

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

DISEÑO Y DESARROLLO DE HERRAMIENTA COMPUTACIONAL PARA EL CÁLCULO DE ANÁLISIS NODAL EN POZOS DE PETRÓLEO

Trabajo Especial de Grado
Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
para Optar al Título de Ingeniero de
Petróleo por los Brs.
Blanca B, Jorge I
Serra O, Roberto A

Caracas, Junio de 2006

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

DISEÑO Y DESARROLLO DE HERRAMIENTA COMPUTACIONAL PARA EL CÁLCULO DE ANÁLISIS NODAL EN POZOS DE PETRÓLEO

TUTOR ACADÉMICO: Prof. Sandro Gasbarri.

Trabajo Especial de Grado
Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela para
Optar al Título de Ingeniero de
Petróleo por los Brs.
Blanca B, Jorge I
Serra O, Roberto A

Caracas, Junio de 2006

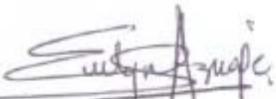
ACTA DE APROBACIÓN

Caracas, Junio de 2006

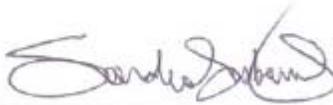
Los abajo firmantes, miembros del jurado designado por el consejo de Escuela de Ingeniería de Petróleo, para el Trabajo Especial de Grado presentado por los Bachilleres Jorge I. Blanca B. y Roberto A. Serra O., titulado:

“DISEÑO Y DESARROLLO DE HERRAMIENTA COMPUTACIONAL PARA EL CÁLCULO DE ANÁLISIS NODAL EN POZOS DE PETRÓLEO”

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniero de Petróleo, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por los autores, lo declaran APROBADO.


Prof. Evelyn Azuaje
Jurado


Prof. Angel Da Silva
Jurado


Prof. Sandro Gasbarri
Tutor Académico

A DIOS y Mi Familia.

A **DIOS** por darme aliento de Vida, compañía y susurrándome en cada instante para lograr hacer siempre lo correcto.

A mi **Padre** por ser la mejor guía que un Hijo puede tener, por ser un gran hombre el que nunca me ha dejado caer y el mejor de los profesionales.

A mi **Madre** por ser quien me apoya incondicionalmente y quien me guía en mis pasos con todo su infinito amor.

A mis tres **Hermanas** Lisbeth, Janette y Patricia por ser las mujeres mas bellas, las que no permiten que mis días se vuelvan grises y tristes.

Jorge Blanca

A DIOS, quien es el camino, la verdad y la vida, por ser la luz que me ha guiado por los senderos de la vida, ayudándome a superar todos los obstáculos y a alcanzar mis metas; a El agradezco lo que soy y ofrezco este logro.

A mis Padres, Olga y José Francisco, por todos sus esfuerzos y sacrificios, en formarme y darme todo su apoyo, gracias por su amor, por ser pacientes y confiar en mí.

A mi Hermano Paco, quien desde el cielo has estado pendiente de mi, tu iniciaste este recorrido de superación y estudio fuiste ejemplo para todos los hermanos, ahora nuestros padres tiene la satisfacción de ver a todos sus hijos profesionales. Te recuerdo con alegría y te dedico de manera especial este logro.

A mis Hermanos, Débora, Miguel, David, Isaac, Teodoro y Olga, por toda su ayuda incondicional y comprensión, es bueno saber que tengo muchos Hermanos excelentes, los quiero mucho.

A mis sobrinos, Maria Fernanda, Diego, Diana, Daniel, Anabella, Ariana y Miguelito, por ser alegría y futuro.

A todos mis amigos, por estar ahí siempre y poder contar con ustedes.

ROBERTO SERRA

AGRADECIMIENTOS

Le agradezco primeramente a Dios por iluminarme el camino en cada momento difícil y permitirme concluir esta etapa en mi vida.

A mis padres por todo el apoyo, esfuerzo y paciencia para lograr la culminación de este trabajo.

Al Profesor Sandro Gasbarri por aceptar ser tutor, amigo y del que he aprendido útiles herramientas de trabajo, además por todo el tiempo dedicado a este Trabajo de Grado, al profesor Angel Da Silva por colaborar con este proyecto.

A mi Amigo y Compañero de Tesis Roberto Serra por acompañarme en este esfuerzo final de nuestras carreras.

A los Primos Pereira Nelson y Oswaldo, por su constante apoyo en el transcurso de toda la realización del Trabajo de Grado

A Débora por su apoyo y sus exquisitos platillos que nos permitían seguir con fuerza y energía.

A mi amigo el Ingeniero Emigdio Anguila por toda la ayuda incondicional que apporto para el logro de este Trabajo de Grado.

A Miralis y su Familia por darme todo su cariño, apoyo y momentos de gran felicidad.

A todos los profesores de la Facultad de Ingeniería por las enseñanzas y experiencias.

A todos los Amigos y Compañeros de Facultad que de alguna manera han estado presente en el transcurso de la carrera dando conocimiento y alegría: Ana González, Andrés Narui, Antuanet Kusta, Armando Olguin, Criseida Siem, Dubraska Rapio, Emilio Anteliz, Jorge Freites, Jorge Santamaria, Jose Miguel Flores, Juan Nieves, Marilina Arocha, Mayerling Hermoso, Milanyer Carrizales. Gracias a Todos.

Jorge Blanca

Gracias a Dios por regalarme tanto.

A mis Padres, por todo lo que me han dado.

A mis Hermanos, quienes siempre me apoyaron y me dieron fuerzas para seguir adelante.

A Débora y Nelson, no hay palabras para agradecer sus consejos y tanta ayuda en todo este tiempo gracias por tener Fe en mí.

A Miguel por toda la ayuda y el apoyo prestado.

A nuestro Tutor, Profesor Sandro Gasbarri gracias por el tiempo y dedicación, su orientación ha sido determinante; También quisiera agradecer la ayuda prestada por el Profesor Angel Da Silva, su colaboración ha sido importante.

Al Dr. Isaac Blanca, por revisar nuestra tesis.

A mi compañero de Tesis y amigo, Jorge Blanca por todo lo compartido, gracias por tu paciencia y constancia.

A mis amigos, casi hermanos, Oswaldo y Nelson Pereira, por su amistad y apoyo incondicional, a lo largo de todo este tiempo.

A mi amigo, El ingeniero Emigdio Anguila, por toda su colaboración.

A mis amigos quienes me han acompañado a lo largo de mi carrera, Argelia, Antuanet, Andriuska, Anyomilú, Armando, Andrés, Dubraska, Etxory, Emigdio, Emilio, Indira, Juan, José Miguel, Mayerling, Maykel, Ofni, Ricardo, Rubén, Whaty y a los demás que se me escapan mis disculpas.

A todos ustedes mil Gracias,

ROBERTO SERRA

RESUMEN

**Blanca B, Jorge I
Serra O, Roberto A**

**DISEÑO Y DESARROLLO
DE HERRAMIENTA COMPUTACIONAL
PARA EL CÁLCULO DE ANÁLISIS NODAL EN POZOS DE
PETRÓLEO**

**TUTOR ACADÉMICO: Prof. Sandro Gasbarri. Caracas, U.C.V.
Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería de Petróleo.
Año 2006, 148 pp.**

Palabras Claves: Análisis Nodal, Simulador SO-BB, Flujo Multifásico, Simulación de Producción

Resumen: El presente trabajo tiene como finalidad el desarrollo de una herramienta computacional para el departamento de Producción de la Escuela de Petróleo que permita hacer los cálculos de análisis nodal por medio de correlaciones empíricas y mecanicísticas para flujo bifásico en pozos verticales; incluyendo la línea de flujo, haciendo así análisis nodal a todo el sistema. También a través de esta herramienta se puede obtener la tasa a la cual debe producir el pozo luego de definir la oferta y demanda (IPR y TPR). Además de incorporar Levantamiento Artificial por Gas (LAG). En el desarrollo del trabajo se aplicaron diferentes métodos para el cálculo de los gradientes de presión entre los cuales se encuentra uno Mecanicístico (Ansari) y cinco Empíricos (Duns & Ros, Hagedorn & Brown, Orkiszewski, Beggs & Brill y Lockhart & Martinelli). De todos ellos Beggs & Brill y Lockhart & Martinelli son para flujo horizontal. La herramienta computacional SO-BB, es de manejo sencillo y está diseñada de tal manera que permita la fácil incorporación de otros módulos que contengan procedimientos nuevos como la inclusión de BES, BCP, LAG, Bombeo Mecánico, etc. que puedan hacer de ella una herramienta cada vez más robusta sin dejar de ser versátil.

ÍNDICE GENERAL

AGRADECIMIENTOS _____	vi
RESUMEN _____	viii
ÍNDICE GENERAL _____	ix
LISTA DE FIGURAS _____	xii
LISTA DE TABLAS _____	xiv
INTRODUCCIÓN _____	1
CAPÍTULO I _____	3
PROBLEMA _____	3
1.1 Objetivos _____	3
1.1.1 Objetivo General _____	3
1.1.2 Objetivos Específicos _____	3
CAPÍTULO II _____	5
FUNDAMENTO TEÓRICO _____	5
2.1. Análisis Nodal _____	5
2.2 Índice de Productividad _____	8
2.3 Comportamiento de Afluencia del Yacimiento (IPR) _____	9
2.4 Curva de Demanda de los Fluidos (TPR) _____	14
2.5 Flujo Multifásico de Tuberías _____	15
2.5.1 Ecuación General de Gradiente de Presión Dinámica _____	16
2.5.2 Consideraciones Teóricas _____	17
2.5.2.1 Factor de Fricción _____	17
2.5.2.2 Factor de Fricción en Flujo Laminar _____	18
2.5.2.3 Factor de Fricción en flujo Turbulento _____	18
2.5.2.4 Ecuaciones Explicitas para el Cálculo del Factor de Fricción _____	19
2.5.3 Definiciones Básicas para Flujo Multifásico de Tuberías _____	20
2.5.3.1 Velocidad _____	20
2.5.3.2 Velocidad Superficial Del Gas _____	20
2.5.3.3 Velocidad Real Del Gas _____	20
2.5.3.4 Velocidad Superficial Del Líquido _____	20
2.5.3.5 Velocidad Real Del Líquido _____	21
2.5.3.6 Velocidad Superficial De La Mezcla ó Bifásica _____	21
2.5.3.7 La velocidad De Deslizamiento (slip) _____	22
2.5.3.8 Holdup (Entrampamiento) De Líquido _____	22
2.5.3.9 Holdup (Entrampamiento) de Gas _____	22

2.5.3.10 Fracción de Líquido sin Deslizamiento (No- Slip Liquid Holdup)	23
2.5.3.11 Fracción De Gas Sin Deslizamiento (No- Slip Gas Holdup)	23
2.5.3.12 Viscosidad	23
2.5.3.13 Densidad de líquidos	24
2.5.3.14 Densidad Bifásica	24
2.5.3.15 Tensión Superficial	25
2.6 Patrones de Flujo	25
2.6.1 Patrones De Flujo Para Flujo Horizontal	26
2.6.1.1 Flujo Estratificado	26
2.6.1.1.1 Estratificado Uniforme:	26
2.6.1.1.2 Estratificado Ondulado:	27
2.6.1.2 Flujo Intermitente	27
2.6.1.3 Flujo Anular	28
2.6.1.4 Flujo De Burbujas Dispersas	29
2.6.2 Patrones De Flujo Para Flujo Vertical	29
2.6.2.1 Flujo Burbuja	29
2.6.2.2 Flujo Tapón	30
2.6.2.3 Flujo Anular	31
2.6.2.4 Flujo Neblina	32
2.7 Estranguladores o Reductores	32
2.7.1 Descripción	32
2.7.2 Comportamiento de Reductores	33
2.7.2.1 Flujo Crítico:	33
2.7.2.2 Flujo subcrítico:	35
2.7.3 Correlación de Sachdeva:	35
2.7.4 Razones para controlar la tasa de producción a través de Reductores	38
2.7.5 Curva de comportamiento del reductor	38
2.8 Descripción de las Correlaciones de Flujo Multifásico	39
2.8.1 Correlaciones Para Flujo Vertical:	39
2.8.1.1 Correlación mecanicística de Ansari	39
2.8.1.2 Correlación de Duns & Ros	61
2.8.1.3 Correlación de Orkiszewski	74
2.8.1.4 Correlación de Hagedorn & Brown	82
2.8.2 Correlaciones Para Flujo Horizontal:	88
2.8.2.1 Correlación de Lockhart y Martinelli	88
2.8.2.2 Correlación de Beggs & Brill :	96
CAPÍTULO III	103
METODOLOGÍA	103
3.1 Recopilación de información	103
3.2 Selección de lenguaje de programación	103
3.3 Selección de correlaciones de Flujo multifásico en tuberías	103

3.4 Diseño de la herramienta	104
3.5 Selección e Incorporación de correlaciones PVT a la herramienta	104
3.6 Realización de Algoritmos de los diferentes módulos	104
3.7 Traslado de los algoritmos a Lenguaje Visual Studio.net	104
3.8 Cotejo y Ajuste de resultados de la simulación	104
CAPÍTULO IV	107
DESARROLLO DE LA HERRAMIENTA COMPUTACIONAL	107
4.1 Visual Studio.NET	107
4.2 Estructura del Programa	107
4.2.1 Estructura Global.	107
4.2.2 Estructura Específica	112
4.4 Verificación y Validación de los Resultados	125
4.4.1 Gradientes de Tubería	126
4.4.2 Líneas de Flujo	133
CAPÍTULO V	139
CONCLUSIONES	139
CAPÍTULO VI	140
RECOMENDACIONES	140
REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA	141
APÉNDICE	143

LISTA DE FIGURAS

Fig.2.1. Esquema de pozos con posibles nodos	5
Fig.2.2. Curva de IPR y TPR	7
Fig.2.3. Gráfico del IPR	10
Fig.2.4. Gráfica de q vs $Pe^2 - Pwf^2$	13
Fig.2.5. Curva de demanda	15
Fig.2.6. Flujo Horizontal estratificado liso y uniforme.....	27
Fig.2.7. Flujo Horizontal Tapón de Líquido y Gas	28
Fig.2.8. Flujo Horizontal Anular.....	28
Fig.2.9. Flujo Horizontal Neblina y Burbuja	29
Fig.2.10. Flujo Vertical Burbuja	30
Fig.2.11. Flujo Vertical Tapón.....	31
Fig.2.13. curva típica de comportamiento de reductores	39
Fig.2.14. Mapa de Patrones de Flujo de Taitel ,Dukler y Barnea	42
Fig.2.15. Tapón desarrollado	46
Fig.2.16. Tapón desarrollándose	49
Fig.2.17. Esquema de Flujo Anular	53
Fig.2.18. Factores L vs Número de Diámetro de la tubería	65
Fig. 2.19. Mapa de patrones de flujo de Duns & Ros	66
Fig.2.20. N_L vs F_1, F_2, F_3, F_4	67
Fig.2.21. Corrección de Fricción de Burbuja.....	68
Fig.2.22. F_5, F_6, F_7 vs Número de viscosidad (N_L)	69
Fig.2.23. Coeficiente número de Viscosidad líquida según Hagedorn & Brown	84
Fig.2.24. Factor de Corrección Secundario según Hagedorn & Brown	84
Fig.2.25. Correlación basada en $d_{TUBERÍA}$ de 1-2 pulg. y μ de 0.86- 116.....	85
Fig.2.26. N_{Retp} vs Factor de fricción.....	86
Fig.2.27. Correlación para flujo multifásico(Alves, Chem. Eng. Progr)	94
Fig.4.1. Diagrama de localización de Componentes Generales en SO-BB	108

Fig.4.2. Esquematización de PetróleoNegro.vd en SO-BB	109
Fig.4.3. Esquematización de CorrelacionesdeFlujoMultifásico.vd en SO-BB	110
Fig.4.4. Esquematización de Tubería.vd en SO-BB	110
Fig.4.5. Esquematización de Afluencia.vd en SO-BB	111
Fig.4.6. Esquematización de AnálisisNodal.vd en SO-BB	111
Fig.4.7. Diagrama Generalizado para el Análisis Nodal en SO-BB	112
Fig.4.8. Diagrama de subControlGradiente en SO-BB.....	113
Fig.4.9. Diagrama de subPrediFlujo Ansari en SO-BB	114
Fig.4.10. Pantalla Principal	116
Fig.4.11. Configurar	117
Fig.4.12. Módulo Petróleo Negro, Propiedades Básicas.....	119
Fig.4.13. Módulo Petróleo, Correlaciones Empíricas PVT	119
Fig.4.14. Módulo Petróleo, Viscosidad del Petróleo.	120
Fig.4.15. Módulo Tubería de Producción y Línea de Flujo	121
Fig.4.16. Módulo de Afluencia	122
Fig.4.17. Operaciones.	123
Fig.4.18. Correlaciones de Flujo multifásico	124
Fig. 4.19. Análisis Nodal	125
Fig. 4.20. Resultado de “Hagedorn y Brown” por Simulador Comercial y S0-BB ..	128
Fig. 4.21. Resultado de “Duns y Ros” por Simulador Comercial y S0-BB	128
Fig. 4.22. Resultado de “Orkiszewski” por Simulador Comercial y S0-BB.....	129
Fig. 4.23. Distribución de la desviación obtenida respecto a Baker para el Método de Duns y Ros	132
Fig. 4.24. Resultado de “Beggs y Brill” por Simulador Comercial y S0-BB	135
Fig. 4.25. Distribución de la desviación obtenida respecto a la Universidad de Tulsa para el Método de Beggs y Brill.	138

LISTA DE TABLAS

Tabla.2.1 Constantes para las Correlaciones de Reductor en Flujo Crítico.....	35
Tabla2.2. Características de las muestras utilizadas	38
en la Correlación de Sachveda	38
Tabla 2.3. Número de Reynolds para diferentes Flujos.....	93
Tabla 2.4. Valores de a,b,c para diferentes Patrones de Flujo	98
Tabla 2.5. Valores de D,E,F,G para los diferentes Patrones de Flujo.....	100
(con dirección hacia arriba).....	100
Tabla 2.6. Valores de D,E,F,G para los diferentes Patrones de Flujo.....	100
(con dirección hacia abajo)	100
Tabla 4.1. Correlaciones Empíricas del Módulo Petróleo Negro	118
Tabla 4.2. Datos Principal.....	126
Tabla 4.3. Correlaciones del Módulo Petróleo Negro	127
Tabla 4.4. Desviación del caso base con la Herramienta Computacional con respecto al Simulador Comercial	129
Tabla 4.5. Variaciones de Parámetros.....	130
Tabla 4.6. Desviación de Cada Caso de estudio con la Herramienta Computacional con respecto al Simulador Comercial	131
Tabla 4.7 Desviación promedio de todos los casos estudiados.....	132
Tabla 4.8 Distribución de la desviación por casos.....	132
Tabla 4.9 Datos Principal.....	133
Tabla 4.10 Correlaciones del Módulo Petróleo Negro.....	134
Tabla 4.11 Variaciones de Parámetros.....	136
Tabla 4.12. Desviación de Cada Caso de estudio con la Herramienta Computacional con respecto al Simulador Comercial	137
Tabla 4.13. Desviación del caso base con la Herramienta Computacional con respecto al Simulador Comercial	138
Tabla 4.14 Distribución de la desviación.....	138

INTRODUCCIÓN

La ingeniería de producción es una rama de la ingeniería de petróleo, la cual se encarga de actividades medulares de la industria Petrolera, que van desde la operación de los campos, perforación y reacondicionamiento de los pozos, manejo de oleoductos y plantas, además del desarrollo de proyectos de recuperación secundaria. En la vida de los yacimientos estos alcanzan un máximo eficiente de extracción y luego declinan debido a causas naturales. En muchas de estas áreas se utilizan comúnmente algunos software, para procesar de manera rápida y efectiva los datos disponibles, con el objeto de derivar y optimizar sus componentes. Lamentablemente la mayoría de estas herramientas son producto de largos años de desarrollo, estudios y altas inversiones y pertenecen a empresas comerciales las cuales poseen sus licencias, que muchas veces son costosas.

El presente trabajo tiene como finalidad el desarrollo de una herramienta computacional para el departamento de Producción de la Escuela de Petróleo que permita hacer los cálculos de análisis nodal por medio de correlaciones empíricas y mecanicísticas para flujo bifásico en pozos verticales; incluyendo la línea de flujo, permitiendo hacer un análisis nodal a todo el sistema, y obtener la tasa a la cual debe producir el pozo luego de definir la oferta y demanda (IPR y TPR).

El trabajo se estructuró en 7 capítulos, comenzando en el capítulo I con las consideraciones generales del estudio de este, objetivos y justificación. En el capítulo II desarrolla el marco teórico que contempla nociones fundamentales de los diferentes tópicos inherentes al tema, tales como: comportamiento de afluencia del yacimiento, demanda de los fluidos, flujo multifásico de tuberías, patrones de flujo horizontal y vertical, reductores y correlaciones para el cálculo de gradientes de presión para flujos verticales y horizontales, donde se emplean correlaciones empíricas y mecanicísticas. Luego en el capítulo III, se explica de manera concisa la metodología aplicada, en una secuencia de procedimientos. En el capítulo IV se acomete el desarrollo de la herramienta, exponiendo entre otras cosas el lenguaje utilizado;

ahondando en detalles sobre la estructura del programa, aspecto importante para comprender la manera como este opera. Posteriormente en el capítulo V se hace una descripción de la interfase, cerrando el capítulo con la validación de los resultados, que se obtienen luego de procesar los datos para las diferentes correlaciones de gradientes de presión tanto para el pozo como para las líneas de flujo de manera bidireccional; también se verifica la obtención correcta de IPR y TPR. Los dos últimos capítulos los componen las conclusiones capítulo VI y las recomendaciones capítulo VII, las cuales se derivan de los resultados obtenidos del procesamiento del programa, logrando establecer las desviaciones con respecto a otros simuladores, mediante parámetros estadísticos.

Se ha elegido como lenguaje computacional el lenguaje “Visual Studio.net” debido a que este lenguaje está orientado a objetos y a aplicaciones multiprocesos, lo cual lo hace un lenguaje que se amolda mucho a las intenciones del desarrollo del simulador.

Para finalizar podemos decir que la herramienta computacional SO-BB, es de manejo sencillo y está diseñada de tal manera que permita la fácil incorporación de otros módulos que contengan procedimientos nuevos como la inclusión de BES, BCP, LAG, Bombeo Mecánico, etc. que puedan hacer de ella una herramienta cada vez más robusta sin dejar de ser versátil, de esta manera también se logra que en un futuro próximo se formulen nuevos trabajos de grado que tengan como base el presente trabajo. Extendiendo así la línea de investigación propuesta por el departamento de producción.

CAPÍTULO I

PROBLEMA

1.1 Objetivos

1.1.1 Objetivo General

Desarrollar una herramienta computacional para el Análisis Nodal en un sistema de producción de pozo vertical

1.1.2 Objetivos Específicos

1. Análisis Nodal al sistema de producción.
2. Caracterizar las fuentes de error en las Correlaciones según datos reales.
3. Realizar la bidireccionalidad de flujo según el método a aplicar.
4. Incorporar Levantamiento Artificial por Gas (LAG).
5. Establecer correlaciones para Línea de Flujo con o sin Estranguladores.
6. Revisar y utilizar los diferentes modelos para la caracterización de la relación de comportamiento de afluencia (IPR).
7. Determinar el caudal de producción del pozo para su diversas sensibilidades.

1.2 Justificación

En vista de la ausencia de un software desarrollado para el departamento de producción de esta escuela, donde se disponga de los códigos fuentes y que pueda ser utilizado sin ninguna restricción y sin ocasionar costos por el pago de licencias a empresas que han desarrollados simuladores, se ha querido proponer una línea de investigación, que incluya el diseño de una herramienta computacional que permita al estudiantado su uso con fines académicos, donde también se contempla futuros aportes a esta herramienta haciéndola cada vez más completa, logrando con esto, la formulación de nuevas tesis que incluya como base este trabajo; donde entre sus aportes fundamentales este el procesamiento eficiente y rápido de datos, el de realizar

análisis nodal al sistema de producción con el nodo en el cabezal y el fondo, y el de incluir una diversidad de correlaciones entre ellas empíricas y mecanicísticas, con el fin de tener un amplio rango de estudio para una amplia gama de casos.

CAPÍTULO II

FUNDAMENTO TEÓRICO

2.1. Análisis Nodal

El sistema de análisis en cada uno de los puntos de un proceso de producción, conocido como Análisis Nodal, ha sido aplicado por años para interpretar el comportamiento de sistemas y la interacción entre sus componentes. La aplicación de este tipo de análisis a la producción de pozos petroleros fue propuesta por Gilbert en el año 1954, siendo analizada por Nind en el año 1964 y en el año 1978 por Kermit y Brown.

Es sabido que los pozos son perforados y completados con la finalidad principal de extraer el petróleo o gas que se encuentra en los yacimientos. El movimiento o transporte de estos fluidos, desde la acumulación hacia el pozo y a través de éste, requiere energía para contrarrestar las pérdidas por fricción del sistema y así llegar a superficie. Los fluidos viajan inicialmente a través del yacimiento, entran al pozo y fluyen a superficie; luego se mueven por el sistema de tuberías y finalmente entran al separador de fluidos en las estaciones de flujo.

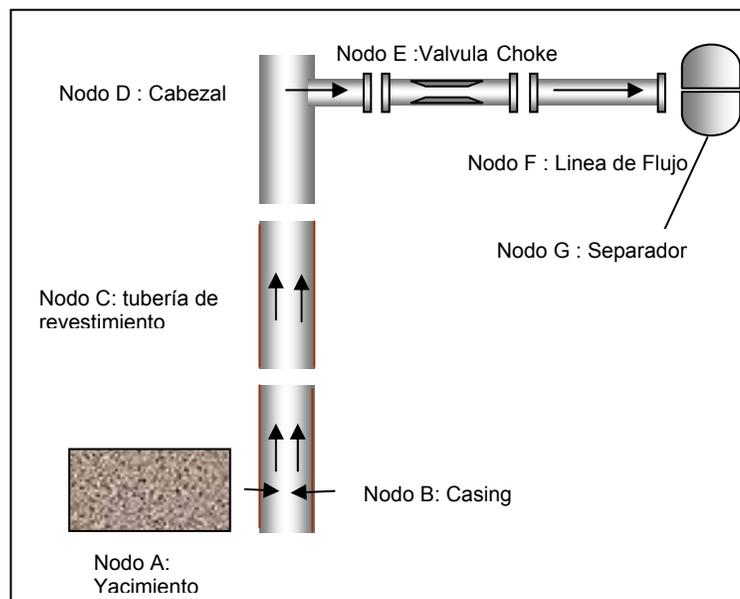


Fig.2.1. Esquema de pozos con posibles nodos

El objetivo principal de la evaluación de un sistema de producción bajo el criterio de análisis nodal, es el de optimizarlo bajo la combinación de todos los componentes que conforman el sistema, con la finalidad de evaluar y caracterizar el impacto que pueda tener cada componente en la productividad del sistema. Los nodos pueden ser de dos tipos: funcional y solución. Se cataloga como funcional cuando existe una presión diferencial a través de él y la respuesta de presión o tasa de flujo puede ser representada mediante alguna función matemática o física. Se considera un Nodo Solución si es un punto práctico en el cual se desea obtener la solución del sistema (ejemplo: yacimiento, fondo del pozo, cabezal).

