegui. Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas. Departamento de Química, 2007.

BRILL, J. P., MUKHERJEE H. Multiphase Flow in Wells, Richardson, Texas, 1999.

SCHLUMBERGER Information Solution, PIPESIM Fundamentals, Workflow/Solutions Training, Houston, Texas, February 2012.

VEGA B., Luzmila M. Evaluación de las relaciones de clausura de velocidad de deriva y de los factores de fricción y desarrollo de un algoritmo de predicción de patrones de flujos multifásico para líquidos de alta viscosidad en tubería horizontal. Caracas. Universidad Central de Venezuela, 2012.

XIAO, J. J. A Comprehensive Mechanistic Model for Two-phase Flow in Pipelines, paper SPE 20631, Sept. 1990.

CRAVINO C., Annabella, PÉREZ B., AL D. Evaluación de modelos homogéneos, de correlación y mecanicistas en la predicción de la caída de presión de flujo bifásico de gas y de líquido en tuberías verticales. Trabajo de grado. Caracas. Universidad Central de Venezuela, 2011.

CABARCAS S., Manuel, Transferencia de calor: coeficiente global de transferencia de calor para pozos, Fundamentación teórica, Universidad Industrial de Santander, 2010.

YAHAYA, Anes Usman, ABDALLAH Al Gahtani. Comparative study between empiric correlation & mechanistic model of vertical multiphase flow, paper SPE136931, 2010.

RUIZ R., BRITO A., MARQUEZ J. Evaluation of multifhase flow models to predict pressure gradient in vertical pipes with highly viscous liquids, paper SPE 169328, May. 2014.

AZZOLA J. H., PATTILO P.D. RICHEY J.F.; SEGRETO S. J. The heat transfer characteristics of vacuum insulated tubing, paper SPE 90151, September. 2004.

ROMERO A., Alejandro J., SALAZAR P., Dimas B. Herramienta computacional para el estudio del comportamiento o del flujo multifásico con transferencia de calor en líneas de flujo. Trabajo de grado. Caracas, 2007.

GARCÍA F; SEGURA, J.; MORAN, R, Transferencia de calor en flujo bifásico gas líquido parte I: Pozos y tuberías horizontales, revista de la Facultad de Ingeniería de la U.C.V., vol.19, N°3, 2004.

TORRES C., Juan M., TRAUWVITZ R., Edgar F. Flujo multifásico en tuberías. Trabajo de grado. México D.F. Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de Ingeniería. División de Ciencias de la Tierra, 2008.

ARANGO M., Johana, GONZALEZ F., Katlyn L. Predicción de pérdidas de presión y perfiles de temperatura en pozos geotérmicos usando modelos mecánicos. Trabajo de grado. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos, 2011.

BÁNZER S. Carlos, Correlaciones numéricas PVT, Maracaibo, Enero de 1996.

ANEXO

MANUAL TÉCNICO ADMINISTRADOR:

HERRAMIENTAS DE DESARROLLO:

IDE: NetBeans IDE 8.0 (Build 201403101706)

Java: 1.7.0_72; Java HotSpot(TM) Client VM 24.72-b04

System: Linux version 3.13.0-43-generic running on i386; UTF-8; es_ES (nb)

Librerías: JfreeChart

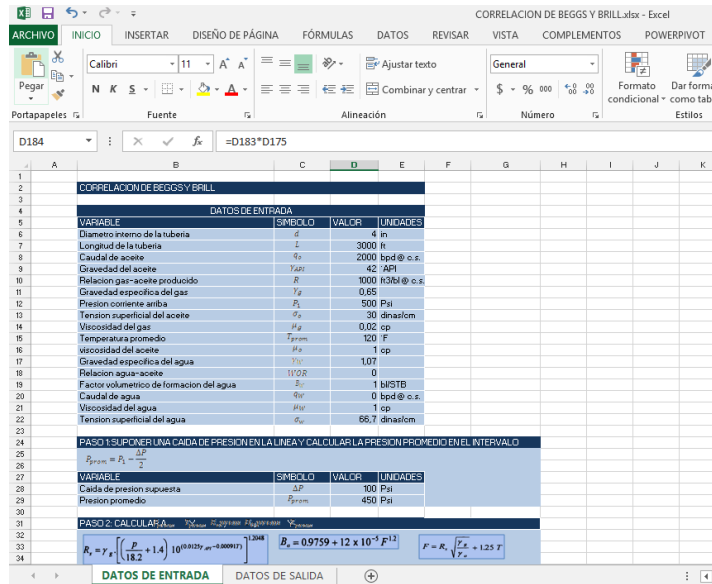
jcommon-1.0.20.jar

ESTRUCTURA GENERAL DEL PROYECTO:

De acuerdo al modelo vista controlador, la página web se divide en tres secciones:

- **Modelo:** Está representado por el archivo desarrollado en Excel que es programado como clase en Java, usando como Paradigma de programación POO(Programación orientada a objetos).