El procedimiento consiste dividir el sistema en sus diversos módulos o componentes. Todos los componentes aguas arriba del nodo solución constituyen la sección de influjo; la sección de demanda está constituida por los componentes aguas abajo del nodo solución.

Se debe determinar la tasa de flujo a través del sistema, considerando que el flujo que entra en el nodo es igual al flujo que sale de él y también que existe una presión única en este.

En un tiempo en particular en la vida de un pozo, siempre permanecerán dos presiones fijas, la presión de salida del sistema y la presión promedio del yacimiento, la primera de ellas es función de la tasa. El punto de salida del sistema usualmente se ubica en el cabezal del pozo o en la entrada al múltiple de separación.

Una vez que se selecciona el nodo que se tomará como nodo solución del sistema, se calcula la presión en ambos sentidos aguas abajo y aguas arriba. De este modo se tiene:

- ***Influjo al Nodo Aguas Arriba donde:***

$$P_{nodo} = P - \Delta P$$

P : Presión Promedio del Yacimiento.

ΔP : Caída de Presión de los Componentes Aguas Arriba.

P_{Nodo} : Presión del nodo solución.

- ***Demanda al Nodo Aguas Abajo donde :***

$$P_{\text{nodo}} = P_{\text{salida}} + \Delta P$$

P_{salida} : Presión en el Nodo de Salida

ΔP : Caída de Presión en los Componentes Aguas Abajo.

La caída de presión ΔP , en cualquier componente varía con la tasa de flujo (q), por lo tanto, una gráfica de la presión del nodo contra la tasa del flujo producirá dos curvas y la intersección de las mismas define el punto solución y representa la capacidad de producción del sistema, donde *La oferta del nodo es igual a la demanda del nodo* conocidas por sus siglas en inglés IPR “Inflow Relation Ship” y TPR “Tubing Performance Relation Ship” respectivamente. Fig.2.2

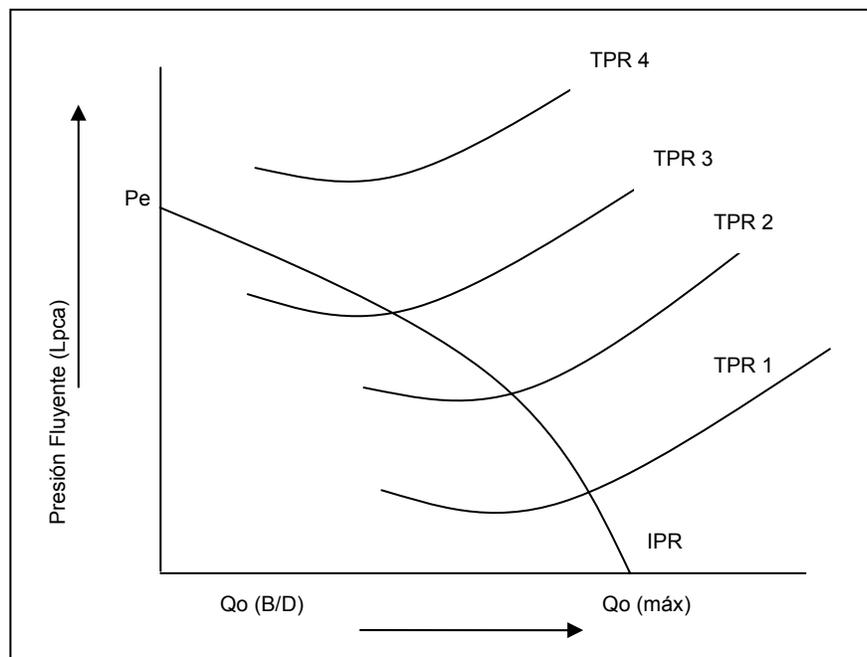


Fig.2.2. Curva de IPR y TPR

Como se puede observar, se puede producir a diferentes tasas en un yacimiento, de acuerdo a la curva IPR, representando la tasa de producción un porcentaje de la tasa máxima teórica del yacimiento $Q_o(\text{Máx})$ ó AOF (Absolute Open

Flow: Máximo potencial absoluto de flujo de fluidos del yacimiento). Las tasas de producción también son afectadas por las curvas TPR, dependiendo de los equipos de completación.

2.2 Índice de Productividad

La curva de comportamiento de afluencia para un pozo productor de petróleo es producto o consecuencia de la relación funcional entre la presión, a nivel del fondo del pozo, en la zona productora, y la tasa líquida que se desplaza a través del medio poroso constituido por la porción de yacimiento que forma el área de drenaje del pozo. El Índice de Productividad IP , es un parámetro exclusivo del pozo y un indicador de la capacidad productiva del mismo.

El flujo a nivel del yacimiento puede verse o no afectado por la presencia de gas libre. En el caso de no presentarse gas libre la tasa líquida obtenida es proporcional a la caída de presión que la produce, es decir, a la diferencia entre la presión estática promedio de la arena P y la presión a nivel del pozo P_{wf} . La tasa de producción, esta dada en barriles fiscales por días y la presión diferencial ($P_e - P_{wf}$), en libras por pulgadas cuadradas, Esto se visualiza a través de la siguiente relación:

$$J = IP = \frac{q}{P_e - P_{wf}} \quad (\text{Ec.2.2.1})$$

El IP es calculado con la medición de presiones en dos etapas; después de un período de cierre del pozo suficientemente largo para obtener equilibrio en la presión del yacimiento, empleando un medidor de presión de fondo se determina la presión estática (P_e), y luego que el pozo haya producido a una tasa estabilizada por un tiempo determinado se mide la presión de fondo fluyente (P_{wf}). La diferencia ($P_e - P_{wf}$) se denomina presión diferencial o caída de presión “drawdown”. La tasa de flujo se determina por medio de medidas en el tanque de almacenamiento o, en algunos casos, de medidas de los separadores o con medidores de desplazamientos positivos.

La variación del índice de productividad depende de como fluctúa la tasa de producción y el diferencial de presión. El índice de productividad permanece

constante para un amplio rango de variación de tasa de flujo, de tal forma que ésta es directamente proporcional a la presión diferencial de fondo. Entonces el índice de productividad es la razón de la tasa de producción, en barriles fiscales por días, a la presión diferencial ($P_e - P_{wf}$), en libras por pulgadas cuadradas, en el punto medio del intervalo productor.⁽¹⁰⁾

2.3 Comportamiento de Afluencia del Yacimiento (IPR)

En el yacimiento se encuentran asociados parámetros que interactúan para modelar el flujo a través del medio poroso, los cuales son modelados a través de la ecuación de Darcy (Ec.2.3.1), bajo las suposiciones de un medio poroso homogéneo e isotrópico de espesor uniforme, flujo radial en un área de drenaje cilíndrica y flujo incompresible.

$$q_L = \frac{7.08kh}{\ln\left(\frac{r_e}{r_w}\right)} \left[\frac{k_{ro}}{\mu_o \beta_o} + \frac{k_{rw}}{\mu_w \beta_o} \right] (p_e - p_{wf}) \quad (\text{Ec.2.3.1})$$

Donde:

q_L = Tasa de flujo total o líquida (BN/día)

q_o = Tasa de flujo de petróleo (BN/día)

q_w = Tasa de flujo de Agua (BN/día)

k = Permeabilidad en Darcy

μ = Viscosidad en Centipoises (Cp)

β_o = Factor volumétrico de formación del petróleo (BY/BN)

h = Espesor de la arena productora (pies)

r_e = Radio de drenaje del pozo (pies)

r_w = Radio del pozo (pies)

P_e = Presión estática del yacimiento (lpc)

P_{wf} = Presión de fondo fluvente (lpc)

El *IPR* define la relación entre la tasa producida y la presión de fondo fluvente (P_{wf}). Esta relación puede ser definida a partir de la caracterización o medición de cada uno de los parámetros asociados al flujo en el medio poroso, como se establece en la ecuación (Ec.2.3.1), o a través de modelos empíricos. Para un yacimiento con empuje asociado a un acuífero activo, el *IPR* tendrá un comportamiento lineal cuando produzca por encima del punto de burbujeo " P_b " ($P_{wf} > P_b$), debido a que no existe gas liberado en el yacimiento que pueda afectar las permeabilidades relativas del petróleo y del agua. *El modelo Lineal* es el más sencillo de todos pues su definición sólo requiere de la presión estática del yacimiento y una prueba de flujo (q vs P_{wf}). En la figura 2.3 se puede observar la configuración del *IPR* antes de burbujeo como una línea recta, mientras para $P_{wf} < P_b$ se presenta como una curva.

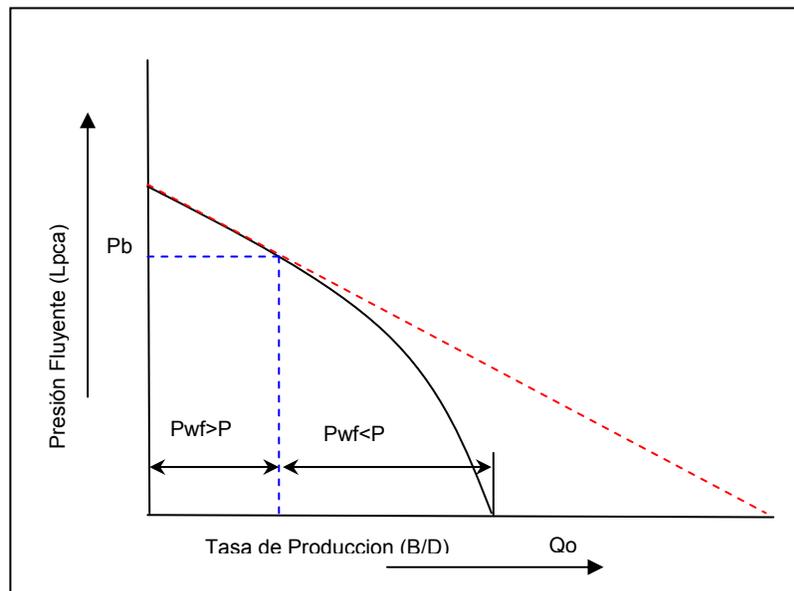


Fig.2.3. Gráfico del IPR

Para yacimientos saturados ($P_{wf} < P_b$) **Vogel** ofreció una solución al problema de flujo bifásico en el yacimiento desarrollando la siguiente ecuación:

$$\frac{q}{q_{\max}} = 1 - 0.2 \left[\frac{P_{wf}}{P_r} \right] - 0.8 \left[\frac{P_{wf}}{P_r} \right]^2 \quad (\text{Ec 2.3.2})$$

Donde:

q = tasa de líquido (BPD)

q_{max} = tasa máxima de líquido (BPD).

P_r = presión del yacimiento (lpc).

P_{wf} = presión de fondo fluyente (lpc).

Con la combinación de los métodos anteriores se puede generar la *IPR* cuando la presión de fondo fluyente está por debajo de la presión de saturación.

La *IPR* completa puede construirse si se conoce el índice de productividad existente en el punto de burbujeo.

Las siguientes ecuaciones son aplicadas en la construcción de la *IPR* completa.

$$q_b = j \cdot (p_r - p_b) \quad (\text{Ec.2.3.3})$$

$$q_{max} = q_b + \frac{J_b}{1.8} \quad (\text{Ec.2.3.4})$$

$$q_{max} = q_b \cdot (q_{max} - q_b) \cdot \left[1 - 0.2 \cdot \left(\frac{p_{wf}}{p_b} \right) - 0.8 \cdot \left(\frac{p_{wf}}{p_b} \right)^2 \right] \quad (\text{Ec.2.3.5})$$

Donde:

q_b = tasa a la presión de burbujeo.

J_b = índice de productividad a la presión de burbujeo.

Standing extendió el trabajo de Vogel para tomar en cuenta cuando la eficiencia de flujo (EF) era distinta a 1. Se define eficiencia de flujo a la relación existente entre el índice de productividad real y el ideal:

$$EF = \frac{P_r - P_{wf}}{P_r - P_{wf'}} \quad (\text{Ec.2.3.6})$$

Donde:

P_{wf}' = presión de fondo ideal (libre de daño), lpc.

P_{wf} = presión de fondo fluyente actual, lpc.

P_r = presión estática del yacimiento, lpc.

Standing construyó curvas IPR para diferentes EF, Así la ecuación de Vogel se utiliza directamente:

$$\frac{q}{q_{\max}} = 1 - 0.2 \left(\frac{P_{wf}'}{P_r} \right) - 0.8 \left(\frac{P_{wf}'}{P_r} \right)^2 \quad (\text{Ec.2.3.7})$$

Sabiendo que:
$$P_{wf}' = P_r - (P_r - P_{wf})EF \quad (\text{Ec.2.3.8})$$

Donde q_{\max} viene siendo la máxima tasa de producción que se tiene del pozo si $S=0$ y $EF=1$. Standing finalmente llegó a las siguientes ecuaciones:

Para $EF < 1$
$$\frac{q}{q_{\max}} = 1.8 \cdot (EF) \cdot \left[1 - \left(\frac{P_{wf}}{P_r} \right) \right] - 0.8(EF) \cdot \left[1 - \left(\frac{P_{wf}}{P_r} \right) \right]^2 \quad (\text{Ec.2.3.8})$$

Para $EF > 1$
$$Q_{\max} = q_{\max} (0.624 + 0.376 \cdot EF) \quad (\text{Ec.2.3.9})$$

M.J. Fetkovich en 1973 partió de la ecuación básica de flujo en estado estable desarrollada por Evinger y Muskat y bajo una serie de artificios y suposiciones, llegó a la conclusión de que el comportamiento de afluencia de pozos productores de yacimientos de gas o de petróleo puede determinarse mediante la siguiente expresión:

$$q = C \left(p_e^2 - p_{wf}^2 \right)^n \quad (\text{Ec.2.3.10})$$

Donde:

C = Constante del Flujo

p_e = Presión promedio estática del yacimiento (lpc)

n = Exponente con valor promedio entre 0.5-1

P_{wf} = Presión de fondo (lpc)

q = Tasa de producción (BN/día)

Fetkovich consiguió luego de experimentar con 40 pozos que el exponente “ n ”, estaba en el rango de 0.568 y 1.⁽¹³⁾

La gráfica q vs $(P_e^2 - P_{wf}^2)$ en coordenadas log-log debe generar una línea recta con pendiente igual a $1/n$, donde el valor de C se ve en el corte de la recta con la ordenada (Ver Fig.2.4). La tasa máxima teórica del pozo ($Q_{0\max}$) será la correspondiente a $P_{wf}=0$.

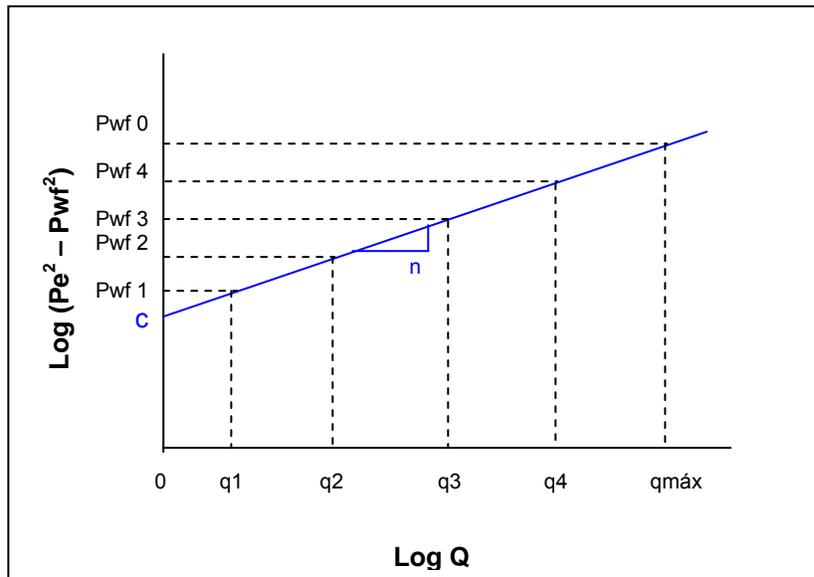


Fig.2.4. Gráfica de q vs $Pe^2 - P_{wf}^2$

Back Pressure

Para estimar el IPR en pozos de gas, normalmente se usa la siguiente ecuación:

$$q_{sc} = C \cdot (\bar{P}_r^2 - P_{wf}^2)^n \quad (\text{Ec.2.3.11})$$

Donde n esta en un rango de 0.5 y 1.0 para pozos de gas y puede considerarse en ocasiones independiente de la tasa de producción, dependiendo en cierta medida de los efectos de turbulencia. Por medio de los valores medidos a través de una prueba de “Flow After Flow” con q_{sc} y p_{wf} se puede precisar el exponente n ; con la gráfica

$P_r^2 - P_{wf}^2$ vs q_{sc} en papel log-log resultando una recta con pendiente $1/n$ y una intercepción que es el coeficiente C .

2.4 Curva de Demanda de los Fluidos (TPR)

La representación gráfica de la habilidad que tiene un pozo conjuntamente con sus líneas de flujo superficiales, para extraer fluidos del yacimiento, se conoce como **Relación de Curva de demanda de los fluidos (TPR)**⁽²⁰⁾. Cada punto de la curva de demanda representa la presión de fondo que el pozo necesita del yacimiento, para poder llevar los fluidos desde el fondo hasta el separador a una tasa dada de producción. Para encontrar los puntos que permitan trazar esta curva, es necesario calcular las presiones a lo largo de todo el sistema de producción. (Figura 2.5)

Las curvas IPR y TPR son independientes entre si, pero dado que el volumen de fluido que aportará un yacimiento a determinado pozo, aumenta a medida que la presión fluyente en el pozo disminuye, y a que el pozo, conjuntamente con sus líneas superficiales, necesita mayor presión fluyente en el fondo para aumentar el volumen de fluido a levantar, debe existir una presión de fondo fluyente única para la cual el volumen de fluidos que aporta el yacimiento sea igual a la que el pozo es capaz de extraer.⁽¹²⁾

La tasa de producción correspondiente a la presión de fondo fluyente mencionada se denomina **Tasa de producción en equilibrio** o **Punto de flujo natural** y esta dada en un momento determinado por la intersección de la curva de oferta con la curva de demanda de fluidos⁽²⁰⁾ (Figura 2.2).

Como las variables que afectan la forma de las curvas de oferta y demanda cambian lentamente con el tiempo y/o la producción acumulada de fluidos, la tasa de producción de equilibrio no cambia bruscamente a menos que se altere instantáneamente el estado mecánico del pozo.

La curva de demanda es elaborada independientemente de la curva de oferta. Para preparar esta curva, se asumen varias tasas de flujo (q_l) y se determinan las presiones de fondo fluyente correspondientes a cada una de ellas.⁽⁷⁾

En la Figura 2.5 se presenta en forma esquemática la construcción de la curva.

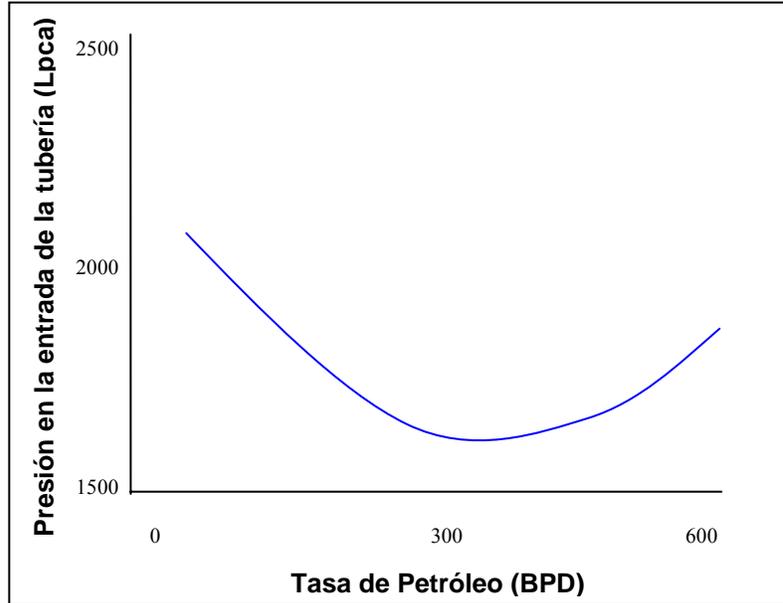


Fig.2.5. Curva de demanda

2.5 Flujo Multifásico de Tuberías

El estudio del flujo multifásico en tuberías permite estimar la presión requerida en el fondo del pozo para transportar un determinado caudal de producción hasta la estación de flujo en la superficie. En la mayoría de los pozos el flujo es multifásico; una vez que la presión cae por debajo de la presión de burbujeo, se presenta un desplazamiento de gas libre por lo que ocurre un flujo de gas y líquido. Adicionalmente muchos pozos producen agua además de hidrocarburos.

El comportamiento del flujo multifásico depende en gran medida de la distribución de las fases en la tubería, la cual depende a su vez de la dirección del flujo respecto al campo gravitacional, este movimiento puede ser en forma paralela, es decir, cuando las velocidades del líquido y el gas son casi iguales ó puede presentarse que el gas en la tubería se mueva con mayores velocidades que la fracción líquida. Esto se presenta generalmente en tasas de producción bajas, dando origen al fenómeno de deslizamiento (slippage) generando perturbación relevante sobre la

interfase gas - líquido, y generando como consecuencia, distribuciones diversas de las fases durante el flujo, las cuales se denominan regímenes de flujos.

2.5.1 Ecuación General de Gradiente de Presión Dinámica

El punto de partida de las diferentes correlaciones de flujo multifásico de tuberías es la ecuación general del gradiente de presión, la cual se puede escribir como:

$$grad_{total} = \frac{\Delta p}{\Delta z} = \frac{1}{144} \left(\frac{g \cdot \rho \cdot \text{sen} \theta}{g_c} + \frac{f_m \cdot \rho \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot d} + \frac{\rho \cdot \Delta v^2}{2 \cdot g_c \cdot \Delta z} \right) \quad (\text{Ec.2.5.1.1})$$

Donde:

Gradtotal viene dado en (psi/ft)

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta z} \right)_{elev} = \frac{g \cdot \rho \cdot \text{sen} \theta}{144 \cdot g_c} \quad (\text{Ec.2.5.1.2}) \quad \text{Gradiente de presión por elevación (80-90\%)}$$

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta z} \right)_{fric} = \frac{f_m \cdot \rho \cdot v^2}{144(2 \cdot g_c \cdot d)} \quad (\text{Ec.2.5.1.3}) \quad \text{Gradiente de presión por fricción (5-20\%)}$$

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta z} \right)_{accel} = \frac{\rho \cdot \Delta v^2}{144(2 \cdot g_c \cdot \Delta z)} \quad (\text{Ec.2.5.1.4}) \quad \text{Gradiente de presión por aceleración}$$

La componente de aceleración es muy pequeña a menos que exista una fase altamente compresible a bajas presiones (menores de 150 psig).

θ = ángulo que forma la dirección de flujo con la horizontal

ρ = densidad de la mezcla multifásica, lbm/ft³

v = velocidad de la mezcla multifásica, pie/seg.

g = aceleración de la gravedad, 32,2 pie/seg²

g/g_c = constante para convertir lbm a lbf

f_m = factor de fricción de Moody, adimensional.

d = diámetro interno de la tubería, pie.

g_c = factor de conversión de unidades. $1 \text{ kgf}\cdot\text{m}/\text{N}\cdot\text{s}^2$ o $32.1740 \text{ lbm}\cdot\text{pie}/\text{lbf}\cdot\text{s}^2$

2.5.2 Consideraciones Teóricas

2.5.2.1 Factor de Fricción

El cálculo del gradiente de presión por fricción requiere determinar el valor del factor de fricción, f_m . El procedimiento requiere evaluar si el flujo es laminar o turbulento. Existen tres parámetros que al combinarse permiten predecir el régimen de flujo. El primero de ellos es una escala de longitud del campo de flujo como el espesor de una capa límite o el diámetro de una tubería. El segundo parámetro es la velocidad y el tercero es la viscosidad cinemática. Estos tres parámetros se combinan en uno solo, que es adimensional y es llamado Número de Reynolds definido como:

$$N_{re} = \frac{d \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad \text{o} \quad N_{re} = \frac{1488 \cdot d \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Ec.2.5.2.1.1})$$

Donde:

d = diámetro interno de la tubería, pie.

v = velocidad de la mezcla multifásica, pie/seg.

ρ = densidad de la mezcla multifásica, lbm/pie³

μ = viscosidad del fluido

Si el número de Reynolds es relativamente pequeño, el flujo es laminar; si es grande el flujo es turbulento. Esto se expresa de manera más precisa, si se define un número de Reynolds crítico, Re_{crit} , tal que si el flujo es laminar $N_{re} < Re_{crit}$. Por ejemplo en un flujo de una tubería con paredes ásperas se determina que el $Re_{crit} = 2000$. Este es el valor mínimo que toma el Re_{crit} en la mayor parte de las aplicaciones de la ingeniería.

2.5.2.2 Factor de Fricción en Flujo Laminar

Para determinar el factor de fricción en flujo laminar, se utiliza una expresión analítica derivada igualando el gradiente de presión de Poiseuille con el término del gradiente de fricción (ecuación de Darcy Weisbach).

Ecuación de Poiseuille:

$$V = \frac{d^2}{32 \cdot \mu} \left(\frac{dp}{dl} \right) \quad (\text{Ec.2.5.2.2.1})$$

Si se Combina esta ecuación con la componente de fricción, se tiene:

$$f = f_m = \frac{64 \cdot \mu}{\rho \cdot V \cdot d} = \frac{64}{N_{re}} \quad (\text{Ec.2.5.2.2.2}), \text{ donde } f \text{ es el factor de fricción de Moody.}$$

2.5.2.3 Factor de Fricción en flujo Turbulento

Tuberías Lisas

En el caso de tuberías lisas las ecuaciones más utilizadas en sus rangos de aplicabilidad son: Drew, Koo y McAdams:

$$f = 0.0056 + 0.5 \cdot N_{re}^{-0.32} \quad (\text{Ec.2.5.2.3.1}) \quad 3000 < N_{re} < 3 \cdot 10^6$$

Blasius:

$$f = 0.136 \cdot N_{re}^{-0.25} \quad (\text{Ec.2.5.2.3.2}) \quad N_{re} < 10^5$$

Las paredes internas de una tubería no son normalmente lisas, es necesario utilizar ecuaciones que consideren la rugosidad de la pared interna de la tubería. En flujo turbulento, la rugosidad puede tener un efecto significativo sobre el factor de fricción. La rugosidad de la pared es una función del material de la tubería, del método del fabricante, la edad de la tubería y del medio ambiente a la cual esta expuesta.

Tuberías Rugosas

Se define rugosidad como la longitud promedio de las protuberancias en las paredes de la tubería. El efecto de la rugosidad es debido a su valor relativo al diámetro interno de la tubería, ξ/d . El experimento de Nikuradse genera las bases para los datos del factor de fricción a partir de tuberías rugosas. Su correlación para tubería completamente rugosa es la siguiente:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 1.74 - 2 \cdot \log\left(\frac{2 \cdot \xi}{d}\right) \quad (\text{Ec.2.5.2.3.3})$$

La región donde el factor de fricción varía con el número de Reynolds y la rugosidad relativa es llamada la región de transición o pared parcialmente rugosa. Colebrook propuso una ecuación empírica para describir la variación de f en esta región:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 1.74 - 2 \cdot \log\left(\frac{2 \cdot \xi}{d} + \frac{18.7}{N_{re} \cdot \sqrt{f}}\right) \quad (\text{Ec.2.5.2.3.4})$$

Si N_{re} es muy grande la ecuación se reduce a la de Nikuradse (.Ec.2.5.2.3.3)

$$f_c = \left\{ 1.74 - 2 \cdot \log\left(\frac{2 \cdot \xi}{d} + \frac{18.7}{N_{re} \cdot \sqrt{f_s}}\right) \right\}^{-2} \quad (\text{Ec.2.5.2.3.5})$$

2.5.2.4 Ecuaciones Explícitas para el Cálculo del Factor de Fricción

Ecuación de Jain

Jain llegó a una ecuación que fue comparada con la de Colebrook, encontró que para un rango de rugosidad relativa entre 10^{-6} y 10^{-2} , y un rango de número de Reynolds entre 5×10^3 y 10^8 , los errores estaban dentro de $\pm 1\%$ comparada a los valores obtenidos usando la ecuación de Colebrook. La ecuación da un error máximo de 3% para números de Reynolds tan bajos como 2000.

Ecuación de Jain:

$$f = \left\{ 1.14 - 2 \cdot \log \left(\frac{\xi}{d} + \frac{21.25}{N_{re}^{0.9}} \right) \right\}^{-2} \quad (\text{Ec.2.5.2.4.1})$$

Luego, Zigrang y Sylvester, en el año 1985 presentan su ecuación:

$$f_c = \left\{ -2 \cdot \log \left[\frac{\xi}{3.7d} - \frac{5.02}{N_{re}} \cdot \log \left(\frac{\xi}{3.7d} + \frac{13}{N_{re}} \right) \right] \right\}^{-2} \quad (\text{Ec.2.5.2.4.2})$$

Valores comunes de ξ

La rugosidad absoluta para tuberías de acero al carbón, con el cual se fabrican la mayoría de las tuberías utilizadas para el transporte de crudo en la industria petrolera, está en el orden de: $\xi = 0,0007$ pulgadas para tuberías nuevas, y $\xi = 0,0015$ pulgadas para tuberías usadas.

2.5.3 Definiciones Básicas para Flujo Multifásico de Tuberías

2.5.3.1 Velocidad

La velocidad superficial de una fase fluida esta definida como la velocidad que esta fase tendría si fluyera solo ella a través de toda la sección transversal de la tubería.

2.5.3.2 Velocidad Superficial Del Gas

$$V_{sg} = \frac{q_g}{A} \quad (\text{Ec.2.5.3.2})$$

2.5.3.3 Velocidad Real Del Gas

$$V_g = \frac{q_g}{A \cdot H_g} \quad (\text{Ec.2.5.3.3})$$

2.5.3.4 Velocidad Superficial Del Líquido

$$V_{sl} = \frac{q_l}{A} \quad (\text{Ec.2.5.3.4})$$

2.5.3.5 Velocidad Real Del Líquido

$$V_l = \frac{q_l}{A \cdot H_l} \quad (\text{Ec.2.5.3.5.1})$$

Donde:

q = flujo volumétrico de la fase

A = área de la sección transversal de la tubería

V_s = velocidad superficial de la fase

H = fracción de la fase

En unidades de campo las ecuaciones tendrían la siguiente forma:

$$V_{sg} = \frac{(q_l \cdot RGL - q_o \cdot R_s) \cdot \beta_g}{86400 \cdot A_t} \quad (\text{Ec.2.5.3.5.2})$$

$$V_{sl} = \frac{5.615 \cdot (q_o \cdot \beta_o + q_w \cdot S_w)}{86400 \cdot A_t} \quad (\text{Ec.2.5.3.5.3})$$

Las unidades correspondientes para estas ecuaciones son:

V_{sl} y V_{sg} : pie/seg

q_o y q_w : bn/d bn: barriles normales

β_o y β_w : b/bn

A_t : pie² 5,615 convierte barriles a pie³ 86400 convierte días a segundos

2.5.3.6 Velocidad Superficial De La Mezcla ó Bifásica

$$V_M = V_{sg} + V_{sl}$$

$$V_M = \frac{q_g + q_l}{A}$$

2.5.3.7 La velocidad De Deslizamiento (slip)

Es definida como la diferencia entre las velocidades reales del gas y del líquido, es decir:

$$V_s = V_g - V_l \quad (\text{Ec.2.5.3.7.1})$$

$$V_s = \frac{V_{sg}}{H_g} - \frac{V_{sl}}{H_l} \quad (\text{Ec.2.5.3.7.2})$$

2.5.3.8 Holdup (Entrampamiento) De Líquido

Se define como la fracción de la sección de la tubería ocupada por el líquido:

$$H_l = \frac{A_l}{A} = \frac{\text{volumen de líquido en un segmento de tubería}}{\text{volumen del segmento de tubería}} \quad (\text{Ec.2.5.3.8})$$

2.5.3.9 Holdup (Entrampamiento) de Gas

Se define como la fracción de la sección de la tubería ocupada por el gas

$$H_g = \frac{A_g}{A} = \frac{\text{volumen de gas en un segmento de tubería}}{\text{volumen del segmento de tubería}} \quad (\text{Ec.2.5.3.9.1})$$

También se puede expresar como $H_g = 1 - H_l$ (2.5.3.9.2)

Los valores de holdup varían de 0 a 1, se consiguen por medio de correlaciones empíricas y es una función de variables tales como las propiedades del gas y del líquido, patrones de flujo, diámetro e inclinación de la tubería. Puede ser medido experimentalmente por diversos métodos, tales como resistividad o pruebas de capacitancia, o por secciones de segmentos en la sarta, cerrando válvulas y midiendo el volumen de líquido entrampado. Para el caso de flujos inestables como el flujo tapón, el holdup cambia de manera intermitente y en este caso particular se toma un valor promedio.

2.5.3.10 Fracción de Líquido sin Deslizamiento (No- Slip Liquid Holdup)

Es definido como la razón del volumen de líquido en un segmento de tubería dividido por el volumen del segmento de tubería, considerando que el gas y el líquido viajaran a la misma velocidad (no slippage). Puede ser calculado directamente si se conocen las tasas de flujo in-situ de gas y líquido, por medio de la expresión:

$$\lambda_l = \frac{q_l}{q_l + q_g} = \frac{V_{sl}}{V_m} \quad (\text{Ec.2.5.3.11})$$

Donde:

q_l es la suma de las tasas de agua y petróleo in-situ

q_g es la tasa de gas in-situ.

2.5.3.11 Fracción De Gas Sin Deslizamiento (No- Slip Gas Holdup)

Se define como el cociente del volumen de gas en una sección de la tubería y el volumen de dicha sección. Tomando en cuenta que el gas y el líquido se desplazan a la misma velocidad (sin deslizamiento):

$$\lambda_g = \frac{q_g}{q_l + q_g} = 1 - \lambda_l \quad (\text{Ec.2.5.3.11})$$

En la mayoría de los flujos bifásicos, la suposición de no deslizamiento no se da en la realidad por lo que no debe usarse para predecir caídas de presión, la opción más apropiada sería el uso de correlaciones empíricas.

2.5.3.12 Viscosidad

La viscosidad es usada para encontrar el número de Reynolds y otros parámetros adimensionales usados como parámetros de correlación. La viscosidad bifásica es difícil definirla para flujo bifásico y es generalmente calculada usando la fracción de agua y del petróleo como un factor de peso⁽⁵⁾:

$$\mu_l = F_o \cdot \mu_o + F_w \cdot \mu_w \quad (\text{Ec.2.5.3.12.1})$$

La Viscosidad Bifásica puede ser expresada:

Sin Deslizamiento:

$$\mu_m = \lambda_l \cdot \mu_l + \lambda_g \cdot \mu_g \quad (\text{Ec.2.5.3.12.2})$$

Con Deslizamiento:

$$\mu_s = \mu_l^{H_l} \cdot \mu_g^{H_g} \quad (\text{Ec.2.5.3.12.3})$$

2.5.3.13 Densidad de líquidos

La densidad total de líquido se calcula usando un promedio ponderado por volumen entre las densidades del petróleo y del agua, las cuales pueden ser obtenidas de correlaciones matemáticas, para ello se requiere del cálculo de la fracción de agua y de petróleo a través de las tasas de flujo en sitio. No es sencilla encontrarla por la segregación gravitacional y el deslizamiento presentada entre las fases. Asumiendo que no existe esto último se tiene que:

$$\rho_L = \rho_o \cdot F_o + \rho_w \cdot F_w \quad (\text{Ec.2.5.3.13.1})$$

Donde:

$$F_o = \frac{q_o \cdot \beta_o}{q_o \cdot \beta_o + q_w \cdot \beta_w} \quad (\text{Ec.2.5.3.13.2})$$

$$F_w = 1 - F_o \quad (\text{Ec.2.5.3.13.3})$$

2.5.3.14 Densidad Bifásica

Para el cálculo de la densidad bifásica es necesario conocer el Holdup de Líquido con o sin deslizamiento:

$$\rho_S = \rho_l \cdot H_l + \rho_g \cdot H_g \quad (\text{Ec.2.5.3.14.1})$$

$$\rho_n = \rho_l \cdot \lambda_l + \rho_g \cdot \lambda_g \quad (\text{Ec.2.5.3.14.2})$$

$$\rho_K = \frac{\rho_l \cdot \lambda_l^2}{H_l} + \frac{\rho_g \cdot \lambda_g^2}{H_g} \quad (\text{Ec.2.5.3.14.3})$$

$$\rho_f = \frac{\rho_m^2}{\rho_s} = \frac{[\rho_l \cdot \lambda_l + \rho_g \cdot (1 - \lambda_l)]^2}{\rho_l \cdot H_l + \rho_g \cdot (1 - H_l)} \quad (\text{Ec.2.5.3.14.4})$$

La primera ecuación es utilizada en la mayoría de las correlaciones para determinar el gradiente de presión debido al cambio de elevación. La segunda ecuación se usa para calcular la densidad bifásica cuando se hace la suposición que no existe deslizamiento. Las últimas ecuaciones son usadas para definir la densidad utilizada en las pérdidas por fricción y número de Reynolds.

2.5.3.15 Tensión Superficial

La tensión superficial se puede definir como la tendencia de contraerse que posee la superficie líquida expuesta a gases, es la tendencia de un líquido a exponer una mínima superficie libre. La tensión interfacial es una tendencia similar existente cuando dos líquidos inmiscibles se hallan en contacto, y es aproximadamente igual a la diferencia entre sus tensiones superficiales medidas con el aire. La tensión superficial generalmente se mide en dinas por centímetro. Este parámetro es importante en la formación de los patrones de flujo. La tensión interfacial depende de la gravedad del petróleo, gas en solución y la gravedad del gas, cuando esta es entre agua y gas natural o crudo y gas natural son función de la presión y temperatura.

Cuando la fase líquida contiene agua y petróleo se utiliza:

$$\sigma_l = \sigma_o \cdot F_o + \sigma_w \cdot F_w \quad (\text{Ec.2.5.3.15})$$

Donde:

σ_o : Tensión en la superficie de petróleo.

σ_w : Tensión en la superficie de agua.

2.6 Patrones de Flujo

El patrón de flujo es una descripción cualitativa de la distribución de las fases. Este es un problema central en el análisis de flujo bifásico, donde la fase gaseosa y líquida pueden estar distribuidas en la tubería en una variedad de configuraciones de

flujo, las cuales difieren unas de otras por la distribución especial de la interfase, resultando en características diferentes de flujo tales como los perfiles de velocidad y holdup. También la forma como se distribuyen las fases, afecta de manera importante otros aspectos del flujo bifásico, tales como el deslizamiento entre las fases y el gradiente de presión.

Adicionalmente, se puede decir que existen factores determinantes a la hora de establecer el patrón de flujo, entre ellos están los operacionales, tales como las tasas de gas y líquido, los geométricos dentro de los cuales están diámetro de la tubería, rugosidad de la tubería, ángulo de inclinación y por último los físicos que involucran propiedades de las dos fases tales como densidades, viscosidades y tensiones superficiales del gas y del líquido.

En el pasado, se realizaron muchos estudios para la clasificación de flujo bifásico, muchos de ellos fueron determinados por observación visual y se detallaban tantos patrones de flujo como fuera posible, esto lo hacía muy subjetivo e impreciso debido a la complejidad del fenómeno de flujo. Shoham en el año 1982 definió de manera aceptable los diferentes patrones de flujo, para los cuales consideró un amplio rango de inclinación y direcciones de flujo diferentes. Los cuales se describen a continuación.

2.6.1 Patrones De Flujo Para Flujo Horizontal

2.6.1.1 Flujo Estratificado

Normalmente este régimen de flujo se encuentra en líneas de producción que manejan bajas tasas de líquido y gas. Las fases son separadas por gravedad, Se puede subdividir en:

2.6.1.1.1 Estratificado Uniforme:

Cuando el líquido fluye solo en el fondo de la tubería y el gas fluye solo en el tope de la tubería, con una interfase uniforme entre las fases y ocurre a tasas relativamente bajas de ambas fases.

2.6.1.1.2 Estratificado Ondulado:

Ocurre a tasas de gas relativamente altas, a la cual, ondas estables se forman sobre la interfase.

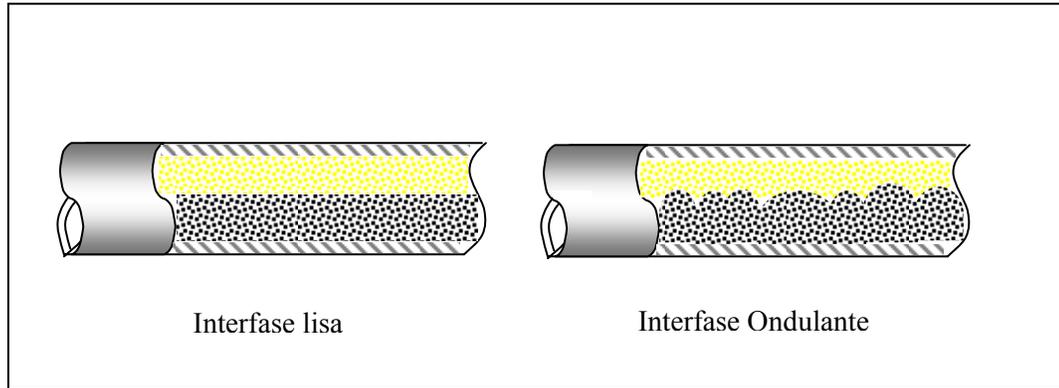


Fig2.6. Flujo Horizontal estratificado liso y uniforme

2.6.1.2 Flujo Intermitente

Se caracteriza por flujo alternado de tapón de líquido (SLUG) y flujo tapón de gas (PLUG) (también llamado burbuja elongada), los cuales llenan el área transversal de la tubería. El flujo tapón de líquido consiste en un tapón largo de líquido alternadamente con una alta velocidad de burbuja de gas que llena siempre la tubería entera. En el flujo tapón de gas una larga burbuja de gas fluye sola en el tope de la tubería que de otra manera esta lleno con líquido.

El patrón de flujo intermitente es dividido en patrones de flujo Slug (SL) y de burbuja elongada (EB). El comportamiento de flujo entre estos patrones es el mismo con respecto al mecanismo de flujo, no se nota diferencias entre ellos.

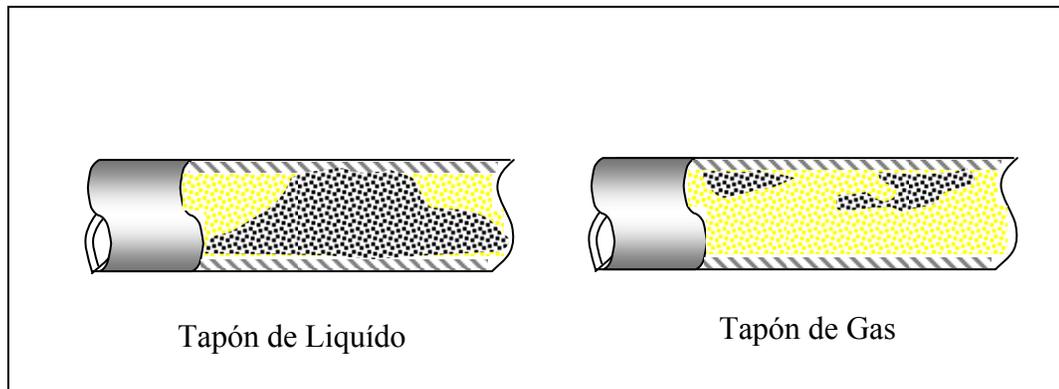


Fig.2.7. Flujo Horizontal Tapón de Líquido y Gas

2.6.1.3 Flujo Anular

Se produce a muy altas tasas de flujo de gas, las burbujas de esta fase pueden expandirse y atravesar los tapones de líquido más viscosos, originando que el gas forme una fase continua cerca del centro de la tubería. El líquido fluye como una delgada película alrededor de la pared de la tubería. La película al fondo es generalmente más gruesa que al tope, dependiendo de las magnitudes relativas de las tasas de flujo de gas y líquido. A las tasas de flujo más bajas, la mayoría de líquido fluye al fondo de la tubería, mientras las ondas inestables aireadas son barridas alrededor de la periferia de la tubería y moja ocasionalmente la pared superior de la tubería. Este flujo ocurre en los límites de transición entre los flujos estratificados ondulados, tapón y Anular.

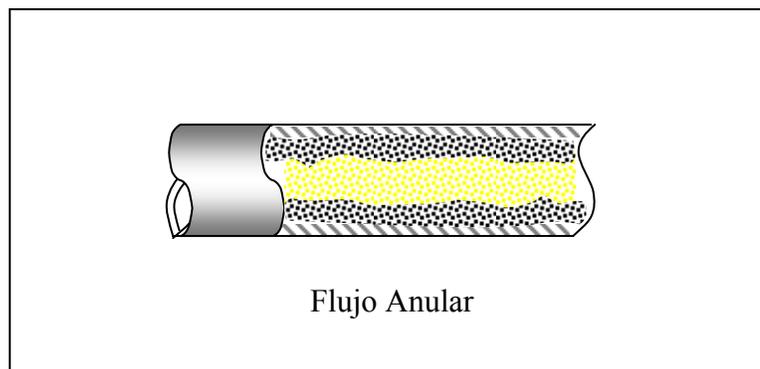


Fig.2.8. Flujo Horizontal Anular

2.6.1.4 Flujo De Burbujas Dispersas

A tasas muy altas de flujo de líquido, la fase líquida es la fase continua, y la gaseosa es la dispersa como burbujas discretas. La transición a este patrón de flujo es definida por la condición donde burbujas son primero suspendidas en el líquido, o cuando burbujas alargadas, las cuales tocan el tope de la tubería, son destruidas. Cuando esto sucede, la mayoría de las burbujas son localizadas cerca de la pared superior de la tubería. A mayores tasas de líquido, las burbujas de gas están más uniformemente dispersas en el área transversal de la tubería. Bajo condiciones de flujo de burbuja disperso, debido a las altas tasas de flujo de líquido, las dos fases están moviéndose a la misma velocidad y el flujo es considerablemente homogéneo.

El régimen de flujo burbuja difiere al descrito en el flujo vertical en que las burbujas de gas para el horizontal están concentradas en las paredes de la tubería.

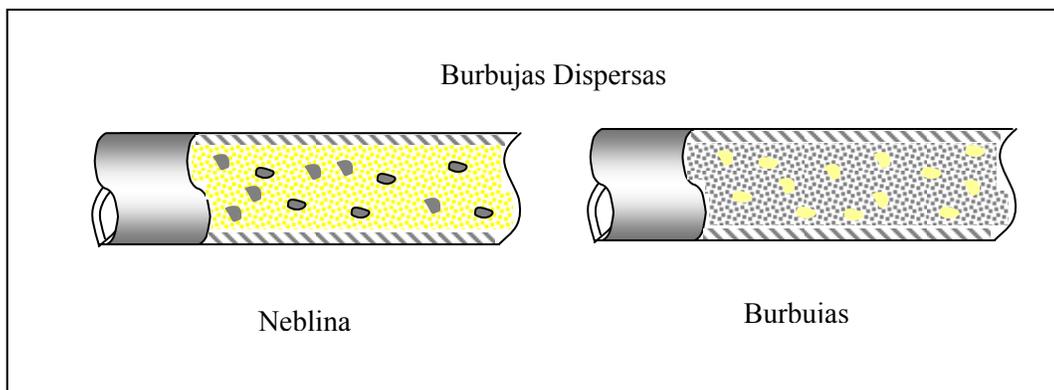


Fig.2.9. Flujo Horizontal Neblina y Burbuja

2.6.2 Patrones De Flujo Para Flujo Vertical

2.6.2.1 Flujo Burbuja

Para estas condiciones se comienza a liberar el gas contenido en el crudo, lo que da origen a un conjunto de burbujas dispersas en la fase líquida (Fase continua), debido a la disminución de presión en la tubería por debajo de los valores de presión de burbujeo ($P < P_b$), siendo la distribución aproximadamente homogénea a través de la sección transversal de la tubería. Este régimen es dividido en:

Flujo burbuja: El cual se produce a tasas relativamente bajas de líquido, y es caracterizado por deslizamiento entre fases de gas y líquido.

Flujo burbuja dispersa: El cual se produce a tasas relativamente altas de líquido, logrando esta fase arrastrar las burbujas de gas de tal forma que no exista deslizamiento entre las fases.

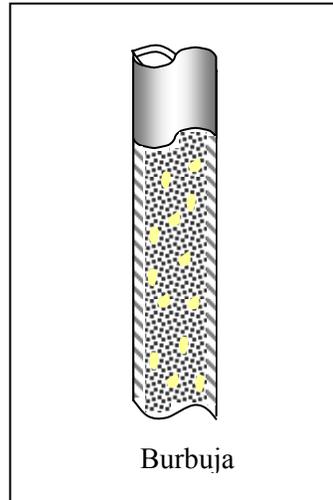


Fig.2.10. Flujo Vertical Burbuja

2.6.2.2 Flujo Tapón

Este patrón de flujo comienza cuando las burbujas de gas aumentan en tamaño y número, formándose una especie de bala denominada burbuja de Taylor con un diámetro casi igual al diámetro de la tubería. Las burbujas más grandes se deslizan hacia arriba a mayor velocidad que las pequeñas, arrastrando a las mismas, el flujo se muestra de manera simétrica alrededor del eje de la tubería. El flujo consiste de burbujas sucesivas separadas por tapones de líquido. Una película delgada líquida fluye corriente abajo entre la burbuja y la pared de la tubería. La película penetra en el siguiente tapón líquido y crea una zona de mezcla aireada por pequeñas burbujas de gas. La velocidad del gas es siempre mayor que la del líquido, esta diferencia de velocidades origina no solo pérdidas de presión por fricción contra la pared de la tubería, sino también una cantidad de líquido retenido en la tubería, que afectará

notablemente la densidad de la mezcla fluyente. Tanto la fase gaseosa como la líquida influyen significativamente en el gradiente de presión.

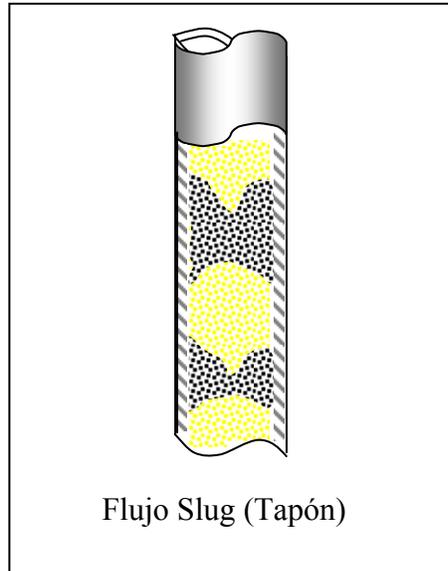


Fig.2.11. Flujo Vertical Tapón

2.6.2.3 Flujo Anular

En flujo vertical, se produce cuando las burbujas de gas se expanden y atraviesan los tapones de líquidos más viscosos, haciendo que el gas forme una fase continua cerca del centro de la tubería; debido a la simetría de flujo el espesor de la película líquida alrededor de la pared de la tubería es aproximadamente uniforme. Como en el caso horizontal el flujo es caracterizado por un rápido movimiento de gas en el centro. La fase líquida se mueve más lenta como una película alrededor de la pared de la tubería y como gotas arrastradas por el gas. La interfase es altamente ondeada, resultando en un alto esfuerzo de corte interfacial. En flujo vertical corriente abajo, el patrón anular existe también a bajas tasas de flujo en la forma de “falling film”. El patrón tapón en flujo corriente abajo es similar al de flujo corriente arriba, excepto que generalmente la burbuja Taylor es inestable y localizada excéntricamente al eje de la tubería. La burbuja Taylor podría ascender o descender, dependiendo de las tasas de flujo relativa de las fases.