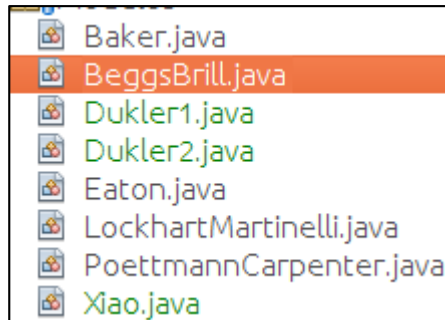
Figura 53. Archivo representativo del formato base (Excel)



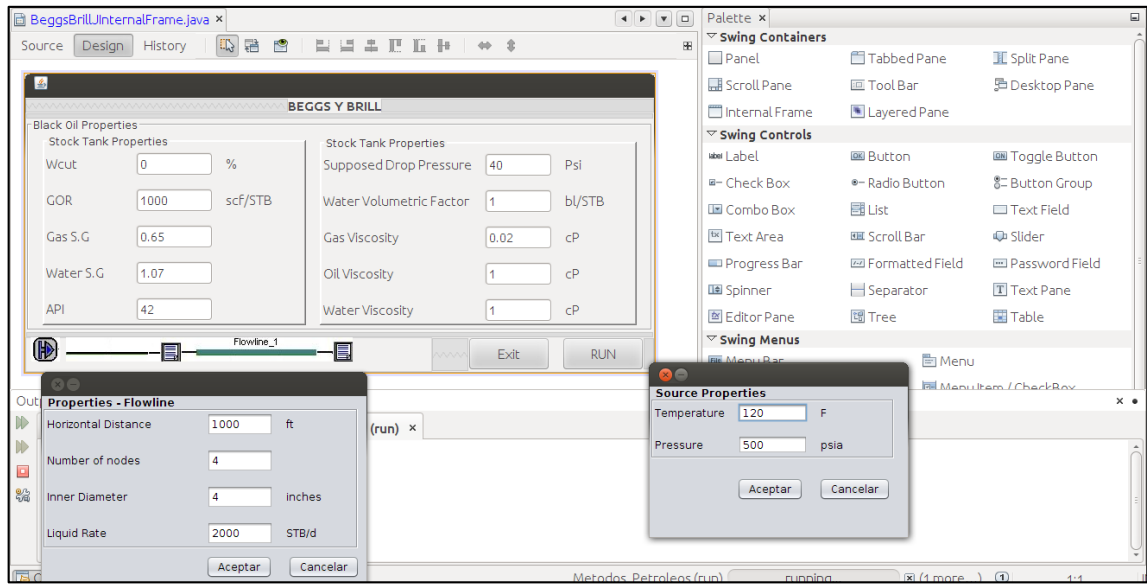
Fuente: Autor

- Vista: En la creación de la vista se utiliza el componente JinternalFrame que permite agregar diversos componentes visuales para pedir los datos al usuario. Los cuales se pueden distribuir en múltiples ventanas.

Figura 54. Vista



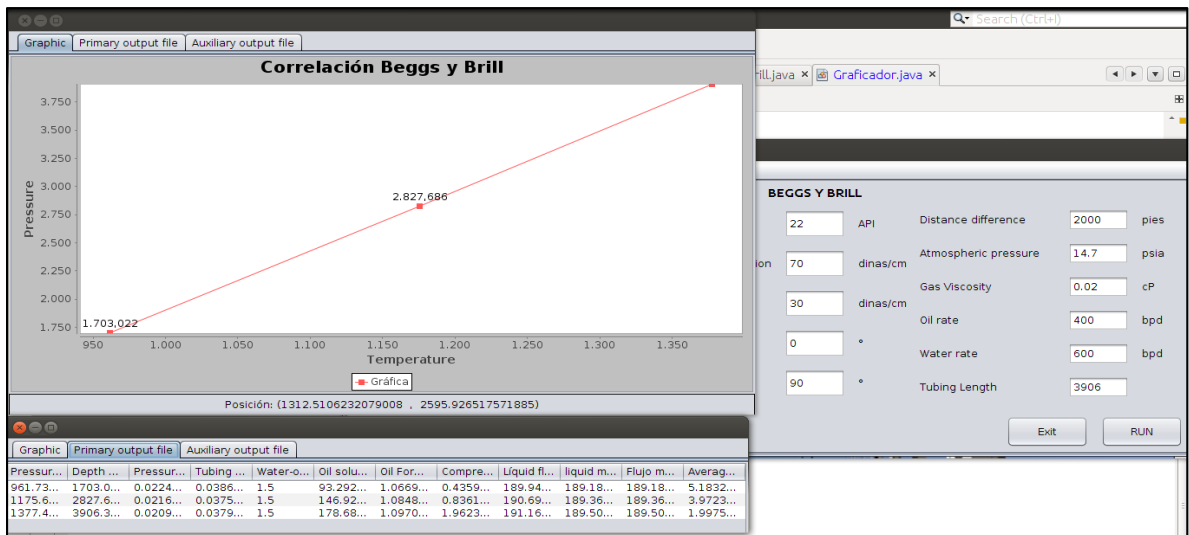
Fuente: Autor



Fuente: Autor

Para visualizar los resultados se utilizó la librería JfreeChar que permite crear todo tipo de gráficos y el componente Jtable que muestra los datos en tablas.