2.6.2.4 Flujo Neblina

Cuando la velocidad del gas continua aumentando, las grandes burbujas de gas colapsan dispersándose de tal forma que el líquido queda mezclado entre el gas, entonces se produce una inversión en el medio continuo. El gas pasa a ser el medio continuo, y el flujo pasa a condición de neblina, es decir, el líquido fluye en forma de pequeñas gotas suspendidas en una fase gaseosa continua, por lo que no se considera deslizamiento entre fases. La mezcla es muy liviana, pero existe una diferencia entre el gas y el líquido. La fricción no tiene importancia en este tipo de flujo. En este régimen se observa una película de líquido que cubre la pared interna de la tubería, por lo que algunos autores lo llaman régimen anular-neblina. Esta película facilita el avance del gas afectando la rugosidad efectiva de la tubería. El efecto de líquido no se toma en cuenta en los cálculos de las pérdidas de energía por fricción y en general la fase gaseosa es la que gobierna la caída de presión total a lo largo de la tubería.

2.7 Estranguladores o Reductores

2.7.1 Descripción

Cuando se requiere controlar la tasa de producción de un pozo se debe instalar un reductor de producción en la caja de “choke” que se encuentra en el cabezal del pozo. La reducción brusca del área expuesta a flujo provocará una alta velocidad de la mezcla multifásica a través del orificio del reductor de tal forma que la presión del cabezal no responderá a los cambios de presión en la línea de flujo y en la estación, en otras palabras, la producción del pozo quedará controlada por la presión de cabezal P_{wh} impuesta por el tamaño del reductor instalado, esto permite conseguir en pozos con flujo natural, tasas de producción constantes, al garantizar estabilidad de la presión del cabezal independientemente de las fluctuaciones de presión en la línea de flujo, esto siempre y cuando el fluido logre alcanzar velocidades críticas a su paso por el “choke”.

2.7.2 Comportamiento de Reductores

Para la mejor comprensión del flujo de fluidos a través del “choke” se hace necesario aclarar los conceptos de flujo crítico y subcrítico.

2.7.2.1 Flujo Crítico:

La condición de flujo crítico se presenta cuando los fluidos alcanzan velocidades superiores a la velocidad de propagación de las ondas compresionales, alcanzando velocidades iguales o superiores a la velocidad del sonido. Bajo esta condición de flujo, la presión aguas arriba del sistema es totalmente independiente de los cambios de presión o perturbaciones aguas abajo. La existencia de la condición de flujo crítico se manifiesta en superficie cuando la presión aguas abajo del reductor, presión en la línea de flujo, P_{lf} , sea menor del 70% de la presión aguas arriba, es decir, $P_{lf}/P_{wh} < 0.7$, en esta relación las presiones P_{lf} y P_{wh} deben expresarse en lpc.a. Si no se cumple esta condición se dice que el flujo es subcrítico.

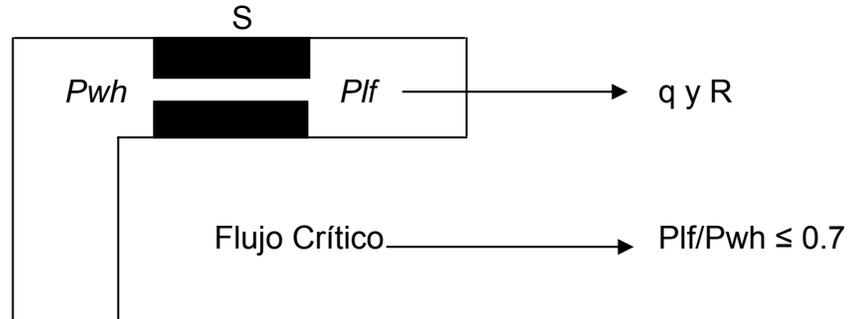


Fig.2.12. Flujo Vertical Tapón

Ecuación de Gilbert

Existen varias ecuaciones empíricas que describen el comportamiento de la presión de cabezal en función de la relación gas-líquido (RGL), tamaño del reductor, (S), y la tasa de producción q . La fórmula comúnmente utilizada en los cálculos concernientes al flujo multifásico a través de los reductores de producción es la ofrecida por Gilbert en 1954. Gilbert desarrolló su ecuación a partir de información del campo Ten Section en California tomando como base la relación de las presiones antes y después de un orificio para flujo sónico de una fase, recomendando que la

relación entre presión de línea (P_{lin}) y presión de cabezal (P_{th}) fuera de 0.588 o menor y determinó que su ecuación era válida bajo la condición de flujo crítico. Originalmente la ecuación fue presentada de la siguiente manera:

$$P_{wh} = \frac{435(RGL)^{0.546} \cdot q}{S^{1.89}} \quad (\text{Ec.2.7.2.1.1})$$

Donde:

RGL es la relación gas líquido en mpcn/bn.

q tasa de líquido en pcn/bn.

S diámetro del orificio del reductor, (1/64”).

P_{wh} en lpca

Posteriormente, Ros, Baxendell y Achong, tomaron como base el trabajo de Gilbert y cada uno estableció una correlación, en la que sólo variaron los coeficientes de flujo.

La forma general de las ecuaciones desarrolladas por estos investigadores es la siguiente:

$$P_{wh} = \frac{B \cdot (RGL)^C \cdot q}{S^A} \quad (\text{Ec. 2.7.2.1.2})$$

Donde:

P_{th} = Presión de Cabezal (lpc)

RGL= Relación Gas petróleo (PCN/BN)

q = Tasa de líquido (BN/día)

D = Diámetro del “choke” (1/64”)

A, B, C = Constantes de las distintas correlaciones, las cuales se especifican en la tabla

Tabla.2.1 Constantes para las Correlaciones de Reductor en Flujo Crítico

Correlación	A	B	C
Gilbert	1.89	10.00	0.546
Baxendell	1.93	9.56	0.546
Achong	1.88	3.82	0.65
Ros	2.00	17.40	0.50
Aussens	1.97	3.89	0.68

2.7.2.2 Flujo subcrítico:

En este caso el fluido viaja a velocidades menores a las del sonido, cualquier perturbación aguas abajo, tendrá repercusión en la presión aguas arriba; teniendo como consecuencia en el caso de pozos productores, que cualquier perturbación de presión en la línea o en el sistema de separación, tendrá su impacto en la presión de cabezal y por ende se reflejará en variaciones de la tasa de producción. A continuación se presenta el trabajo presentado por Sachveda que permite también conocer el comportamiento de flujo subcrítico.

2.7.3 Correlación de Sachdeva:

La finalidad de esta correlación es la de predecir el comportamiento del flujo multifásico a través del reductor. Las ecuaciones desarrolladas permiten definir el límite entre flujo crítico y subcrítico, así como calcular la tasa de flujo a través del reductor para condiciones de flujo crítico y subcrítico. Algunas asunciones realizadas en el desarrollo del trabajo son:

-Flujo en una dimensión

-La calidad (x) es constante en procesos con altas velocidades ($x_1 = x_2$)

-La fase líquida es incompresible $\left(\frac{\delta V_L}{\delta P} = 0 \right)$

El modelo define el límite entre flujo crítico y subcrítico (y_c) de forma iterativa a partir de la ecuación:

$$y_c = \left\{ \frac{\frac{K}{K-1} + \frac{(1-x_1) \cdot V_1 \cdot (1-y_c)}{x_1 \cdot V_{G1}}}{\frac{K}{K-1} + \frac{n}{2} + \frac{n \cdot (1-x_1) \cdot V_1}{x_1 \cdot V_{G2}} + \frac{n}{2} \cdot \left[\frac{(1-x_1) \cdot V_L}{x_1 \cdot V_{G2}} \right]} \right\}^{\frac{K}{K-1}} \quad (\text{Ec.2.7.3.1})$$

Donde:

$$y = \frac{P_2}{P_1}$$

Si $(P_2/P_1) > y_c$ entonces es subcrítico

Si $y_{actual} \leq y_c$ el flujo será crítico

Para calcular de la tasa de flujo del reductor, se aplica la siguiente ecuación:

$$G_2 = C_D \left\{ 2g_c 144 P_1 \rho_{m2}^2 \left[\frac{(1-x_1)(1-y)}{\rho_l} + \frac{x_1 K}{K-1} (V_{G1} - y V_{g2}) \right] \right\}^{0.5} \quad (2.7.3.2)$$

Donde:

$$G_2 = \frac{M_{G2} + M_{L2}}{A_c} \quad (2.7.3.3)$$

$$V_{G2} = V_{G1} \cdot y^{\frac{-1}{k}} \quad (2.7.3.4)$$

$$\frac{1}{\rho_{m2}} = x_1 V_{G1} y^{\frac{-1}{k}} + (1-x_1) V_L \quad (2.7.3.5)$$

Para resolver la ecuación (2.7.3.2) se debe conocer y_c , luego si el flujo es crítico ($y_{actual} \leq y_c$) se puede usar en (2.7.3.2) el valor de $y = y_c$, si el flujo es subcrítico ($y_{actual} > y_c$) se usa en (2.7.3.2) $y = y_{actual}$

Donde:

A_c = Área del “choke” (pies²)

C = Coeficiente de descarga adimensional

C_p = Calor específico del gas a presión constante (Kcal/Kmol °K)

C_v = Calor específico del gas a volumen constante (Kcal/Kmol °K)

G = Flujo másico aguas abajo lbm/pies²/seg

g_c = Constante gravitacional

K = Relación de calor específico (C_p/C_v)

M_{G1} = Tasa de flujo másico del gas aguas arriba (lbm/seg)

M_{G2} = Tasa de flujo másico del gas aguas abajo (lbm/seg)

n = Exponente politrópico para el gas

P_1 = Presión aguas arriba (lpca)

P_2 = Presión aguas abajo (lpca)

V_{G1} = Volumen específico del gas aguas arriba lbm/pies³

V_{G2} = Volumen específico del gas aguas abajo lbm/pies³

V_l = Volumen específico del líquido aguas arriba pies³/lbm

x_1 = Fracción masa del gas libre aguas arriba

x_2 = Fracción masa del gas libre aguas abajo

y = Relación de presión (P_2/P_1)

ρ_l = Densidad de Líquido lbm/pies³

ρ_{m2} = Densidad de la mezcla aguas abajo lbm/pies³

Las características de las muestras utilizadas para el desarrollo de las ecuaciones de la correlación de Sachdeva se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 2.2. Características de las muestras utilizadas en la Correlación de Sachdeva

Tipo de Fluido	Aire- Kerosén y Aire-Agua
Máximas tasas de líquido	1364 BN/días
Máxima tasas de gas	136,6 MPCN/día
Presión de cabezal Máxima	105.5 lpca
Muestras en flujo crítico	223
Muestras en Flujo Subcrítico	220

2.7.4 Razones para controlar la tasa de producción a través de Reductores

- Proporcionar la debida contra presión al yacimiento para evitar daños por excesiva caída de presión, como por ejemplo proceso de arenamiento.
- Minimizar la migración de finos.
- Permite controlar la conificación de agua y gas.
- Aumentar la seguridad del personal de campo al reducir la presión en la Superficie.
- Proteger el equipo de superficie de la alta presión, erosión, turbulencia, etc.
- Mantener flexibilidad en la producción total del campo para acoplarla a la demanda de petróleo impuesta por el mercado internacional.

2.7.5 Curva de comportamiento del reductor

Si se grafica P_{wh} vs q , asumiendo varias tasas, se obtiene una recta donde uno de sus puntos es el origen de coordenadas, pero debe tomarse en cuenta que a tasas relativamente bajas no se cumple el flujo crítico, por lo que se debe utilizar correlaciones como las de Sachdeva para flujo subcrítico y así estimar las caída de presión en el reductor. Entonces se puede representar gráficamente el comportamiento de reductores de la siguiente manera:

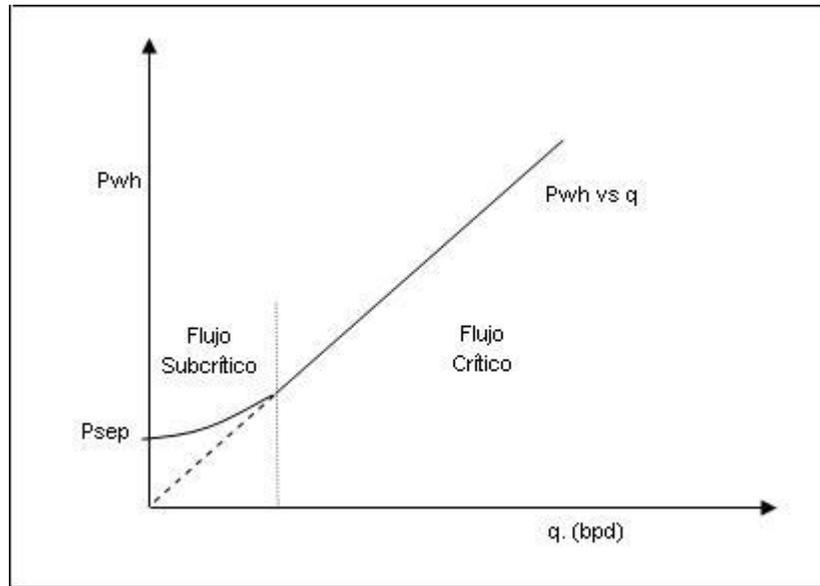


Fig.2.13. curva típica de comportamiento de reductores

2.8 Descripción de las Correlaciones de Flujo Multifásico

2.8.1 Correlaciones Para Flujo Vertical:

2.8.1.1 Correlación mecanicística de Ansari

Debido a la compleja naturaleza del flujo de dos fases, el problema primero fue enfocado a través de métodos empíricos. El fundamento de este modelo es la existencia de los patrones de flujos. Varias teorías se han desarrollado para predecir estos patrones. Se desarrollaron modelos separados para cada patrón de flujo logrando predecir características como holdup y caída de presión.

De las consideraciones básicas de mecánica de los fluidos, el modelo puede aplicarse con más confianza para otras condiciones de flujo que aquellas usadas para su desarrollo. El modelo predice la existencia de patrones de flujo y luego calcula las variables de flujo tomando en cuenta el mecanismo actual de los patrones de flujo encontrados. Este modelo fue evaluado usando un banco de datos de 1712 pozos, cubriendo una amplia variedad de data de campo. Además fue comparado con seis correlaciones empíricas y con el modelo mecanicístico de Hassan Kabir.

Procedimiento para el Cálculo de Gradientes de Presión a través del método de Ansari:

Predicción de Patrones de Flujo

Transición de Burbuja a Tapón:

Taitel establece un diámetro mínimo para el cual el flujo burbuja se da:

$$d_{\min} = 19.01 \left[\frac{(\rho_L - \rho_G) \sigma_L}{\rho_L^2 g} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.1})$$

Usando el valor de fracción de vacío cercano a 0.25 se puede expresar la transición en términos de velocidad superficial y velocidad de deslizamiento:

$$v_{sg} = 0.25v_s + 0.333v_{sl} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.2})$$

Donde v_s es la velocidad de deslizamiento y viene dado por:

$$v_s = 1.53 \left[\frac{g \sigma_L (\rho_L - \rho_G)}{\rho_L^2} \right]^{\frac{1}{4}} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.3})$$

Esto se ve como transición B en la Figura 2.14

Transición de Burbuja Dispersa:

A altas tasas de líquido, fuerzas turbulentas rompen las burbujas de gas grandes convirtiéndolas en unas más pequeñas, igual sucede a fracciones de vacío que exceden el valor de 0.25.

$$2 \left[\frac{0.4 \sigma_L}{(\rho_L - \rho_G) g} \right]^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{\frac{3}{5}} \cdot \left[\frac{f}{2d} \right]^{\frac{2}{5}} \cdot (v_{sl} + v_{sg})^{1.2} = 0.725 + 4.15 \left(\frac{v_{sg}}{v_{sg} + v_{sl}} \right)^{0.5}$$

(Ec.2.8.1.1 4)

Esto se ve como transición A en la Figura 2.14

A altas velocidades de gas, la transición es gobernada por el máximo empaque de burbujas para dar coalescencia. Scout y Kouba concluyen que esto ocurre a una fracción de vacío de 0.76.

$$v_{Sg} = 3.17v_{SL} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.5})$$

Esto se ve en la Figura 2.14 como transición C.

Transición a Flujo Anular:

El criterio de transición para flujo anular se basa en la velocidad de la fase de gas requerida para prevenir el atrapamiento de gotas de líquido que van cayendo en la línea de gas. Esta dada la transición como:

$$v_{Sg} = 3.1 \left[\frac{g \sigma_L (\rho_L - \rho_G)}{\rho_G^2} \right]^{\frac{1}{4}} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.6})$$

En la Figura 2.14 se ve como transición D

Barnea modificó la misma transición pero considerando los efectos del espesor de película en la transición. Un efecto es que un espesor de película de líquido supera el núcleo de gas a altas tasas de líquido. El otro efecto es inestabilidad de la película de líquido, el cual causa que la película de flujo descienda a bajas tasas de líquido. El Holdup de líquido mínimo que se requiere para formar tapón de líquido es:

$$H_{LF} > 0.12 \quad (\text{Ec.2.8.1.1.7})$$

Donde H_{LF} es la fracción de sección de tubería ocupada por la película de líquido, asumiendo no atrapamiento en el núcleo. El mecanismo de inestabilidad de la película puede expresarse en término de los parámetros Lockhart y Martinelli modificados, X_M y Y_M .

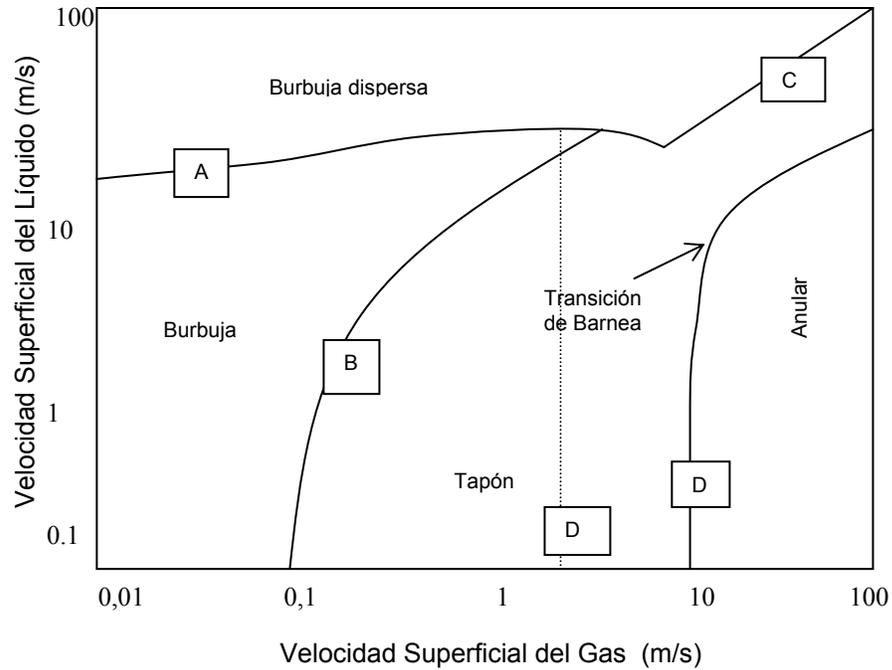


Fig.2.14. Mapa de Patrones de Flujo de Taitel ,Dukler y Barnea⁽²⁾

$$Y_M = \frac{2 - 1.5H_{LF}}{H_{LF}^3(1 - 1.5H_{LF})} \cdot X_M^2 \quad (\text{Ec.2.8.1.1.8})$$

Donde:

$$X_M = \sqrt{B \frac{\left(\frac{dp}{dL}\right)_{SL}}{\left(\frac{dp}{dL}\right)_{SC}}} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.9})$$

$$Y_M = \frac{g \sin \theta (\rho_L - \rho_C)}{\left(\frac{dp}{dL}\right)_{SC}} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.10})$$

y $B = 4\delta_{\min}(1 - \delta_{\min})$. Para consideraciones geométricas, H_{LF} puede expresarse en términos de espesor de película mínimo adimensional, δ_{\min} , como

$$H_{LF} = 4\delta_{\min}(1 - \delta_{\min}) \quad (\text{Ec.2.8.1.1.11})$$

Teniendo en cuenta el líquido entrampado en el núcleo de gas, la ecuación (Ec.2.8.1.1.7) es modificada

$$\left(H_{LF} + \lambda_{LC} \frac{A_C}{A_p} \right) > 0.12 \quad (\text{Ec.2.8.1.1.12})$$

El flujo anular existe si v_{Sg} es mayor que el dado en la transición de la (Ec.2.8.1.1.6) y si los dos criterios de Barnea se satisfacen, para ello la (Ec.2.8.1.1.8) debe primero resolverse implícitamente para δ_{\min} . H_{LF} es calculado de la (Ec.2.8.1.1.11); si la (Ec.2.8.1.1.12) no se satisface, existe flujo anular. La (Ec.2.8.1.1.8) puede resolverse normalmente para δ_{\min} pero usando la aproximación de segundo grado de Newton-Raphson. Así la ecuación se expresa como:

$$F(\delta_{\min}) = Y_M - \frac{2 - 1.5H_{LF}}{H_{LF}^3(1 - 1.5H_{LF})} \cdot X_M^2 \quad (\text{Ec.2.8.1.1.13})$$

$$F'(\delta_{\min}) = \frac{1.5H'_{LF}X_M^2}{H_{LF}^3(1 - 1.5H_{LF})} + \frac{(2 - 1.5H_{LF})X_M^2H'_{LF}(3 - 5.5H_{LF})}{H_{LF}^3(1 - 1.5H_{LF})^2} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.14})$$

El espesor de película mínimo adimensional se determina iterando de

$$\delta_{\min_{j+1}} = \delta_{\min_j} - \frac{F(\delta_{\min_j})}{F'(\delta_{\min_j})} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.15})$$

Un buen inicio es suponer $\delta = 0.25$

Predicción de Comportamiento de Flujo

Después de predecir los patrones de flujo, el próximo paso es desarrollar los modelos físicos para el comportamiento de flujos en cada patrón. Estos modelos son

burbuja, tapón y anular. El flujo “Churn” no ha sido modelado por su complejidad y es tratado como parte del flujo tapón.

Modelo de Flujo Burbuja:

Los regímenes de flujo Burbuja y Burbuja Dispersa se consideran separados en el desarrollo del modelo.

Debido a la distribución uniforme de las burbujas de gas en el líquido y el no deslizamiento entre las dos fases, el flujo de burbuja Dispersa puede ser aproximado como una fase pseudo simple. Con esta simplificación, los parámetros de las dos fases pueden expresarse como:

$$\rho_{TP} = \rho_L \lambda_L + \rho_g (1 - \lambda_L) \quad (\text{Ec.2.8.1.1.16})$$

$$\mu_{TP} = \mu_L \lambda_L + \mu_g (1 - \lambda_L) \quad (\text{Ec.2.8.1.1.17})$$

$$v_{TP} = v_M v_{SL} + v_{SG} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.18})$$

Donde: $\lambda_L = \frac{v_{SL}}{v_M} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.19})$

Para el flujo burbuja, el deslizamiento es considerado tomando en cuenta la velocidad ascendente de la burbuja con respecto a la velocidad de la mezcla. Asumiendo un perfil de velocidades turbulentas para la mezcla con la concentración de burbujas ascendentes más al centro que a lo largo de las paredes de la tubería, se puede expresar la velocidad de deslizamiento como:

$$v_S = v_g - 1.2v_m \quad (\text{Ec.2.8.1.1.20})$$

Harmathy da una expresión para la velocidad de burbuja ascendente (Ec.2.8.1.1.3). Zuber y Hench modificaron esta expresión:

$$v_S = 1.53 \left[\frac{g \sigma_L (\rho_L - \rho_g)}{\rho_L^2} \right]^{\frac{1}{4}} H_L^{n'} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.21})$$

Donde el valor de n' varia dependiendo del estudio. En este estudio se uso $n'=0.5$ dando buenos resultados. Sustituyendo la (Ec.2.8.1.1.20) en la (Ec.2.8.1.1.21)

$$1.53 \left[\frac{g \sigma_L (\rho_L - \rho_g)}{\rho_L^2} \right]^{\frac{1}{4}} H_L^{0.5} = \frac{v_{sg}}{1 - H_L} - 1.2 v_M \quad (\text{Ec.2.8.1.1.22})$$

Los parámetros de flujo de las dos fases pueden calcularse

$$\rho_{TP} = \rho_L H_L + \rho_g (1 - H_L) \quad (\text{Ec.2.8.1.1.23})$$

$$\mu_{TP} = \mu_L H_L + \mu_g (1 - H_L) \quad (\text{Ec.2.8.1.1.24})$$

Los gradientes de presión de las dos fases la conforman los tres componentes

$$\left(\frac{dp}{dL} \right) = \left(\frac{dp}{dL} \right)_e + \left(\frac{dp}{dL} \right)_f + \left(\frac{dp}{dL} \right)_a \quad (\text{Ec.2.8.1.1.25})$$

El gradiente de presión de elevación esta dado por

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_e = \rho_{TP} g \sin \theta \quad (\text{Ec.2.8.1.1.26})$$

El componente de fricción esta dado por

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_f = \frac{f_{TP} \rho_{TP} v_{TP}^2}{2d} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.27})$$

Donde f_{TP} se obtiene del diagrama de Moody para un número de Reynolds definido por

$$N_{RE_{TP}} = \frac{\rho_{TP} v_{TP} d}{\mu_{TP}} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.28})$$

Debido a que el flujo burbuja es dominado por la fase líquida incompresible, hay un cambio no significativo en la densidad del flujo de fluidos. Esto mantiene la velocidad del fluido casi constante, resultando que la caída de presión debido a la aceleración es despreciable.

Modelo de Flujo Tapón:

Sylvester presentó una versión simplificada del modelo de Fernandes. La simplificación básica fue el uso de una correlación para fracción de vacío tapón. Se asume completamente el desarrollo de flujo tapón. McQuillan y Whalley introdujeron el concepto de desarrollo de flujo durante sus estudios de transición de patrones de flujo. Debido a las diferencias básicas en flujo geométrico, el modelo trata completamente el flujo desarrollándose y el desarrollado de manera separada. El balance de masa de gas y líquido da

$$v_{Sg} = \beta v_{gTB}(1 - H_{LTB}) + (1 - \beta)v_{gLS}(1 - H_{LLS}) \quad (\text{Ec.2.8.1.1.29})$$

$$\text{y } v_{SL} = (1 - \beta)v_{LLS}H_{LLS} - \beta v_{LTB}H_{LTB} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.30})$$

Donde :

$$\beta = \frac{L_{TB}}{L_{SU}} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.31})$$

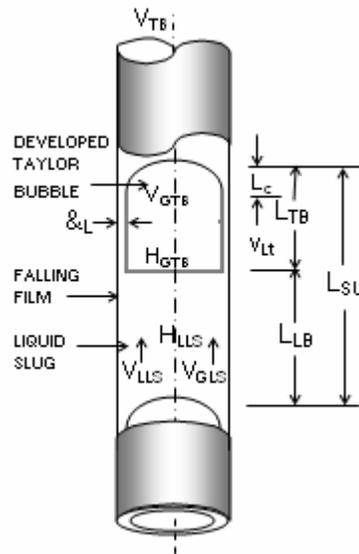


Fig.2.15. Tapón desarrollado

El balance de masa para líquido y gas de tapón de líquido a burbuja de Taylor da

$$(v_{TB}cc - v_{LLS})H_{LLS} = [v_{TB} - (-v_{LTB})]H_{LTB} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.32})$$

$$y (\nu_{TB} - \nu_{gLS}) (1 - H_{LLS}) = (\nu_{TB} - \nu_{gTB}) (1 - H_{LTB}) \quad (\text{Ec.2.8.1.1.33})$$

La velocidad de la burbuja de Taylor ascendente es igual a la velocidad en el centro más la de la columna de líquido.

$$\nu_{TB} = 1.2\nu_m + 0.35 \left[\frac{gd(\rho_L - \rho_G)}{\rho_L} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.34})$$

Similarmente, la velocidad de las burbujas de gas en el tapón de líquido es:

$$\nu_{gLS} = 1.2\nu_m + 1.53 \left[\frac{g\sigma_L(\rho_L - \rho_G)}{\rho_L^2} \right]^{\frac{1}{4}} H_{LLS}^{0.5} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.35})$$

Donde el segundo término situado a la derecha representa la velocidad de la burbuja ascendente definido en la (Ec.2.8.1.1.21).

La velocidad de la película cayendo puede correlacionarse con el espesor de película de la expresión de Brotz.

$$\nu_{LTB} = \sqrt{196.7g\delta_L} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.36})$$

Donde δ_L , el espesor de película constante para flujo desarrollado, puede expresarse en términos de fracción de vacío de burbuja de Taylor para dar.

$$\nu_{LTB} = 9.916 \left[gd \left(1 - \sqrt{H_{gTB}} \right) \right]^{\frac{1}{2}} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.37})$$

La fracción de vacío de tapón de líquido puede obtenerse por la correlación de Silvestre, de Fernandes y Schmidt.

$$H_{gLS} = \frac{\nu_{Sg}}{0.425 + 2.65\nu_m} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.38})$$

La (Ec.2.8.1.1.29) o (Ec.2.8.1.1.30), de la (Ec.2.8.1.1.31) a la (Ec.2.8.1.1.35), (Ec.2.8.1.1.37) y (Ec.2.8.1.1.38) pueden resolverse por iteración para obtener las ocho variables desconocidas que definen el modelo de flujo tapón: β , H_{LTB} , H_{gLS} , ν_{gTB} ,

v_{LTB} , v_{gLS} , v_{LLS} y v_{TB} . Vo y Shoham demostraron que esas ocho ecuaciones pueden combinarse algebraicamente para dar,

$$(9.916\sqrt{gd})\left(1-\sqrt{1-H_{LTB}}\right)^{0.5} H_{LTB} - v_{TB}(1-H_{LTB}) + \bar{A} = 0 \quad (\text{Ec.2.8.1.1.39})$$

$$\text{Donde } \bar{A} = H_{gLS}v_{TB} + (1-H_{gLS}) \cdot \left[v_m - H_{gLS} \left\{ 1.53 \left[\frac{\sigma_L g (\rho_L - \rho_g)}{\rho_L^2} \right]^{0.25} (1-H_{gLS})^{0.5} \right\} \right] \dots$$

(Ec.2.8.1.1.40)

Con v_{TB} y H_{gLS} dado por la (Ec.2.8.1.1.34) y (Ec.2.8.1.1.38), respectivamente, \bar{A} puede determinarse de la (Ec.2.8.1.1.40). La (Ec.2.8.1.1.39) se usa para encontrar H_{LTB} por un método de solución iterativo. Definiendo el lado izquierdo de la (Ec.2.8.1.1.39) como $F(H_{LTB})$, entonces:

$$F(H_{LTB}) = (9.916\sqrt{gd})\left(1-\sqrt{1-H_{LTB}}\right)^{0.5} H_{LTB} - v_{TB}(1-H_{LTB}) + \bar{A} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.41})$$

Derivando la (Ec.2.8.1.1.41) con respecto a H_{LTB}

$$F'(H_{LTB}) = v_{TB} + (9.916\sqrt{gd}) \cdot \left[\left(1-\sqrt{1-H_{LTB}}\right)^{0.5} + \frac{H_{LTB}}{4\sqrt{(1-H_{LTB})(1-\sqrt{1-H_{LTB}})}} \right] \dots$$

...(Ec.2.8.1.1.42)

H_{LTB} , la raíz de la (Ec.2.8.1.1.39), es determinado de manera iterativa por

$$H_{LTB_{j+1}} = H_{LTB} - \frac{F(H_{LTB})}{F'(H_{LTB})} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.43})$$

El procedimiento paso a paso para determinar todas las variables de flujo tapón es como sigue:

1. Calcular v_{TB} y H_{gLS} de la (Ec.2.8.1.1.34) y (Ec.2.8.1.1.38).
2. Usando la (Ec.2.8.1.1.40) a la (2.8.1.1.43), se determina H_{LTB} . Un buen inicio es suponer $H_{LTB} = 0.15$.
3. Resolver (Ec.2.8.1.1.37) para v_{LTB} . Note que $H_{gTB} = 1 - H_{LTB}$

4. Resolver (Ec.2.8.1.1.32) para v_{LLS} . Note que $H_{LLS} = 1 - H_{gLS}$
5. Resolver (Ec.2.8.1.1.35) para v_{gLS}
6. Resolver (Ec.2.8.1.1.33) para v_{gTB}
7. Resolver (Ec.2.8.1.1.29) o (Ec.2.8.1.1.30) para β .
8. Asumiendo que $L_{LS} = 30d$, calcular L_{SU} y L_{TB} de la definición de β .

Para el modelo de flujo tapón desarrollándose, ver figura 2.16. Se debe determinar la existencia de cada flujo. Esto requiere calcular y comparar la longitud del casquete con la longitud total de una burbuja de Taylor desarrollada. La expresión para la longitud del casquete es:

$$L_C = \frac{1}{2g} \left[v_{TB} + \frac{v_{NgTB}}{H_{NLTB}} (1 - H_{NLTB}) - \frac{v_m}{H_{NLTB}} \right]^2 \quad (\text{Ec.2.8.1.1.44})$$

Donde v_{NgTB} y H_{NLTB} es calculado en el espesor de película crítica, llamado Espesor de película de Nusselt, dado por:

$$\delta_N = \left[\frac{3}{4} d \frac{v_{NLTB} \mu_L (1 - H_{NLTB})}{g(\rho_L - \rho_g)} \right]^{1/3} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.45})$$

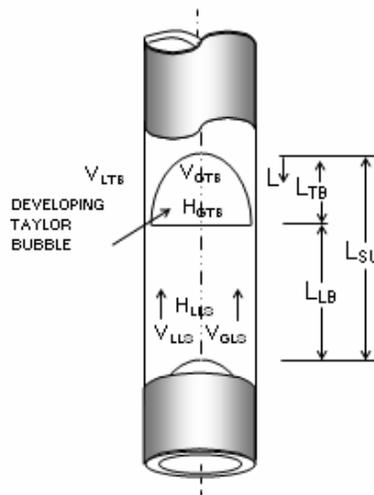


Fig.2.16. Tapón desarrollándose

La geometría del flujo de película da H_{NLTB} en términos de δ_N como

$$H_{NLTB} = 1 - \left(1 - \frac{2\delta_N}{d}\right)^2 \quad (\text{Ec.2.8.1.1.46})$$

Para determinar v_{NgTB} , la tasa de flujo de δ_N puede usarse para obtener

$$v_{NgTB} = v_{TB} - (v_{TB} - v_{gLS}) \frac{(1 - H_{LLS})}{(1 - H_{NLTB})} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.47})$$

La longitud del tapón de líquido puede calcularse empíricamente por

$$L_{LS} = C'd \quad (\text{Ec.2.8.1.1.48})$$

Donde C' varía de 16 a 45. Aquí se usa $C' = 30$. Esto da la longitud de la burbuja de Taylor como

$$L_{TB} = \left[\frac{L_{LS}}{(1 - \beta)} \right] \beta \quad (\text{Ec.2.8.1.1.49})$$

Para la comparación de L_C y L_{TB} , si $L_C \geq L_{TB}$, el flujo es flujo tapón desarrollándose. Esto requiere nuevos valores para L_{TB}^* , H_{LTB}^* y v_{LTB}^* calculado para cada flujo desarrollado.

Para L_{TB}^* , el volumen de la burbuja de Taylor puede ser usado

$$V_{gTB}^* = \int_0^{L_{TB}^*} A_{TB}^*(L) dL \quad (\text{Ec.2.8.1.1.50})$$

Donde A_{TB}^* puede expresarse en términos de Holdup local $h_{LTB}(L)$, el cual en cambio puede expresarse en términos de velocidades usando la (ec.2.8.1.1.32). Esto da

$$A_{TB}^*(L) = \left[1 - \frac{(v_{TB} - v_{LLS})H_{LLS}}{\sqrt{2gL}} \right] A_p \quad (\text{Ec.2.8.1.1.51})$$

El volumen puede expresarse en términos de geometría de flujo como

$$V_{gTB}^* = v_{Sg} A_p \left(\frac{L_{TB}^* + L_{LS}}{v_{TB}} \right) - v_{gLS} A_p (1 - H_{LLS}) \frac{L_{LS}}{v_{TB}} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.52})$$

Sustituyendo de la (Ec.2.8.1.1.51) y (Ec.2.8.1.1.52) en la (Ec.2.8.1.1.50)

$$v_{Sg} \left(\frac{L_{TB}^* + L_{LS}}{v_{TB}} \right) - v_{gLS} (1 - H_{LLS}) \frac{L_{LS}}{v_{TB}} = \int_0^{L_{TB}^*} \left[1 - \frac{(v_{TB} - v_{LLS}) H_{LLS}}{\sqrt{2gL}} \right] dL \quad (\text{Ec.2.8.1.1.53})$$

La (Ec.2.8.1.1.53) puede integrarse y simplificarse para dar

$$L_{TB}^{*2} + \left(\frac{-2ab - 4c^2}{a^2} \right) L_{TB}^* + \frac{b^2}{a^2} = 0 \quad (\text{Ec.2.8.1.1.54})$$

$$\text{Donde: } a = 1 - \frac{v_{Sg}}{v_{TB}} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.55})$$

$$b = \frac{v_{Sg} - v_{gLS} (2 - H_{LLS})}{v_{TB}} L_{LS} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.56})$$

$$\text{y } c = \frac{v_{TB} - v_{LLS}}{\sqrt{2g}} H_{LLS} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.57})$$

Después calculando L_{TB}^* , el otro parámetro local puede calcularse de

$$v_{LTB}^*(L) = \sqrt{2gL} - v_{TB} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.58})$$

$$\text{y } h_{LTB}^*(L) = \frac{(v_{TB} - v_{LLS}) H_{LLS}}{\sqrt{2gL}} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.59})$$

En el cálculo de gradientes de presiones, se considera el efecto de variación de espesor de película y se ignora el efecto de fricción a lo largo de la burbuja de Taylor.

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_e = [(1 - \beta) \rho_{LS} + \beta \rho_g] g \sin \theta \quad (\text{Ec.2.8.1.1.60})$$

Donde

$$\rho_{LS} = \rho_L H_{LLS} + \rho_g (1 - H_{LLS}) \quad (\text{Ec.2.8.1.1.61})$$

Los componentes de elevación para flujo tapón desarrollándose está dado por

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_e = [(1 - \beta^*)\rho_{LS} + \beta^* \rho_{TBA}]g \sin \theta \quad (\text{Ec.2.8.1.1.62})$$

Donde ρ_{TBA} esta basado en la fracción de vacío promedio en la sección de burbuja de Taylor con variaciones de espesores de película. Esta dado por

$$\rho_{TBA} = \rho_L H_{LTBA} + \rho_g (1 - H_{LTBA}) \quad (\text{Ec.2.8.1.1.63})$$

Donde H_{LTBA} se obtiene de la integración de la (ec.2.8.1.1.59) y dividiendo por L_{TB}^* , dando

$$H_{LTBA} = \frac{2(v_{TB} - v_{LLS})H_{LLS}}{\sqrt{2gL_{TB}^*}} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.64})$$

El componente de fricción es el mismo para ambos, el flujo tapón desarrollado y desarrollándose debido a que esto sucede solo a través del tapón de líquido. Esta dado como,

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_f = \frac{f_{LS}\rho_{LS}v_m^2}{2d}(1 - \beta) \quad (\text{Ec.2.8.1.1.65})$$

Donde β podría reemplazarse por β^* para flujo desarrollándose. f_{LS} puede calcularse usando:

$$N_{Re_{LS}} = \frac{\rho_{LS}v_m d}{\mu_{LS}} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.66})$$

Para los gradientes de presión debido a la aceleración, la velocidad en la película debe considerarse. El líquido en el tapón experimenta desaceleración como la velocidad ascendente de v_{LLS} cambia a una velocidad descendente de v_{LTB} . El mismo líquido también experimenta aceleración cuando sale de la película con una velocidad

v_{LTB} en el tapón de líquido ascendente de velocidad v_{LLS} . Si los dos cambios en la velocidad del líquido ocurren dentro del mismo tapón, entonces no hay caída de presión debido a la aceleración existente sobre el tapón. Esto pasa cuando el flujo tapón es estable.

Modelo Flujo Anular:

Wallis presentó una correlación para atrapamiento y fricción interfacial como una función de espesor de película. Luego, Hewitt y Hall Taylor dan un análisis detallado del mecanismo envolvente en un flujo anular. Todos los modelos que siguen después están basados en esas aproximaciones.

El desarrollo completo de flujo anular se demuestra en la fig.2.17. La conservación del momento aplicado separadamente para el núcleo y la película son:

$$A_c \left(\frac{dp}{dL} \right)_e - \tau_i S_i - \rho_c A_c g \sin \theta = 0 \quad (\text{Ec.2.8.1.1.67})$$

$$\text{y } A_F \left(\frac{dp}{dL} \right)_F + \tau_L S_L - \tau_F S_F - \rho_L A_F g \sin \theta = 0 \quad (\text{Ec.2.8.1.1.68})$$

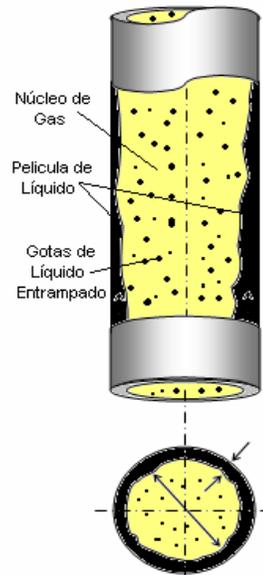


Fig.2.17. Esquema de Flujo Anular

La densidad del núcleo, es una densidad de no deslizamiento debido a que el núcleo es considerado una mezcla homogénea de gotas de gas y líquido atrapado fluyendo a la misma velocidad. Así,

$$\rho_C = \rho_L \lambda_{LC} + \rho_g (1 - \lambda_{LC}) \quad (\text{Ec.2.8.1.1.69})$$

$$\text{Donde } \lambda_{LC} = \frac{F_E v_{SL}}{v_{Sg} + F_E v_{SL}} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.70})$$

F_E es la fracción del total de líquido atrapado en el núcleo, dado por Wallis como

$$F_E = 1 - \exp[-0.125(v_{crit} - 1.5)] \quad (\text{Ec.2.8.1.1.71})$$

$$\text{Donde } v_{crit} = 10000 \frac{v_{Sg} \mu_g}{\sigma_L} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^{1/2} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.72})$$

El esfuerzo de corte en la película puede expresarse como

$$\tau_F = f_F \rho_L \frac{v_F^2}{8} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.73})$$

Donde f_F se obtiene del diagrama de Moody para un número de Reynolds definido por

$$N_{RE_F} = \frac{\rho_L v_F d_{HF}}{\mu_L} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.74})$$

$$\text{Donde } v_F = \frac{q_L (1 - F_E)}{A_F} = \frac{v_{SL} (1 - F_E)}{4\underline{\delta} (1 - \underline{\delta})} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.75})$$

$$\text{y } d_{HF} = 4\underline{\delta} (1 - \underline{\delta}) d \quad (\text{Ec.2.8.1.1.76})$$

Esto da

$$\tau_F = \frac{f_F}{8} (1 - F_E)^2 \rho_L \left[\frac{v_{SL}}{4\underline{\delta} (1 - \underline{\delta})} \right]^2 \quad (\text{Ec.2.8.1.1.77})$$

La (Ec.2.8.1.1.77) se reduce a

$$\tau_F = \frac{d}{4} \frac{(1-F_E)^2}{4[4\underline{\delta}(1-\underline{\delta})]^2} \frac{f_F}{f_{SL}} \left(\frac{dp}{dL} \right)_{SL} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.78})$$

Donde el gradiente de presión de fricción de líquido superficial esta dado por

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_{SL} = \frac{f_{SL} \rho_L v_{SL}^2}{2d} \dots\dots (79) \quad (\text{Ec.2.8.1.1.79})$$

f_{SL} es el factor de fricción para la velocidad de líquido puede obtenerse del diagrama de Moody por el número de Reynolds definido por:

$$N_{RE_{SL}} = \frac{\rho_L v_{SL} d}{\mu_L} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.80})$$

Para el corte a la interfase

$$\tau_i = \frac{f_i \rho_C v_C^2}{8} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.81})$$

$$\text{Donde } v_C = \frac{v_{SC}}{(1-2\underline{\delta})^2} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.82})$$

$$\text{y } f_i = f_{SC} Z \quad (\text{Ec.2.8.1.1.83})$$

Donde Z es un factor de correlación para fricción interfacial y el espesor de película. Basado en el comportamiento del modelo, la expresión de Wallis para Z trabaja bien para películas delgadas o grandes entrampamientos, donde la expresión de Whalley y Hewitt es buena para películas gruesas o bajo entrampamiento. Así

$$Z = 1 + 300\underline{\delta} \quad \text{para } F_E > 0.9 \quad (\text{Ec.2.8.1.1.84})$$

$$\text{y } Z = 1 + 24 \left(\frac{\rho_L}{\rho_g} \right)^{1/3} \underline{\delta} \quad \text{para } F_E < 0.9 \quad (\text{Ec.2.8.1.1.85})$$

Combinando la (Ec.2.8.1.1.81) a la (Ec.2.8.1.1.83)

$$\tau_i = \frac{d}{4} \frac{Z}{(1-2\underline{\delta})^4} \left(\frac{dp}{dL} \right)_{SC} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.86})$$

El gradiente de presión de fricción superficial en el núcleo está dado por

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{SC} = \frac{f_{SC}\rho_C v_{SC}^2}{2d} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.87})$$

Donde f_{SC} se obtiene del diagrama de Moody para un número de Reynolds definido por

$$N_{RE_{SC}} = \frac{\rho_C v_{SC} d}{\mu_{SC}} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.88})$$

$$v_{SC} = F_E v_{SL} + v_{Sg} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.89})$$

$$y \mu_C = \mu_L \lambda_{LC} + \mu_g (1 - \lambda_{LC}) \quad (\text{Ec.2.8.1.1.90})$$

El gradiente de presión para flujo anular puede calcularse sustituyendo la ecuación de arriba en la (Ec.2.8.1.1.67) y la (Ec.2.8.1.1.68). Así,

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_C = \frac{Z}{(1-2\underline{\delta})^5} \left(\frac{dp}{dL}\right)_{SC} + \rho_C g \sin \theta \quad (\text{Ec.2.8.1.1.91})$$

$$y \left(\frac{dp}{dL}\right)_F = \frac{(1-F_E)^2}{64\underline{\delta}^3(1-\underline{\delta})^3} \left(\frac{f_F}{f_{SL}}\right) \left(\frac{dp}{dL}\right)_{SL} - \frac{Z}{4\underline{\delta}(1-\underline{\delta})(1-2\underline{\delta})^3} \left(\frac{dp}{dL}\right)_{SC} + \rho_L g \sin \theta \dots$$

...(Ec.2.8.1.1.92)

En la (ec.2.8.1.1.92) no se conoce el espesor de película adimensional $\underline{\delta}$. Una ecuación implícita para $\underline{\delta}$ puede obtenerse de la (Ec.2.8.1.1.91) y (Ec.2.8.1.1.92). Esto da:

$$\frac{Z}{4\underline{\delta}(1-\underline{\delta})(1-2\underline{\delta})^5} \left(\frac{dp}{dL}\right)_{SC} - (\rho_L - \rho_C) g \sin \theta - \frac{(1-F_E)^2}{64\underline{\delta}^3(1-\underline{\delta})^3} \frac{f_F}{f_{SL}} \left(\frac{dp}{dL}\right)_{SL} = 0 \dots$$

...(Ec.2.8.1.1.93)

Para simplificar esta ecuación se usa la aproximación adimensional desarrollada por Alves. Esta aproximación define los siguientes grupos

adimensionales en adición a los previamente definidos parámetros modificados de Lockhart Martinelli, X_M y Y_M .

$$\phi_C^2 = \frac{\left(\frac{dp}{dL}\right)_C - g\rho_C \sin \theta}{\left(\frac{dp}{dL}\right)_{SC}} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.94})$$

$$\text{y } \phi_F^2 = \frac{\left(\frac{dp}{dL}\right)_F - g\rho_L \sin \theta}{\left(\frac{dp}{dL}\right)_{SL}} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.95})$$

Usando los parámetros modificados de Lockhart Martinelli, la (Ec.2.8.1.1.93) se reduce a

$$Y_M - \frac{Z}{4\underline{\delta}(1-\underline{\delta})[1-4\underline{\delta}(1-\underline{\delta})]^{2.5}} + \frac{X_M^2}{[4\underline{\delta}(1-\underline{\delta})]^3} = 0 \quad (\text{Ec.2.8.1.1.96})$$

La ecuación de arriba puede ser resuelta por iteración para obtener $\underline{\delta}$. Si la (Ec.2.8.1.1.96) es $F(\underline{\delta})$, si se toma su derivada con respecto a $\underline{\delta}$

$$F'(\underline{\delta}) = \frac{Z[4(1-2\underline{\delta})]}{[4\underline{\delta}(1-\underline{\delta})]^2[1-4\underline{\delta}(1-\underline{\delta})]^{2.5}} - \frac{Z'}{4\underline{\delta}(1-\underline{\delta})[1-4\underline{\delta}(1-\underline{\delta})]^{2.5}} - \frac{2.5Z[4(1-2\underline{\delta})]}{4\underline{\delta}(1-\underline{\delta})[1-4\underline{\delta}(1-\underline{\delta})]^{3.5}} - \frac{3X_M^2[4(1-2\underline{\delta})]}{[4\underline{\delta}(1-\underline{\delta})]^4} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.97})$$

El método Newton-Raphson puede incorporarse para determinar $\underline{\delta}$, la raíz de la (Ec.2.8.1.1.96)

$$\underline{\delta}_{J+1} = \underline{\delta}_J - \frac{F(\underline{\delta}_J)}{F'(\underline{\delta}_J)} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.98})$$

Donde $\underline{\delta}$ es conocido, los grupos adimensionales ϕ_F y ϕ_C pueden obtenerse de la siguiente forma de la (Ec.2.8.1.1.91) y (Ec.2.8.1.1.92)

$$\phi_C^2 = \frac{Z}{(1-2\underline{\delta})^5} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.99})$$

$$y \phi_F^2 = \frac{(1-FE)^2}{[1-(1-2\underline{\delta})^2]^2} \frac{f_F}{f_{SL}} \cdot \left\{ \frac{\frac{Z}{(1-2\underline{\delta})^5} - Y_M}{Z} \right\} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.100})$$

Alves declara que la (Ec.2.8.1.1.100) puede expresarse como

$$\phi_F^2 = \frac{\phi_C^2 - Y_M}{X_M^2} \quad (\text{Ec.2.8.1.1.101})$$

El gradiente de presión total puede entonces obtenerse de la (Ec.2.8.1.1.94) o (Ec.2.8.1.1.95) porque el gradiente de presión en la película y el núcleo debe ser el mismo. Así,

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_T = \left(\frac{dp}{dL} \right)_C = \phi_C^2 \left(\frac{dp}{dL} \right)_{SC} + g\rho_C \sin \theta \quad (\text{Ec.2.8.1.1.102})$$

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_T = \left(\frac{dp}{dL} \right)_F = \phi_F^2 \left(\frac{dp}{dL} \right)_{SL} + g\rho_L \sin \theta \quad (\text{Ec.2.8.1.1.103})$$

Note que la ecuación de arriba no incluye el gradiente de presión por aceleración. Esto es basado en los resultados encontrados por Lopes y Dukler que indicaron que, excepto por un rango limitado de altas tasas de flujo de líquido, el componente de aceleración resultante del intercambio de gotas de líquido entre el núcleo y la película es despreciable.⁽¹⁾

Nomenclatura de la Correlación de Ansari.

a = coeficiente definido en la (Ec.2.8.1.1.55)

A = área transversal de la tubería, L, m²

b = coeficiente definido en la (Ec.2.8.1.1.56)

c = coeficiente definido en la (Ec.2.8.1.57)

C = factor constante relacionado con el factor de fricción de Reynolds para tuberías lisas

C' = coeficiente definido en la (Ec.2.8.1.1.48)

d = diámetro de la tubería, L, m

e = error

E_1 = porcentaje de error promedio, %

E_2 = porcentaje de error promedio absoluto, %

E_3 = desviación estándar, %

E_4 = error promedio, m/Lt², psi

E_5 = error promedio absoluto, m/Lt², psi

E_6 = desviación estándar, m/Lt², psi

f = factor de fricción

F_E = fracción de líquido atrapado en el núcleo de gas

F_{rp} = factor de comportamiento relativo, definido en la (Ec.2.8.1.1.112)

g = aceleración de la gravedad, m/seg²

H = fracción de holdup promedio

L = longitud a lo largo de la tubería, m

n = número de pozos

n' = exponente tomando en cuenta el efecto de turbulencia en la velocidad de la burbuja ascendente

N_{RE} = número de Reynolds

P = presión, m/Lt², psi

q = tasa de flujo, L³/t, m³/seg

S = Perímetro húmedo, L, m

v = velocidad, L/t, m/seg

V = volumen, L³, m³

X = parámetro de Lockhart y Martinelli

Y = parámetro de Lockhart y Martinelli

Z = factor empírico que define la fricción interfacial

β = radio de longitud, definido en la (Ec.2.8.1.1.31)

δ = espesor de película, L, m

δ = relación diámetro espesor de película

$\bar{\Delta}$ = diferencia

ε = rugosidad absoluta de tubería, L, m

θ = ángulo con respecto a la horizontal, radianes o grados

λ = fracción de holdup sin deslizamiento

μ = viscosidad dinámica, $K_g/m \text{ seg}$, k_g/m^{-S}

ρ = densidad, m/L^3 , K_g/m^3

σ = tensión superficial, m/t^2 , $dinas/cm$

τ = Esfuerzo de corte, m/Lt^2 , N/m^3

ϕ = grupos adimensionales definidos en la (Ec.2.8.1.1.94) y (Ec.2.8.1.1.95)

Subíndices

a = aceleración

m = mezcla

A = promedio

M = modificado

c = casquete de la Burbuja de Taylor,
núcleo

max = máximo

$crit$ = crítico

min = mínimo

e = elevación

N = Nusselt

f = fricción

p = tubería

F = película

g = gas

s = deslizamiento

H = hidráulico

S = superficial

i = iésimo elemento

SU = unidad de tapón

I = interfacial

t = total

L = líquido

TB = Burbuja de Taylor

LS = tapón de líquido

TP = Dos fases

Supraíndice

* = flujo tapón desarrollándose

r = relativo

2.8.1.2 Correlación de Duns & Ros

Este método es el resultado de una larga investigación con modificación y ajustes usando data de campo. Se asume diferencias de presiones y se calculan varias de las propiedades requeridas, para determinar la región de flujo. El Holdup de líquido y el factor de fricción difieren dependiendo de la región de flujo, la diferencia de presión correspondiente a la longitud vertical que se asume se determina. Los autores definieron el gradiente de presión estática, el volumen in situ, peso, densidad y desarrollaron correlaciones para fricción en las paredes de las tuberías en las diferentes regiones que establecieron. El gradiente total incluye el gradiente estático, el gradiente de fricción y el gradiente de aceleración. El efecto de deslizamiento entre gas y líquido se incorporan en el gradiente estático y son separados de los efectos debido a la fricción, esto es para los diferentes patrones de flujo definidos.