Figura 55. Visualizador de resultados y tablas en Java



Fuente: Autor

- Controlador: Es el encargado de llamar los métodos que visualizarán los resultados, se accede a través del Source en cada uno de los JFrame.

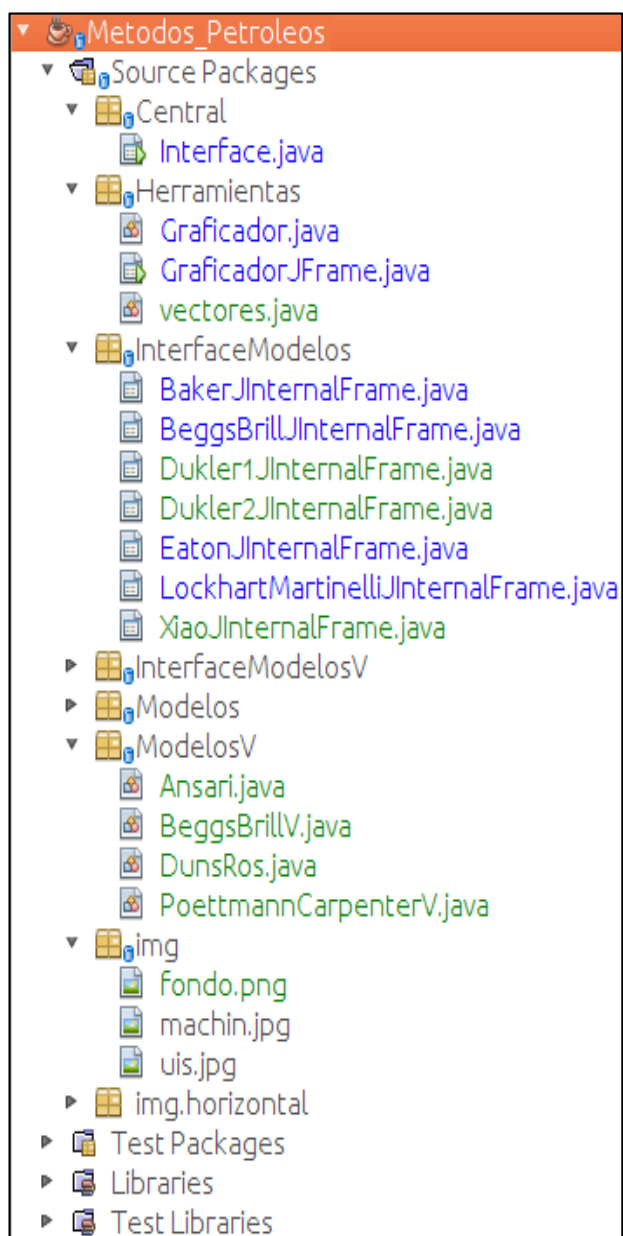
Figura 56. Controlador

```
private void jButton1ActionPerformed(java.awt.event.ActionEvent evt) {  
    // TODO add your handling code here:  
    try {  
        general();  
        source();  
        flowline();  
        crearVectores();  
        GraficadorJFrame hijobeggsbrill = new GraficadorJFrame();  
        hijobeggsbrill.graficar(a, b, "Correlación Beggs y Brill", rango());  
        hijobeggsbrill.tablaBeggsBrill(objetoBeggsBrill, nodos);  
        hijobeggsbrill.setVisible(true);  
    } catch (Exception e) {  
        JOptionPane.showMessageDialog(rootPane, "Debe llenar todos los campos y utilizar (.) punto para los decimales");  
    }  
}
```

Fuente: Autor

ESTRUCTURA DE ARCHIVOS DEL SISTEMA:

Figura 57. Estructura de archivos del sistema



Fuente: Autor

- Central: Es el método main que enlaza cada uno de los modelos y permite que el usuario navegue por el aplicativo.
- Herramientas: Son clases que permiten visualizar los resultados, aquí se usa la librería JfreeChart y el componente Jtable.
- InterfaceModelos: Son las interfaces gráficas de cada uno de los modelos del proyecto.
- ModelosV: Son las clases de cada uno de los modelos los cuales son utilizados como objetos en la POO.

Img: Son carpetas con las imágenes que se utilizan en el proyecto.

Hay escritas en esta versión aproximadamente 14.000 líneas de código