Las velocidades superficiales v_{sL} y v_{sg} se calculan considerando que cada una de ellas fluyen solas en la tubería.

El Holdup y el gradiente de presión dependen en gran medida del flujo de tasa de gas. Duns & Ros demostraron que a bajas tasas de gas prevalece el flujo burbuja. El líquido es la fase continua y el gas existe en forma de burbujas. En este tipo de patrón de flujo el gradiente de presión es también igual al gradiente hidrostático de líquido. La fricción en las paredes incrementa el gradiente a medida que aumenta la tasa de líquido.

Para bajas tasas de flujo de líquido ($v_{sL} < 40$ cm/seg) un incremento en las tasa de gas ocasiona incremento en el número de burbujas y alargamiento en el tamaño y unificación formándose tapones en forma de bala. Estos tapones se vuelven inestables y colapsan a una mayor tasa de gas. El patrón cambia de manera alternada de tapón de gas a líquido a lo largo de la tubería. Durante el cambio de patrón de flujo la fricción en las paredes no se considera.

A altas tasas de flujos de gas ($v_{sg} > 1500$ cm/seg y $v_{sL} < 40$ cm/seg), el patrón de flujo cambia de flujo tapón a llovizna. Cuando el cambio sucede el gas entonces se vuelve la fase continua y el líquido se dispersa entrampado en el gas en formas de gotas. La fricción en las paredes es significativa para este tipo de flujo y la fricción se incrementa al incrementarse la tasa de gas. Sin embargo, es bueno hacer ver que primero el gradiente de presión pasa a un mínimo y luego se incrementa. El gradiente más bajo es el mínimo gradiente para aumentar la inyección de gas dentro de un pozo producido por levantamiento artificial por gas (L.A.G).

Si la tasa de flujo de líquido $v_{sL} > 160$ cm/seg se hace más difícil observar las variaciones en los patrones de flujo. El flujo tapón no existe, el patrón se vuelve turbulento y el líquido espumoso con burbujas de gas dispersas. Como la tasa de gas aumenta cada vez más, algunas segregaciones toman lugar rápidamente repitiendo el flujo tapón. Esto cambia finalmente a flujo llovizna donde $v_{sg} > 5000$ cm/seg. Los autores desarrollaron cuatro grupos adimensionales los cuales son usados en la correlación, estos son, N_{GV} , N_{LV} , N_d , N_L .

Ros hace una correlación de velocidad de deslizamiento en forma adimensional con los grupos adimensionales. Una correlación de velocidad de deslizamiento diferente se usó para los dos primeros regímenes de flujo y una velocidad de deslizamiento igual a cero cuando el holdup es igual a cero para flujo llovizna. Estas correlaciones de fricción en conjunto con las mencionadas previamente para cada uno de los tres tipos de patrones dan una forma de calcular el gradiente de presión total.

Ros demostró que para una tasa de flujo de líquido baja, el gradiente de presión es prácticamente independiente de la tasa de flujo de gas en el rango de estudio, pero a altas tasas de líquido el gradiente de presión varía significativamente con la tasa de gas.

La variedad de flujos fue dividido por Duns & Ros en tres regiones principales dependiendo de las cantidades presentes de gas:

En la primera región la fase continua es el líquido y el flujo es burbuja.

En la segunda región la fase de líquido y gas alternan. El flujo es tapón.

En la tercera región el gas es la fase continua y el régimen es flujo llovizna.

Las diferentes naturalezas de estas tres regiones hace necesario separar correlaciones por fricción y holdup para cada región. La identificación de las regiones de flujo están en función de N_{LV} , N_{GV} , L_1 , L_2 y N_d . Las diferentes regiones se pueden ver en la Fig.2.19 como una función de la velocidad de líquido, N_{LV} y el número de la velocidad del gas, N_{GV} .

Debido a que N_{LV} y N_{GV} están relacionados directamente a la tasa de flujo de líquido y gas respectivamente, un cambio en una o en ambas de estas tasas puede afectar la región de flujo. Los límites de estas regiones se puede observar más adelante en el procedimiento descrito para el cálculo de gradientes de presión para esta correlación.

También se encuentran en esta correlación términos tales como la velocidad de deslizamiento, v_s , que es relacionado con el holdup de líquido, H_L . El parámetro v_s se puede expresar de forma adimensional y se denota con la letra S . Al tener el valor de estos términos se determina el gradiente de presión estática.

Se usan diferentes fórmulas para el cálculo de S en cada una de las regiones de flujo, estas fórmulas están en función de los cuatro números adimensionales N_{LV} , N_{GV} , N_d , N_L .

Los autores obtienen a través de una interpolación los gradientes de presión entre el flujo tapón y el flujo llovizna.

En la correlación se puede observar también, que la rugosidad en las paredes en flujo llovizna se ve afectado por la película de líquido en las paredes de la tubería. Las ondulaciones en la película de las paredes causan un arrastre de gas. Este proceso

es regido por el número de Weber que es una variable adimensional y el cual se ve afectado por la viscosidad del líquido.

Para finalizar, se puede decir que esta correlación se usa para mezclas de petróleo y gas, siendo también preciso para cálculos de mezclas de agua y gas, pero no es válida para emulsiones estables. La caída de presión es más precisa en un rango de tuberías de 1 y 3 pulgadas de diámetro, gravedades de petróleo entre 13 y 56 °API. Además se puede decir que para RGL mayores a 5000 scf/bbl los errores son mayores de 20%.⁽¹¹⁾

Procedimiento para el Cálculo de Gradientes de Presión a través del modelo de Duns & Ros:

Se establecen patrones de flujo y se considera deslizamiento entre las fases. Es aplicable para un amplio rango y condiciones de flujo.

Según los autores:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_T = \frac{\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_e + \left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_f}{1 - EK} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.1})$$

Donde:

$$EK = \frac{V_{sg} \cdot V_m \cdot \rho_{ns}}{144 \cdot g_c \cdot P} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.2}) \quad \text{y} \quad \rho_{ns} = \rho_L \cdot \lambda + \rho_g \cdot (1 - \lambda) \quad (\text{Ec.2.8.1.2.3})$$

1. Se determina el patrón de flujo
2. Se determina L_1 y L_2 a partir de la figura de L vs N_d de Ros:

$$N_d = 120,872 \cdot d \cdot \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L}\right)^{\frac{1}{2}} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.4})$$

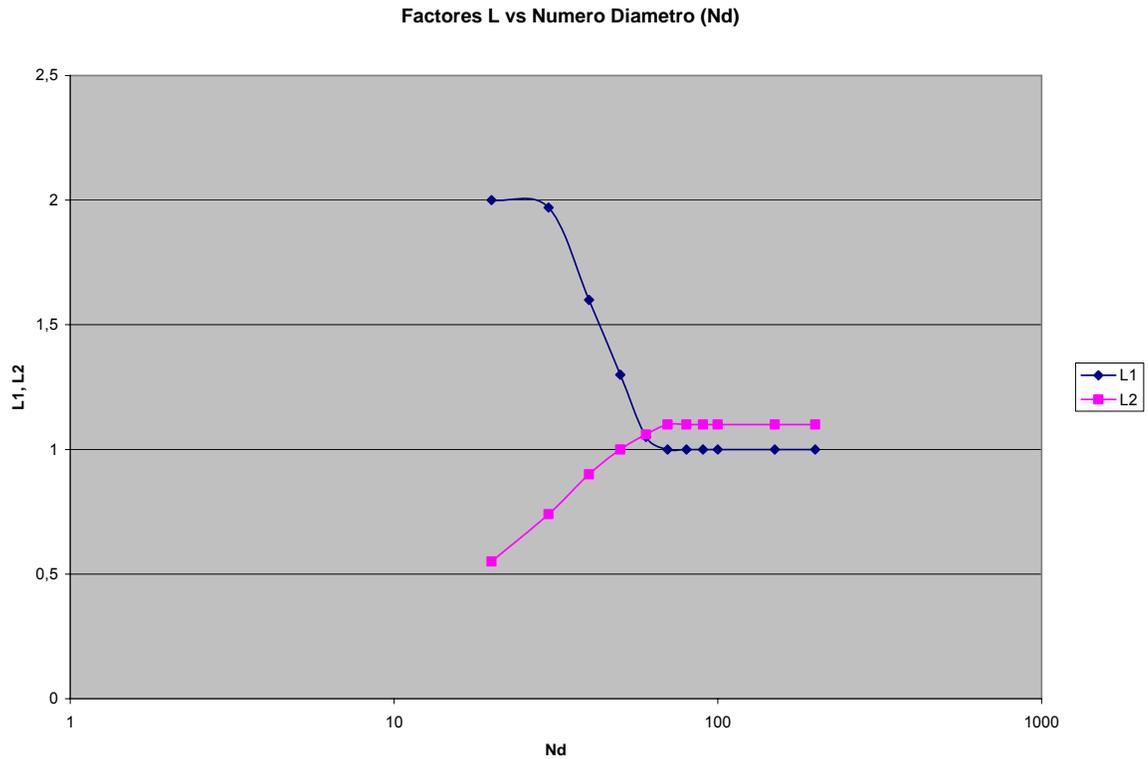


Fig.2.18. Factores L vs Número de Diámetro de la tubería

3. Se calcula L_S y L_M :

$$L_S = 50 + 36 \cdot N_{LV} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.5}) \quad \text{y} \quad L_M = 75 + 84 \cdot (N_{LV})^{0.75} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.6})$$

$$\text{Con } N_{LV} = 1.938 \cdot v_{sL} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{1/4} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.7}) \quad \text{y}$$

$$N_{GV} = 1.938 \cdot v_{sg} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{1/4} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.8})$$

4. A continuación los límites que determinan el patrón de flujo:

$$\text{Patrón Burbuja} \quad 0 \leq N_{GV} \leq (L_1 + L_2) \cdot N_{LV}$$

$$\text{Patrón Tapón} \quad (L_1 + L_2) \cdot N_{LV} \leq N_{GV} \leq L_S$$

$$\text{Patrón transición} \quad L_S < N_{GV} \leq L_M$$

Patrón neblina $N_{GV} > L_M$

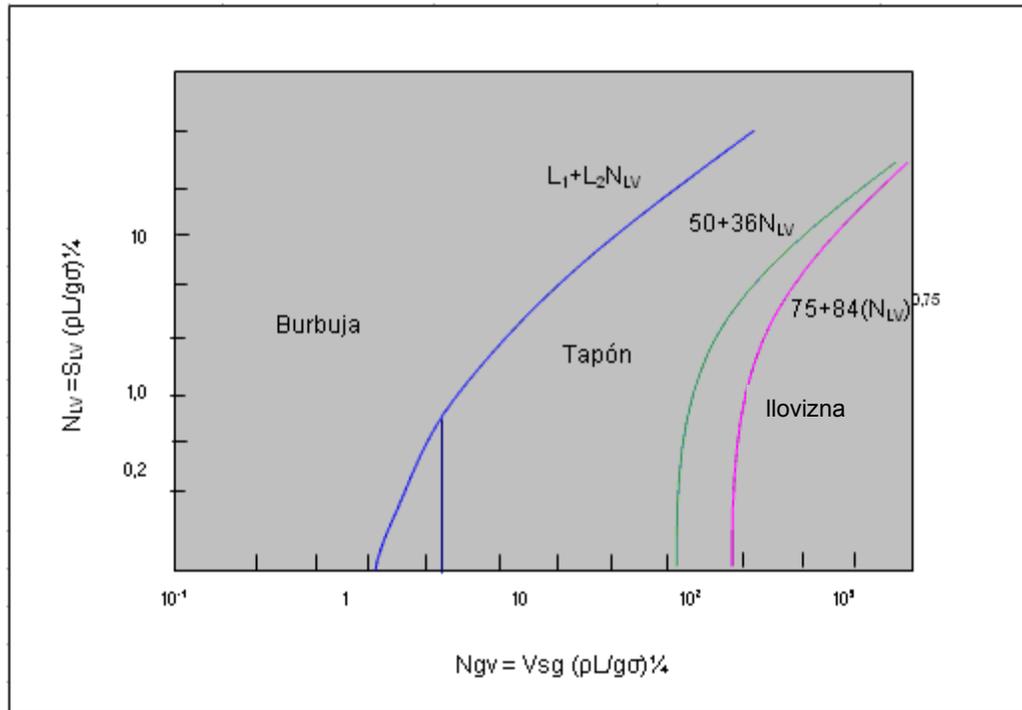


Fig. 2.19. Mapa de patrones de flujo de Duns & Ros

5. Determinación de los gradientes de presión según los gradientes de flujo

Patrón Burbuja:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_e = \frac{\rho_m}{144} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.9})$$

donde :

$$\rho_m = \rho_L \cdot H_L + \rho_g \cdot (1 - H_L) \quad (\text{Ec.2.8.1.2.10})$$

$$H_L = \frac{-(v_m - v_s) + \sqrt{(v_m - v_s)^2 + 4 \cdot v_s \cdot v_{sL}}}{2 \cdot v_s} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.11})$$

$$v_s = \frac{S}{1.938 \cdot \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L}\right)^{1/4}} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.12}) \quad \text{con}$$

$$S = F_1 + (F_2 \cdot N_{LV}) + \left[F_3' \cdot \left(\frac{N_{GV}}{1 + N_{LV}} \right)^2 \right] \quad (\text{Ec.2.8.1.2.13})$$

$$\text{y } F_3' = F_3 - \frac{F_4}{N_D} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.14})$$

Donde F_1 , F_2 , F_3 y F_4 se obtienen de la Figura 2.20 y están en función de N_L

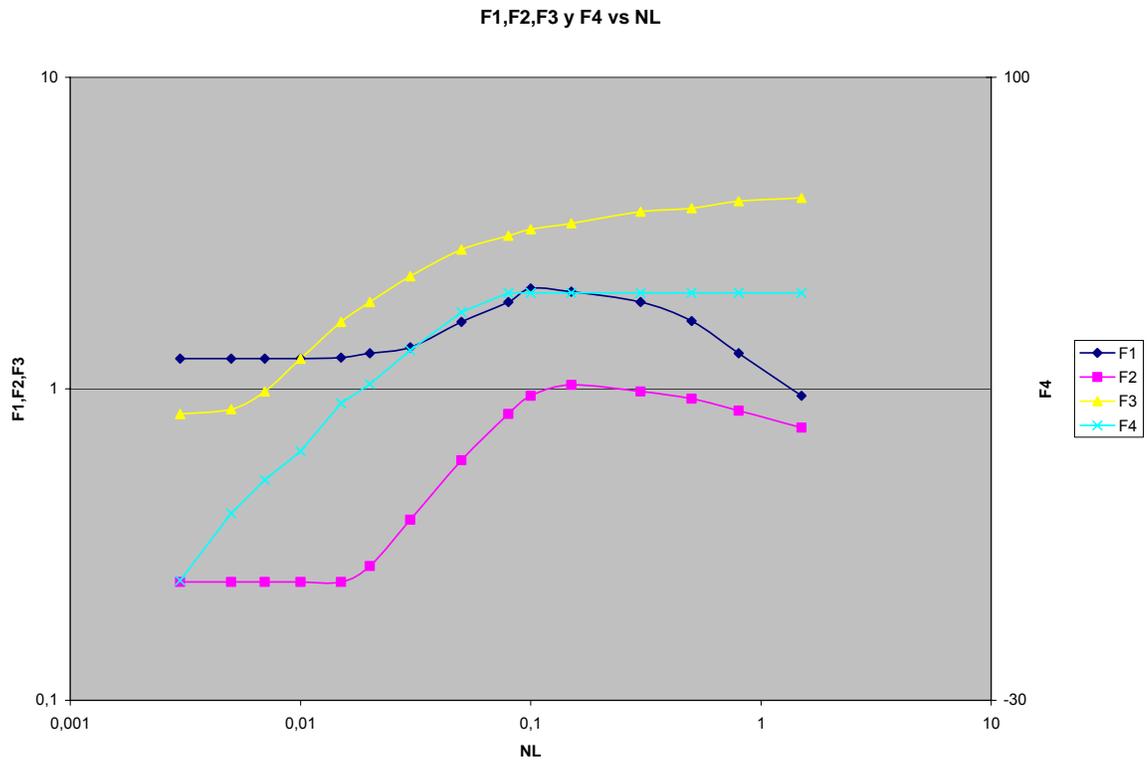


Fig.2.20. N_L vs F_1 , F_2 , F_3 , F_4

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H} \right)_f = \frac{f_m \cdot \rho_L \cdot v_{sL} \cdot v_m}{144 \cdot 2 \cdot g_C \cdot d} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.15}) \quad \text{con} \quad f_m = f_1 \cdot \frac{f_2}{f_3} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.16})$$

Donde:

f_1 = factor de fricción de Moody, en función de la rugosidad relativa, $\frac{\xi}{d}$ y del número de Reynolds para el patrón burbuja.

$$N_{RE_b} = \frac{1488 \cdot \rho_L \cdot d \cdot v_{SL}}{\mu_L} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.17})$$

$$f_2 = \text{se obtiene en función de } \frac{f_1 \cdot v_{sg} \cdot N_D^{2/3}}{v_{SL}}$$

$$f_3 = 1 + f_1 \cdot \sqrt{\frac{v_{sg}}{50 \cdot v_{SL}}} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.18})$$

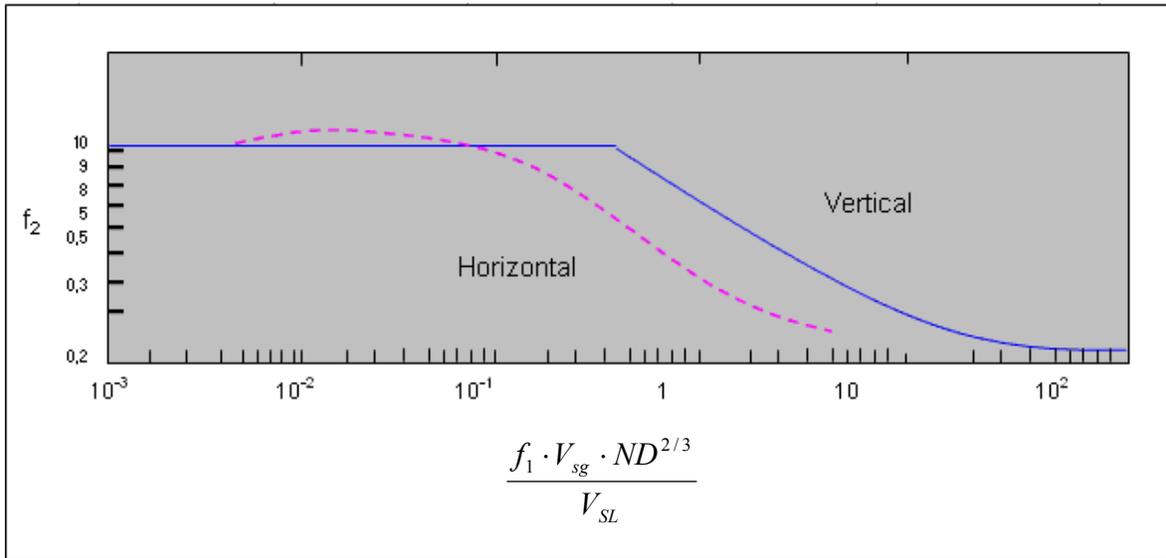


Fig.2.21. Corrección de Fricción de Burbuja

Patrón Tapón:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_e = \frac{\rho_m}{144} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.9}) \quad \text{con} \quad \rho_m = \rho_L \cdot H_L + \rho_g \cdot (1 - H_L) \quad (\text{Ec.2.8.1.2.10})$$

$$y \quad H_L = \frac{-(v_m - v_s) + \sqrt{(v_m - v_s)^2 + 4 \cdot v_s \cdot v_{SL}}}{2 \cdot v_s} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.11})$$

Donde:

$$v_s = \frac{S}{1.938 \cdot \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L}\right)^{1/4}} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.12})$$

$$y \quad S = \frac{(1 + F_5) \cdot (N_{GV}^{0.982} + F_6')}{(1 + F_7 \cdot N_{LV})^2} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.19})$$

$$\text{con} \quad F_6' = 0.0029 \cdot N_D + F_6 \quad (\text{Ec.2.8.1.2.20})$$

Los valores de F_5 , F_6 y F_7 se obtienen a partir de la siguiente figura, en función de N_L

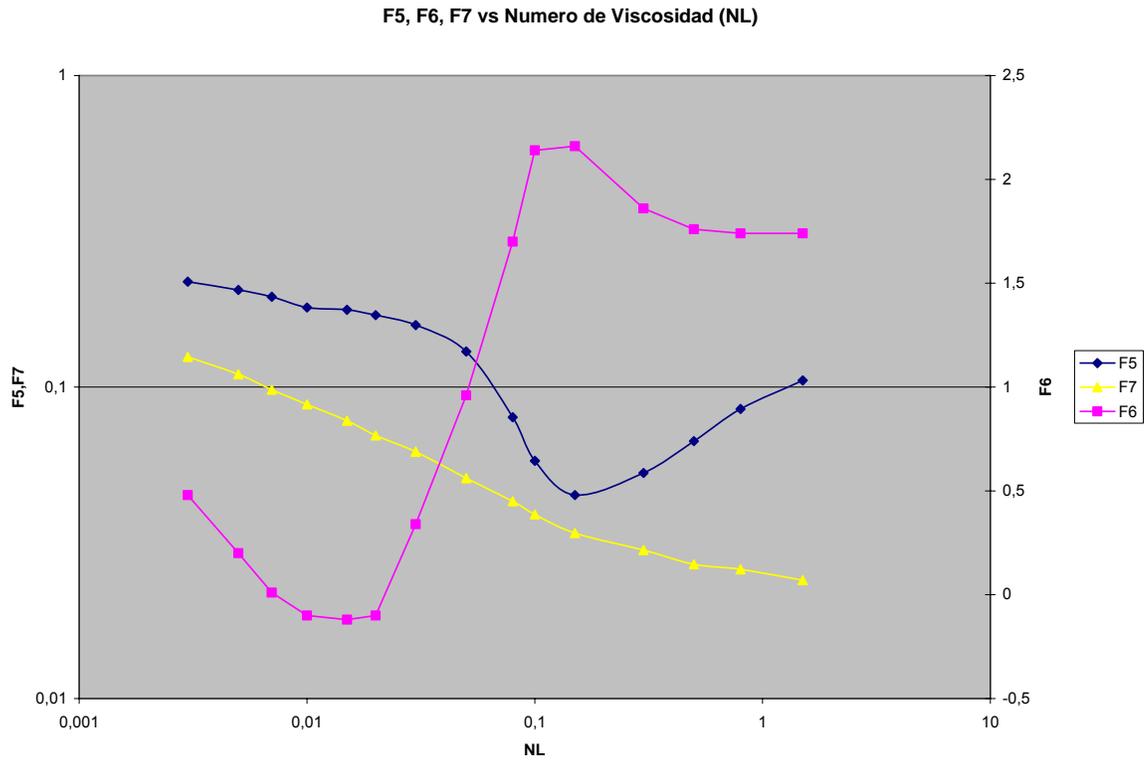


Fig.2.22. F_5, F_6, F_7 vs Número de viscosidad (N_L)

$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_f$ se calcula igual que para el patrón burbuja.

En este patrón de flujo el término de gradiente de aceleración no se considera.

Patrón Neblina:

Usando la (Ec.2.8.1.2.1).

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_T = \frac{\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_e + \left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_f}{144 \cdot (1 - EK)}$$

El gradiente de presión por elevación se expresa por la ecuación correspondiente.

Duns & Ros supone que no existe deslizamiento en este tipo de patrón, por la cual la ρ_m que lleva la componente gravitacional se calcula, de la (Ec.2.8.1.2.3):

$$\rho_m = \rho_L \cdot \lambda + \rho_g \cdot (1 - \lambda) \quad (\text{Ec.2.8.1.2.21})$$

El gradiente de presión por fricción está basado sólo en la fase continua, es decir, en el gas en este caso,

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_f = \frac{f \cdot \rho_g \cdot v_{sg}^2}{2 \cdot g_c \cdot d} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.22})$$

f se encuentra en función del número Reynolds

$$N_{RE} = \frac{1488 \cdot \rho_g \cdot v_{sg} \cdot d}{\mu_g} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.23})$$

Los autores en sus experimentos, detectaron la formación de una película de líquido, que permitía el paso del gas además de variar la rugosidad de la tubería. Este proceso se rige por el número de Weber.

$$N_{We} = 454 \cdot \xi \cdot \left[\frac{\rho_g \cdot v_{sg}^2}{\sigma_L} \right] \quad (\text{Ec.2.8.1.2.24})$$

$$\frac{\xi}{d} > 10^{-3} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.25})$$

A continuación procedimiento para calcular f :

a. Calcular los números adimensionales de Weber y viscosidad líquida.

b. Se calcula $\frac{\xi}{d}$

Si $N_{We} \cdot N_{\mu} < 0.005$, entonces:

$$\frac{\xi}{d} = \frac{0.0749 \cdot \sigma_L}{\rho_g \cdot v_{sg}^2 \cdot d} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.26})$$

Si $N_{We} \cdot N_{\mu} \geq 0.005$, entonces:

$$\frac{\xi}{d} = \frac{0.386 \cdot \sigma_L \cdot (N_{We} \cdot N_{\mu})^{0.302}}{\rho_g \cdot v_{sg}^2 \cdot d} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.27})$$

c. Si $10^{-3} < \frac{\xi}{d} < 0.05$, f se obtiene del gráfico de Moody o con las ecuaciones.

$$\text{Si } \frac{\xi}{d} \geq 0.05, \quad f = \frac{1}{4 \cdot \log\left(0.27 \cdot \frac{\xi}{d}\right)^2} + 0.267 \cdot \left(\frac{\xi}{d}\right)^{1.73} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.28})$$

El término de energía cinética viene dado por:

$$EK = v_{sg} \cdot \frac{(\rho_L \cdot v_{sL} + \rho_g \cdot v_{sg})}{144 \cdot g_C \cdot P} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.29})$$

Patrón Transición:

De la (Ec.2.8.1.2.1):

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_T = \frac{\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_e + \left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_f}{1 - EK}$$

El gradiente de presión por elevación se expresa

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_e = A \cdot \left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_{e_{TAPÓN}} + B \cdot \left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_{e_{NEBLINA}} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.30})$$

Donde:

$$A = \frac{L_S - N_{GV}}{L_m - L_S} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.31}) \quad \text{y} \quad B = \frac{N_{GV} - L_S}{L_m - L_S} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.32})$$

$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_{e_{TAPÓN}}$ gradiente de presión por elevación en el patrón tapón.

$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_{e_{NEBLINA}}$ gradiente de presión por elevación en el patrón neblina.

El gradiente de presión por fricción es:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_f = A \cdot \left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_{f_{TAPÓN}} + B \cdot \left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_{f_{NEBLINA}} \quad (\text{Ec.2.8.1.2.33})$$

Donde:

$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_{f_{TAPÓN}}$ gradiente de presión por fricción en el patrón tapón.

$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_{f_{NEBLINA}}$ gradiente de presión por fricción en el patrón neblina.⁽¹¹⁾

Nomenclatura de Correlación de Duns y Ros

γ_o = gravedad específica del petróleo	S = factor de deslizamiento
ρ_L = densidad del líquido, lb/pies ³	H_L = Holdup de líquido
\bar{P} = presión promedio, lpca	N_{Re} = número de Reynolds
\bar{T} = temperatura promedio, °F	G_{fr} = gradiente de fricción
\bar{Z} = factor de compresibilidad promedio	G_{st} = gradiente estático
ρ_g = densidad promedio del gas, lbm/pies ³	L_S = ecuación que describe la frontera tapón
μ_L = viscosidad de líquida, cp	L_M = ecuación que describe la frontera llovizna
σ_L = tensión superficial de líquido, dinas/cm	
N_L = número de viscosidad de líquido	
N_{LV} = número de velocidad de líquido	
v_{sg} = velocidad superficial de gas, pies/seg	
v_{sL} = velocidad superficial de líquido, pies/seg	
v_s = velocidad de deslizamiento	
N_{GV} = número de la velocidad del gas	
N_d = número de diámetro de la tubería	

2.8.1.3 Correlación de Orkiszewski

La correlación de Orkiszewski resultó de un análisis de muchos métodos publicados para determinar cual de estos predice con exactitud las caídas de presiones para un amplio rango de condiciones de pozos. Estos métodos primero se categorizaron basándose en su similitud con los conceptos teóricos. Ciertos métodos fueron seleccionados de cada una de las tres categorías establecidas. La selección de cada categoría se hizo de forma que el holdup de líquido fue considerado en los cálculos de densidad, como la pérdida de fricción haciendo así una distinción de los regímenes de flujo.

En una de las categorías, el holdup de líquido no se considera en los cálculos de densidad, el holdup de líquido y la pérdida de fricción en las paredes fueron expresados usando una correlación empírica del factor de fricción y no se distingue el régimen de flujo. Otra categoría usa el holdup en el cálculo de densidad, las pérdidas de fricción se basan en la composición de las propiedades de líquido y gas; y no se hace distinción entre los regímenes de flujo. Las tres categorías consideran el holdup de líquido en el cálculo de las densidades y se determina de la velocidad de deslizamiento, las pérdidas de fricción fueron determinadas por las propiedades de la fase continua, cuatro regímenes de flujo fueron reconocidos.

El holdup de líquido se deriva de observaciones de fenómenos físicos y que el gradiente de presión fue relacionado a la distribución de la fase de líquido y gas. El establece una correlación de velocidad de deslizamiento y fricción para cada uno de los cuatro patrones de flujo. Los cuatro patrones de flujo fueron burbuja, tapón, transición y llovizna.

Debido a que el flujo tapón se presentó en el 95% de los casos que el estudió. Orkiszewski consideró su correlación haciendo una modificación del trabajo hecho por Griffith y Wallis y usa la correlación de Duns & Ros para flujo llovizna y transición.

El comparó cinco métodos seleccionados y determinó la cantidad de desviación entre estos y las caídas de presión medidas. Dos de los métodos fueron los de Duns & Ros y el de Griffith y Wallis mostrando ambos gran precisión, luego él los programó haciendo los cálculos en computadora y probándolos para data de 148 pozos.

Ningún otro método cubre en su totalidad el rango de las condiciones usadas en la prueba. La correlación Griffith y Wallis es confiable en tasas de flujo bajas de flujo tapón pero es impreciso para tasas de flujo altas. El método de Duns & Ros es impreciso para altas viscosidades de petróleo en un rango de tasas de flujo bajas. La correlación de Griffith y Wallis parece dar una mejor base para una solución general mejorada, aunque los valores dados dan más error que la correlación de Duns & Ros, por lo tanto, la correlación Griffith y Wallis fue seleccionada por Orkiszewski debido a que la predicción de la velocidad de deslizamiento es obtenida de la observación física y la caída por fricción es despreciable. El método Duns & Ros se presenta como una forma compleja de interrelacionar parámetros y ecuaciones lo que hace difícil relacionar lo que ocurre físicamente dentro de la tubería.

Orkiszewski extiende el trabajo de Griffith y Wallis incluyendo rango de velocidades altas de flujo. Desarrolló un parámetro tomando en cuenta (1) la cantidad de líquido distribuido entre el tapón de líquido, la película de líquido y el líquido atrapado en la burbuja de gas y (2) el holdup de líquido a altas velocidades de flujo. Estos parámetros se usaron para calcular las pérdidas de fricción en las paredes y la densidad del flujo y se comparó con la data publicada por Hagedorn and Brown.

Orkiszewski concluye que las modificaciones del método de Griffith y Wallis es solo uno de los tres métodos que predice caídas de presiones con suficiente aproximación sobre todo el rango de condiciones usado en el estudio. También, la precisión puede adicionalmente mejorar si la distribución de la fase líquida puede analizarse con más rigurosidad. Debido a que el método de Griffith y Wallis es expresado en términos de regiones de flujo y distribución de líquido y debido a las limitaciones de los otros métodos con respecto a esto. Adicionalmente el autor

concluye que para el trabajo de ingeniería este método es más preciso que otras correlaciones.

Después asumió una diferencia de presión y calculando varias propiedades requeridas, se selecciona una región de flujo, dependiendo de cual sea esta se hacen los cálculos de caída de presión que por lo general incluyen fricción y holdup.

Para finalizar es bueno decir que la caída de presión se determina con mayor precisión para esta correlación en un rango de diámetro de tuberías de 1 y 2 pulgadas, un rango de gravedades de petróleo pesado entre 13 y 30 °API. Y $RGL < 5000$ pies³/bbl.⁽⁶⁾⁽²¹⁾

Procedimiento para el Cálculo de Gradientes de Presión a través del modelo de Orkiszewski:

Se considera deslizamiento entre las fases y existen cuatro patrones de flujo.

El autor modifica los trabajos de Griffith y Wallis y Duns & Ros.

Patrón de Flujo Burbuja:

Los límites son $\frac{v_{sg}}{v_m} < L_B$ (Ec.2.8.1.3.1)

Donde:

$$L_B = 1.071 - \frac{0.2218 \cdot v_m^2}{d} \quad (\text{Ec.2.8.1.3.2})$$

Siendo:

$$L_B \geq 0.13$$

$$v_m = v_{sg} + v_{sL} \quad (\text{Ec.2.8.1.3.3})$$

Donde a su vez:

$$v_{sL} = \frac{5.615 \cdot (q_o \cdot f_o \cdot \beta_o + q_w \cdot f_w \cdot \beta_w)}{86400 \cdot A_t} \quad (\text{Ec.2.8.1.3.4})$$

$$v_{sg} = \frac{(q_L \cdot RGL - q_o \cdot R_s) \cdot \beta_g}{86400 \cdot A_t} \quad (\text{Ec.2.8.1.3.5})$$

La ecuación de gradiente de presión total es:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_T = \frac{\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_e + \left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_f}{144} \quad (\text{Ec.2.8.1.3.6})$$

El gradiente de presión por elevación viene dado por:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_e = \frac{g \cdot \rho_m}{g_C} \quad (\text{Ec.2.8.1.3.7})$$

Donde:

$$\rho_m = \rho_L \cdot H_L + \rho_g \cdot (1 - H_L) \quad (\text{Ec.2.8.1.3.8})$$

y H_L de la ecuación

$$H_L = 1 - \frac{1}{2} \cdot \left(1 + \frac{v_m}{v_s} - \sqrt{\left(1 + \frac{v_m}{v_s}\right)^2 - 4 \cdot \frac{v_{sg}}{v_s}} \right) \quad (\text{Ec.2.8.1.3.9})$$

Griffith supuso $v_s = 0.8$ pies/seg

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

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_f = \frac{f \cdot \rho_L \cdot \left(\frac{v_{sL}}{H_L}\right)^2}{2 \cdot g_C \cdot d} \quad (\text{Ec.2.8.1.3.10})$$

Donde f esta en función de $\frac{\xi}{d}$

$$N_{Re} = \frac{1488 \cdot \rho_L \cdot d \cdot v_{sL}}{H_L \cdot \mu_L} \quad (\text{Ec.2.8.1.3.11})$$

El gradiente de presión por aceleración se considera despreciable por ser la fase líquida la fase continua en burbuja.

Patrón de Flujo Tapón:

Los límites son $\frac{v_{sg}}{v_m} > L_B$ y $N_{GV} < L_S$

Donde:

$$L_S = 50 + 36 \cdot N_{LV} \quad (\text{Ec.2.8.1.3.12})$$

Siendo:

$$N_{LV} = 1.938 \cdot V_{sL} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{1/4} \quad (\text{Ec.2.8.1.3.13}) \text{ y}$$

$$N_{GV} = 1.938 \cdot v_{sg} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{1/4} \quad (\text{Ec.2.8.1.3.14})$$

El gradiente de presión total viene dado por la (Ec.2.8.1.3.6)

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H} \right)_T = \frac{\left(\frac{\Delta P}{\Delta H} \right)_e + \left(\frac{\Delta P}{\Delta H} \right)_f}{144}$$

El gradiente de presión por elevación viene dado por la (Ec.2.8.1.3.7)

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H} \right)_e = \frac{g \cdot \rho_m}{g_C}$$

Donde:

$$\rho_m = \frac{\rho_L \cdot (v_{sL} + v_b) + \rho_g \cdot v_{sg}}{v_m + v_b} + \delta \cdot \rho_L \quad (\text{Ec.2.8.1.3.15})$$

Donde:

δ = coeficiente de distribución de líquido

$$v_b = C_1 \cdot C_2 \cdot \sqrt{g \cdot d} \quad (\text{Ec.2.8.1.3.16}) \text{ Donde, } v_b \text{ se encuentra iterando}$$

El procedimiento es como sigue:

1. Se supone un valor de v_b :

$$v_{ba} = 0.5 \cdot \sqrt{g \cdot d} \quad (\text{Ec.2.8.1.3.17})$$

2. Se calcula $N_{Re_b} = \frac{1488 \cdot v_{ba} \cdot d \cdot \rho_L}{\mu_L}$ (Ec.2.8.1.3.18) y

$$N_{Re_L} = \frac{1488 \cdot v_m \cdot d \cdot \rho_L}{\mu_L} \quad (\text{Ec.2.8.1.3.19})$$

3. Se obtiene el nuevo valor de v_b .

Si $N_{Re_b} \leq 3000$, entonces:

$$v_{bc} = (0.546 + 8.74 \cdot 10^{-6} \cdot N_{Re_L}) \cdot \sqrt{g \cdot d} \quad (\text{Ec.2.8.1.3.20})$$

Si $N_{Re_b} \geq 8000$, entonces:

$$v_{bc} = (0.35 + 8.74 \cdot 10^{-6} \cdot N_{Re_L}) \cdot \sqrt{g \cdot d} \quad (\text{Ec.2.8.1.3.21})$$

Si $3000 < N_{Re_b} < 8000$, entonces:

$$v_{bc} = \frac{1}{2} \cdot \left(\theta + \sqrt{\theta^2 + \frac{13.59 \cdot \mu_L}{\rho_L \cdot \sqrt{d}}} \right) \quad (\text{Ec.2.8.1.3.22})$$

Donde:

$$\theta = (0.251 + 8.74 \cdot 10^{-6} \cdot N_{Re_L}) \cdot \sqrt{g \cdot d} \quad (\text{Ec.2.8.1.3.23})$$

4. El proceso termina cuando $|v_{bc} - v_{ba}| < 0.02$ (Ec.2.8.1.3.24)

El coeficiente de distribución de líquido (δ) se determina a partir de una de las siguientes ecuaciones, dependiendo de la fase líquida continua y del valor de la velocidad de la mezcla.

Si la fase líquida continua es agua $RAP \geq 4$ y el valor de $v < 10$ pies/seg entonces:

$$\delta = \frac{0.013 \cdot \log(\mu_L)}{d^{1.38}} - 0.681 + 0.232 \cdot \log(v_m) - 0.428 \cdot \log(d) \quad (\text{Ec.2.8.1.3.25})$$

Si la fase líquida continua es agua $RAP \geq 4$ y el valor de $v_m \geq 10$ pies/seg entonces:

$$\delta = \frac{0.045 \cdot \log(\mu_L)}{d^{0.799}} - 0.709 - 0.162 \cdot \log(v_m) - 0.888 \cdot \log(d) \quad (\text{Ec.2.8.1.3.26})$$

Si la fase líquida continua es petróleo $RAP < 4$ y el valor de $v_m < 10$ pies/seg entonces:

$$\delta = \frac{0.0125 \cdot \log(\mu_L + 1)}{d^{1.415}} - 0.284 + 0.167 \cdot \log(v_m) + 0.113 \cdot \log(d) \quad (\text{Ec.2.8.1.3.27})$$

Si la fase líquida continua es petróleo $RAP < 4$ y el valor de $v_m \geq 10$ pies/seg entonces:

$$\delta = \frac{0.0274 \cdot \log(\mu_L + 1)}{d^{1.371}} - 0.161 + 0.569 \cdot \log(d) + X \quad (\text{Ec.2.8.1.3.28})$$

$$X = -\log(v_m) \cdot \left(\frac{0.01 \cdot \log(\mu_L + 1)}{d^{1.571}} \right) + 0.397 + 0.63 \cdot \log(d) \quad (\text{Ec.2.8.1.3.29})$$

El valor de δ está restringido con la finalidad de eliminar discontinuidades de presión entre los distintos patrones de flujo.

$$\text{Si } v_m < 10, \text{ entonces } \delta \geq -0.065 \cdot v_m \quad (\text{Ec.2.8.1.3.30})$$

$$\text{Si } v_m \geq 10, \text{ entonces } \delta \geq \frac{v_b}{v_m + v_b} \cdot \left(1 - \frac{\rho_m}{\rho_L} \right) \quad (\text{Ec.2.8.1.3.31})$$

El gradiente de presión por fricción se obtiene de

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H} \right)_f = \frac{f \cdot \rho_L \cdot v_m^2}{2 \cdot g_C \cdot d} \cdot \left(\frac{v_{sL} + v_b}{v_m + v_b} + \delta \right) \quad (\text{Ec.2.8.1.3.32})$$

Donde f se halla en función del N_{Re} y de $\frac{\xi}{d}$, (Ec.2.8.1.3.19):

$$N_{Re} = \frac{1488 \cdot \rho_L \cdot v_m \cdot d}{\mu_L}$$

El gradiente de presión por aceleración se considera despreciable por ser la fase líquida la fase continua.

Patrones Neblina y Transición: Los gradientes de presión para estos patrones se consiguen de igual forma como en el método de Duns & Ros.

Nomenclatura de Correlación de Orkiszewski

d = diámetro, pulg	N_{Re_b} = número de Reynolds burbuja
d_h = diámetro de la tubería, pulg	q_g = tasa volumétrica de gas, pies ³ /seg
$\bar{v}_g = N_{gv}$ = velocidad de gas adimensional	q_L = tasa volumétrica de líquido, pies ³ /seg
v_t = velocidad total de fluido, pies /seg	q_t = tasa volumétrica total, pies ³ /seg
v_s = velocidad de deslizamiento, pies ³ /seg	ρ_L = densidad del líquido, lb/pies ³
H_g = fracción de vacío de gas	σ = tensión superficial de líquido, dinas/cm
L_B = límite de burbuja-tapón	$\bar{\rho}$ = densidad promedio del gas
L_S = límite tapón-transición	τ_f = gradiente de pérdida de fricción
L_m = límite transición-llovizna	μ_L = viscosidad líquida, cp
N_{Re} = número de Reynolds	δ = el coeficiente de distribución de líquido
$\frac{\xi}{d}$ = rugosidad relativa	

2.8.1.4 Correlación de Hagedorn & Brown

Desarrollaron una correlación general para un amplio rango de condiciones. Los aspectos principales de dichas correlación son:

- La ecuación de gradiente de presión incluyen el término de energía cinética y considera que existe deslizamiento entre las fases
- No considera los patrones de flujo.
- El factor de fricción para flujo bifásico se calcula utilizando el diagrama de Moody.
- La viscosidad líquida tiene un efecto importante en las pérdidas de presión que ocurre en el flujo bifásico.

El factor de entrapamiento líquido o fracción del volumen de la tubería ocupado por líquido es función de cuatro (4) números adimensionales: número de velocidad líquida, número de velocidad del gas, número del diámetro de la tubería y el número de la viscosidad líquida (introducidos por Duns & Ros). ⁽¹⁵⁾

Procedimiento para el Cálculo de Gradientes de Presión a través del modelo de Hagedorn & Brown:

Según los autores:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_T = \frac{1}{144} \left[\rho_m + \frac{f_m \cdot \rho_f \cdot V_m^2}{2 \cdot g_c \cdot d} + \frac{\rho_m \cdot (V_m^2)}{2 \cdot g_c \cdot \Delta H} \right] \quad (\text{Ec.2.8.1.4.1})$$

Cálculo de ρ_m y ρ_f

$$\rho_m = \rho_L \cdot H_L + \rho_g (1 - H_L) \quad (\text{Ec.2.8.1.4.2})$$

$$\rho_f = \frac{\rho_m^2}{\rho_g} = \frac{[\rho_L \cdot \lambda_L + \rho_g (1 - \lambda_L)]^2}{\rho_L \cdot H_L + \rho_g \cdot (1 - H_L)} \quad (\text{Ec.2.8.1.4.3})$$

- Cálculo de H_L :

Se determina L_B ,

$$L_B = 1.071 - \frac{0.2218 \cdot V_m^2}{d} \quad (\text{Ec.2.8.1.4.4})$$

Donde L_B debe ser ≥ 0.13

Si $\frac{V_{sg}}{V_m} < L_B$, existe patrón de burbuja, entonces :

$$H_L = 1 - 0.5 \left[1 + \frac{V_m}{V_s} - \sqrt{\left(1 - \frac{V_m}{V_s}\right)^2 - 4 \left(\frac{V_{sg}}{V_s}\right)} \right] \quad (\text{Ec.2.8.1.4.5})$$

Siendo $V_s = 0.8$ pie/seg

Si $\frac{V_{sg}}{V_m} > L_B$, H_L es función de los números adimensionales:

$$N_{LV} = 1.938 \cdot V_{SL} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L}\right)^{1/4} \quad (\text{Ec.2.8.1.4.6})$$

$$N_{GV} = 1.938 \cdot V_{sg} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L}\right)^{1/4} \quad (\text{Ec.2.8.1.4.7})$$

$$N_D = 120.872 \cdot d \cdot \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L}\right)^{1/2} \quad (\text{Ec.2.8.1.4.8})$$

$$N_L = 0.15726 \cdot \mu_L \cdot \left(\frac{1}{\sigma_L^3 \cdot \rho_L}\right)^{1/4} \quad (\text{Ec.2.8.1.4.9})$$

Con:

$$\rho_L = \rho_o \cdot F_o + \rho_w \cdot F_w \quad (\text{Ec.2.8.1.4.10})$$

$$\sigma_L = \sigma_o \cdot F_o + \sigma_w \cdot F_w \quad (\text{Ec.2.8.1.4.11})$$

- Con NL se obtiene a partir de la figura de CNL .

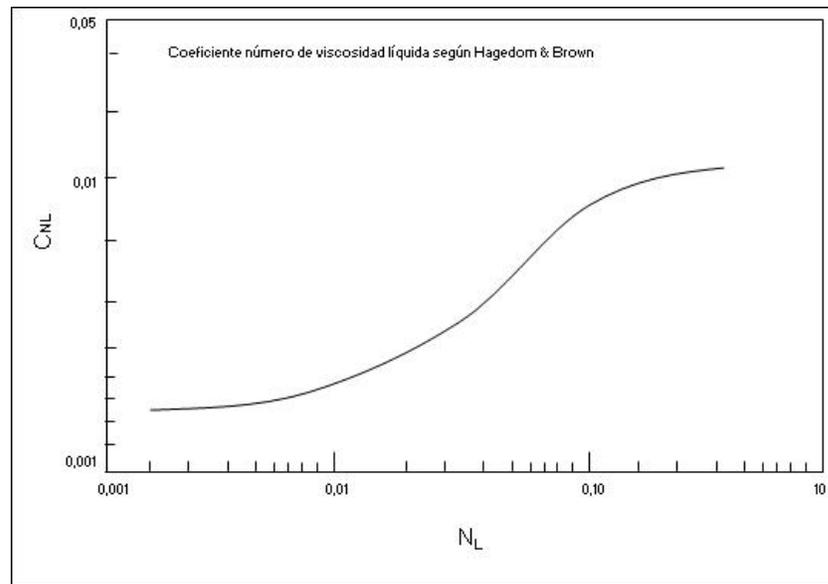


Fig.2.23. Coeficiente número de Viscosidade líquida según Hagedorn & Brown

- Con el factor $\left(\frac{N_{GV} \cdot N_L^{0.38}}{N_D^{2.14}} \right)$ y usando la siguiente figura se obtiene ψ .

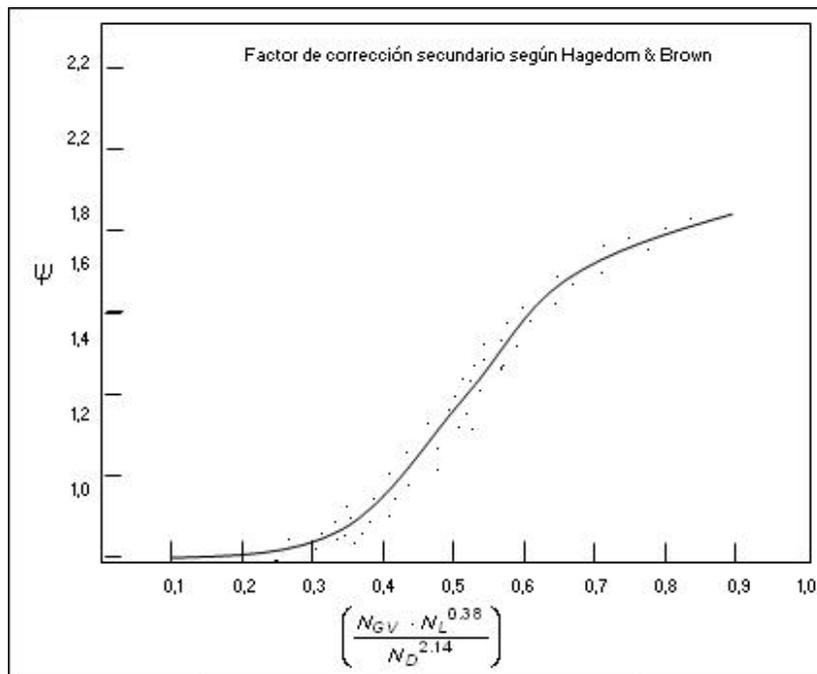


Fig.2.24. Factor de Corrección Secundario según Hagedorn & Brown

- Con el factor $\left(\frac{N_{LV}}{N_{GV}^{0.575}}\right) \cdot \left(\frac{P}{14.7}\right)^{0.1} \cdot \left(\frac{C_{NL}}{N_D}\right)$ Se obtiene $\frac{H_L}{\Psi}$ a partir de la figura

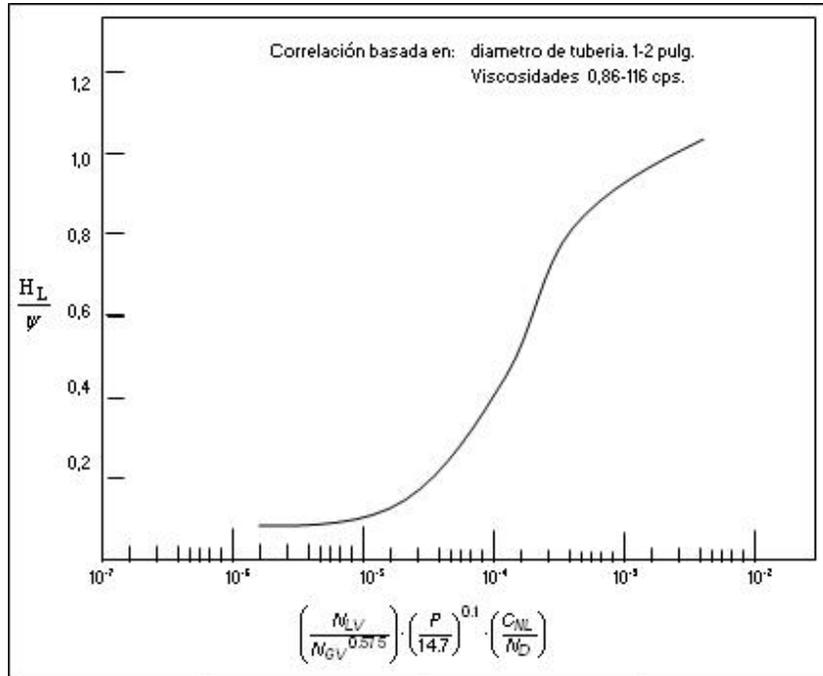


Fig.2.25. Correlación basada en $d_{\text{TUBERÍA}}$ de 1-2 pulg. y μ de 0.86- 116 cp

Luego, $H_L = \left(\frac{H_L}{\Psi}\right) \cdot \Psi$ (Ec. 2.8.1.4.12)

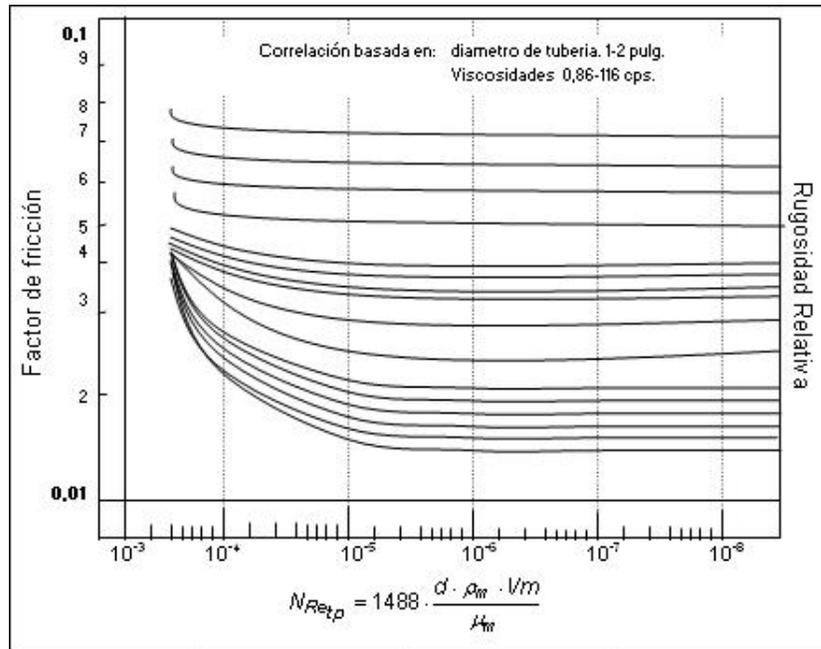
- Cálculo de f_m (factor de fricción de Moody):

Conocido $\frac{\xi}{d}$, se calcula:

$$N_{Re_{\eta}} = 1488 \cdot \frac{d \cdot \rho_m \cdot V_m}{\mu_m} \quad (\text{Ec. 2.8.1.4.13})$$

$$\text{Con } \mu_m = \mu_L^{H_L} \cdot \mu_g^{(1-H_L)} \quad (\text{Ec. 2.8.1.4.14})$$

Con la figura de Moody y $N_{Re_{\eta}}$ se obtiene f_m

Fig.2.26. N_{ReTP} vs Factor de fricción

$$N_{ReTP} = 1488 \cdot \frac{d \cdot \rho_L \cdot V_L}{\mu_L} \quad (\text{Ec. 2.8.1.4.15})$$

$$\text{Con } V_L = \frac{V_{SL}}{H_L} \quad (\text{Ec. 2.8.1.4.16})$$

Y el gradiente de presión por fricción se convierte en:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta Z} \right)_f = \left(\frac{f_m \cdot \rho_L \cdot V_L^2}{2 \cdot d \cdot g_c} \right) \quad (\text{Ec. 2.8.1.4.17})$$

- Cálculo del gradiente de energía cinética, EK

$$EK = \frac{\rho_m \cdot \Delta(V_m^2)}{2 \cdot g_c \cdot \Delta H} \quad \text{o} \quad EK = \left(\frac{dP}{dZ} \right)_{acc} = \frac{\rho_m \cdot \Delta(V_m^2)}{2 \cdot g_c \cdot dZ}$$

Este gradiente es despreciable cuando la presión promedio es mayor de 150 lpc,

$$V_m^2 = |V_{m1}^2 - V_{m2}^2|$$

$$V_{m1}^2 = (V_{SL1} + V_{sg1})^2 \quad \text{a } P_1 \text{ y } T_1 \quad \text{y}$$

$$V_{m2}^2 = (V_{SL2} + V_{sg2})^2 \quad \text{a } P_2 \text{ y } T_2^{(15)}$$

Nomenclatura de Correlación de Hagedorn & Brown

f_m = fracción de fricción de moody

ρ_L = densidad del líquido, lb/pies³

ρ_g = densidad promedio del gas, lbm/pies³

F_o = fracción de petróleo

F_w = fracción de agua

μ_m = viscosidad de la mezcla, cp

μ_L = viscosidad de líquida, cp

μ_g = viscosidad del gas, cp

σ_L = tensión superficial de líquido, dinas/cm

N_L = número de viscosidad de líquido

N_{LV} = número de velocidad de líquido

v_{sg} = velocidad superficial de gas, pies/seg

v_{sL} = velocidad superficial de líquido, pies/seg

v_s = velocidad de deslizamiento

N_L = número de viscosidad de líquido

N_{GV} = número de la velocidad del gas

N_d = número de diámetro de la tubería

S = factor de deslizamiento

H_L = Holdup de líquido

N_{Re} = número de Reynolds

L_S = ecuación que describe la frontera tapón

L_M = ecuación que describe la frontera llovizna

2.8.2 Correlaciones Para Flujo Horizontal:

2.8.2.1 Correlación de Lockhart y Martinelli

Los autores presentaron un excelente trabajo que ha sido ampliamente usado en la industria.

Se considera por ser muy bueno para bajas tasas de gas y líquido y bueno en general para medidas de tuberías pequeñas. Ellos presentaron el resultado del trabajo experimental conducidos en líneas de flujo de 0.0586 pulgadas a 1.017pulgadas. Ellos propusieron que pueden existir cuatro tipos de mecanismo de flujo durante el flujo simultáneo de líquido y gas o vapor.

La caída de presión por unidad de longitud para el flujo de las dos fases es:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{TP} = \phi^2 \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_g$$

Donde $\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_g$ es el pseudogradiante para la fase gaseosa, despreciando los efectos de flujo de líquido y ϕ_g es el parámetro el cual es función de la variable adimensional X , La variable X es función del cociente del flujo másico de líquido y gas, el cociente de densidades de líquido y gas, el cociente de viscosidades de líquido y gas, y el diámetro de la tubería.

Cada tipo de mecanismo de flujo fue asociado con una forma diferente de X . Sin embargo, Lockhart y Martinelli presentaron una correlación más generalizada y la data para cada uno de los mecanismos de flujo puede ser comparada directamente.

Las principales variables de correlación son, ϕ_g , ϕ_L y varias variables obtenidas. Los tres parámetros correlacionados fueron definidos como sigue:

$$X^2 = \frac{N_{Re_g} \cdot m_{C_g} \left(\frac{W_L}{W_g}\right)^2 \rho_g}{N_{Re_L} \cdot n_{C_g} \left(\frac{W_g}{W_g}\right) \rho_L} = \frac{\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_L}{\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_g} \quad (\text{Ec.1})$$

$$\phi_L^2 = \frac{\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{TP}}{\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_L} \quad (\text{Ec.2})$$

$$\phi_g^2 = \frac{\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{TP}}{\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_g} \quad (\text{Ec.3})$$

Donde:

$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_L$ = gradiente de presión si solo fluyera líquido

$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_g$ = gradiente de presión si solo fluyera gas

$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{TP}$ = gradiente de presión actual de las dos fases

X fue evaluado para cada tipo de flujo sustituyendo el exponente apropiado n y m y la constante c_L y c_g dentro de la ecuación (Ec.1)

Dukler compara la correlación de Lockhart y Martinelli con las de Baker, Bankoff, Chenoweth y Martin, Yagi y otros. Reportando que la correlación de Lockhart y Martinelli cuando el diámetro de la tubería aumenta es menos preciso.⁽¹⁸⁾

Procedimiento para el Cálculo de Gradientes de Presión a través del modelo de Lockhart y Martinelli

1. Se calcula la pérdida de presión para el líquido asumiendo que este se encuentra solo en la tubería:

$$h = \frac{f \cdot L \cdot v^2}{d \cdot 2 \cdot g_c} \quad (\text{Ec.2.8.2.1.1})$$

Donde:

L=pies

d=pies

v =pies/seg h =pies de líquido

Esta ecuación de Darcy es válida para flujo laminar o turbulento para cualquier líquido en tubería horizontal, excepto cuando velocidades altas producen caídas de presiones para la presión de vapor del líquido.

Esta ecuación puede escribirse para expresar caídas de presión en lpc:

$$\Delta p = \frac{\rho \cdot f \cdot L \cdot v^2}{144 \cdot d \cdot 2 \cdot g} = 0.001294 \frac{\rho \cdot f \cdot L \cdot v^2}{d^5} \quad (\text{Ec.2.8.2.1.2})$$

Donde:

ρ =lbm/pie³ d =pies

L =pies Δp =lpc

v =pie/seg

o también:

$$\Delta p = 43.5 \frac{f \cdot L \cdot \rho \cdot q^2}{d^5} \quad (\text{Ec.2.8.2.1.3})$$

Donde:

V =pies/seg ρ =lbm/pies³

q =pies³/seg L =pies

d =pulg Δp =lpc

Katz desarrolla una ecuación para el cálculo de caída de presión de líquido:

$$\Delta p_L = \frac{34 \cdot 10^{-10} \cdot f \cdot q^2 \cdot L \cdot \rho_L}{g \cdot d^5} \quad (\text{Ec.2.8.2.1.4})$$

Donde:

$$q = \text{bpd} \quad \rho = \text{lbm/pies}^3$$

$$L = \text{pies} \quad \Delta p_L = \text{lbf/pies}^2$$

$$d = \text{pies}$$

f se obtiene del diagrama de Moody y Δp viene dado en lbf/pies^2 y no en lbf/pulg^2 . Para dar Δp_L en lbf/pulg^2 se toma la constante $2.36 \cdot 10^{-11}$ en vez de $34 \cdot 10^{-10}$.

Como se nota, todas las ecuaciones anteriores contienen el factor de fricción f.

Si el flujo es laminar $N_{RE} < 2000$, el factor f se determina por la siguiente ecuación:

$$f = \frac{64}{N_{RE}} \quad (\text{Ec.2.8.2.1.5})$$

Si el flujo es turbulento $N_{RE} > 4000$ el factor de fricción va a depender de N_{RE} y la rugosidad relativa ϵ/d . El factor de fricción de tuberías de diámetro pequeño se verá más afectado por la rugosidad. Aunque estén hechos del mismo acero, tuberías de diámetro pequeño tendrán factores de fricción más altos que los de diámetros mayores.

La correlación más usada para conseguir el factor de fricción es la de Moody

Como se nota de la ecuación de flujo de líquido, la pérdida de presión varía inversamente con el diámetro, por consiguiente un 2% de reducción en el diámetro causa un 10% de incremento en caída de presión.

2. Se calcula la pérdida de presión para el gas asumiendo que se encuentra solo en la tubería. Katz suministró varias fórmulas las cuales pueden ser usadas, una de ellas es la de Weymouth's modificada para incluir el factor de compresibilidad Z.

$$q = 3.22 \frac{T_{SC}}{P_{SC}} \left[\frac{(p_1^2 - p_2^2) d^5}{\lambda_g T L f Z} \right]^{0.5} \quad (\text{Ec.2.8.2.1.6})$$

Donde:

q = tasa de gas en pies^3/hr

γ_g = gravedad específica del gas

L = longitud en millas

\bar{T} = temperatura promedio en $^{\circ}R$

d = diámetro interno en pulg

\bar{Z} = factor de compresibilidad promedio

p = presión en lpsca

f = factor de fricción

Weymouth's asumió que f puede expresarse como:

$$f = \frac{0.032}{d^{1/3}} \quad (\text{Ec.2.8.2.1.7})$$

Sustituyendo (Ec.2.8.2.1.7) en (Ec.2.8.2.1.6):

$$q = 18.062 \frac{T_{sc}}{P_{sc}} \left[\frac{(p_1^2 - p_2^2) d^{16/3}}{\lambda_g \bar{T} \bar{L} \bar{Z}} \right]^{0.5} \quad (\text{Ec.2.8.2.1.8})$$

Sustituyendo p_{sc} y T_{sc} por las condiciones estándar, se tiene que:

$$p_2 = \left[p_1^2 - \frac{q_g^2 \gamma_g \bar{T} \bar{L} \bar{Z}}{639^2 d^{5.33}} \right]^{0.5} \quad (\text{Ec.2.8.2.1.9})$$

3. Se calcula el parámetro X , el cual será usado en la figura.

$$X = \sqrt{\frac{\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_L}{\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_g}} = \sqrt{\frac{(\Delta p)_L}{(\Delta p)_g}} \quad (\text{Ec.2.8.2.1.10})$$

4. Se calcula el número de Reynolds tanto para gas como para líquido, considerando que cada uno fluye solo en la tubería.

$$N_{RE} = 123.9 \frac{d \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Ec.2.8.2.1.11})$$

Donde:

$d = \text{pulg}$

$\nu = \text{pies/seg}$

$\rho = \text{lbm/pies}^3$

$\mu = \text{cp}$

o también: $N_{RE} = 22700 \frac{q\rho}{d\mu}$ (Ec.2.8.2.1.12)

Donde:

$d = \text{pulg}$

$q = \text{pies}^3/\text{seg}$ a condiciones de flujo

$\rho = \text{lbm/pies}^3$

$\mu = \text{cp}$

5. Se determina el tipo de mecanismo de flujo de la siguiente tabla:

Tabla 2.3. Número de Reynolds para diferentes Flujos

Líquido	Gas	Flujo
>2000	>2000	Líquido turbulento, gas turbulento
<1000	>2000	Líquido viscoso, gas turbulento
>2000	<1000	Líquido turbulento, gas viscoso
<1000	<1000	Líquido viscoso, gas viscoso

6. De la figura seleccionamos un valor para el parámetro Φ , entrando con X cortando la curva de gas y líquido; y viendo su valor en el eje de las ordenadas.

7. Se calcula el valor de la caída de presión para las dos fases:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{TP} = \phi^2 \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_L \quad (\text{Ec.2.8.2.1.13})$$

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{TP} = \phi^2 \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_g \quad (\text{Ec.2.8.2.1.14})$$

Correlacion para Flujo Multifasico (Alves, Chem. Eng. Progr)

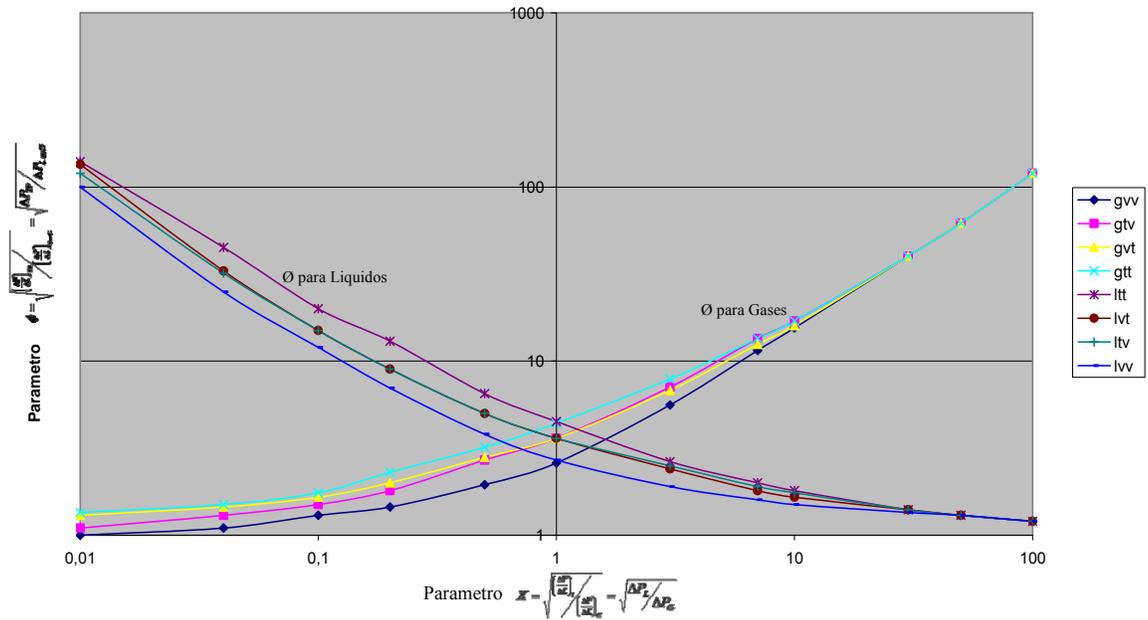


Fig.2.27. Correlación para flujo multifásico(Alves, Chem. Eng.Progr)

Nomenclatura de la Correlación de Lockhart y Martinelli

L = longitud, pies, millas

ν = pies/seg

ρ = lbm/pies³

q = tasa de gas en pies³/h, pies³/seg

μ = cp

d = diámetro interno en pulg

p = presión en lpca

f = factor de fricción

d = distancia, pies

h = pies de líquido

γ_g = gravedad específica del gas

\bar{T} = temperatura promedio en ⁰R

\bar{Z} = factor de compresibilidad promedio

ϕ_l^2 = caída de presión de las dos fases con respecto a la del líquido

ϕ_g^2 = caída de presión de las dos fases con respecto a la del gas

2.8.2.2 Correlación de Beggs & Brill :

Esta correlación se desarrolló de data experimental obtenida a pequeña escala. Esta consistió de secciones de tuberías acrílicas de 1 y 1.5 pulgadas y 90 pies de longitud. La tubería podía estar inclinada a cualquier ángulo. Los parámetros estudiados y sus rangos de variaciones fueron:

- a. Tasas de flujo de gas, 0 a 300mpcd.
- b. Tasa de flujo de líquido, 0 a 30 gal/min.
- c. Presión de sistema promedio, 35 a 95 lpca.
- d. Diámetro de la tubería, 1 a 1.5 pulg.
- e. Holdup de líquido, 0 a 0.870.
- f. Gradiente de Presión, 0 a 0.8 lpc/pie.
- g. ángulo de inclinación, -90° a 90° .
- h. Patrones de flujo horizontal.

Los fluidos usados fueron aire y agua. Para cada medida de tubería, la tasa de líquido y gas variaron para que todos los patrones de flujo fuesen observados cuando la tubería estuviese horizontal. El ángulo de la tubería fue variando a través del rango de ángulos para que el efecto del ángulo en el holdup y el gradiente de presión pudieran observarse. El holdup de líquido y el gradiente de presión fueron medidos a ángulos de 0, 5, 10, 15, 20, 35, 55, 75 y 90 grados con respecto a la horizontal. Las correlaciones fueron desarrolladas de 584 pruebas.

Las diferentes correlaciones para holdup de líquido se presentaron para cada uno de los tres regímenes de flujo horizontal. El holdup de líquido que existiría es primero calculado como si la tubería fuese horizontal y después corregido para el ángulo de inclinación real de la tubería. El holdup fue encontrado a un máximo aproximadamente de +50 grados con respecto a la horizontal y un mínimo de -50grados. El mapa de patrones de flujo original se modificó ligeramente para incluir una zona de transición entre el régimen de flujo segregado y el intermitente. El factor

de fricción para dos fases es calculado usando ecuaciones las cuales son independientes del régimen de flujo pero dependientes del holdup.⁽⁴⁾

Procedimiento para el Cálculo de Gradientes de Presión a través del modelo de Beggs & Brill

La ecuación del gradiente de presión según los autores es:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta H}\right)_T = \frac{\left(\frac{g}{g_C} \cdot \rho_{TP} \cdot \text{Sen} \theta\right) + \left(\frac{f_{TP} \cdot \rho_{ns} \cdot V_m^2}{2 \cdot g_C \cdot d}\right)}{144 \cdot (1 - EK)} \quad (\text{Ec.2.8.2.2.1})$$

$$\rho_{ns} = \rho_L \cdot \lambda_L + \rho_g \cdot (1 - \lambda_L) \quad (\text{Ec.2.8.2.2.2})$$

$$\text{Con } \lambda_L = \frac{V_{SL}}{V_m} \quad (\text{Ec.2.8.2.2.3})$$

$$\rho_{TP} = \rho_L \cdot H_L + \rho_g \cdot (1 - H_L) \quad (\text{Ec.2.8.2.2.4})$$

Para establecer los límites de los patrones de flujo se debe encontrar antes:

$$L_1 = 316 \cdot \lambda_L^{0.302} \quad (\text{Ec.2.8.2.2.5})$$

$$L_2 = 0.0009252 \cdot \lambda_L^{-2.4684} \quad (\text{Ec.2.8.2.2.6})$$

$$L_3 = 0.10 \cdot \lambda_L^{-1.4516} \quad (\text{Ec.2.8.2.2.7})$$

$$L_4 = 0.5 \cdot \lambda_L^{-6.738} \quad (\text{Ec.2.8.2.2.8})$$

También es necesario conocer el Número de Fraude

$$N_{FR} = \frac{V_m^2}{g \cdot d} \quad (\text{Ec.2.8.2.2.9})$$

A continuación se define $H_L(0)$, factor de entrampamiento del líquido para flujo horizontal:

$$H_{L(0)} = \frac{a \cdot \lambda_L^b}{N_{FR}^c} \text{ Donde a,b y c se determinan para cada patrón de flujo de la siguiente}$$

tabla:

Tabla 2.4. Valores de a,b,c para diferentes Patrones 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

Con la restricción que $H_{L(0)} \geq \lambda_L$

Los límites para los patrones de flujo horizontal son:

Segregado:

$$\lambda_L < 0.01 \text{ y } N_{FR} < L_1$$

$$\text{o } \lambda_L \geq 0.01 \text{ y } N_{FR} < L_2$$

$$H_L(0) = \frac{0.98 \cdot \lambda_L^{0.4846}}{N_{FR}^{0.0868}} \quad (\text{Ec.2.8.2.2.10})$$

Donde $H_L(0)$ es el factor de entrapamiento del líquido para flujo horizontal

Intermitente:

$$0.01 \leq \lambda_L < 0.4 \text{ y } L_3 < N_{FR} \leq L_1$$

$$\text{o } \lambda_L \geq 0.4 \text{ y } L_3 < N_{FR} < L_4$$

$$H_{L(0)} = \frac{0.854 \cdot \lambda_L^{0.5351}}{N_{FR}^{0.0173}} \quad (\text{Ec.2.8.2.2.11})$$

Distribuido:

$$\lambda_L < 0.4 \quad \text{y} \quad N_{FR} \geq L_1$$

$$\text{o} \quad \lambda_L \geq 0.4 \quad \text{y} \quad N_{FR} > L_4$$

$$H_{L(0)} = \frac{1.065 \cdot \lambda_L^{0.5824}}{N_{FR}^{0.0609}} \quad (\text{Ec.2.8.2.2.12})$$

Transición:

$$\lambda_L \geq 0.01 \quad \text{y} \quad L_2 \leq N_{FR} \leq L_3$$

Cuando el flujo cae en el patrón de transición, el $H_{L(0)}$, debe ser calculado usando las ecuaciones de flujo segregado e intermitente, y luego interpolando usando los siguientes factores de peso:

$$H_{L(0)TRANSICIÓN} = A \cdot H_{L(0)SEGREGADO} + B \cdot H_{L(0)INTERMITENTE} \quad (\text{Ec.2.8.2.2.13})$$

Donde:

$$A = \frac{L_3 - N_{FR}}{L_3 - L_2} \quad (\text{Ec.2.8.2.2.14}) \quad \text{y} \quad B = 1 - A \quad (\text{Ec.2.8.2.2.15})$$

Las mismas ecuaciones son usadas para calcular el holdup de líquido para todos los patrones de flujo. Los coeficientes y exponentes usados en las ecuaciones son diferentes para cada patrón de flujo.

Luego,

$$H_{L(\phi)} = H_{L(0)} \cdot \Psi \quad (\text{Ec.2.8.2.2.16})$$

Donde Ψ es el factor de corrección de $H_{L(0)}$ por efecto de la inclinación de la tubería.

$$\Psi = 1 + C \cdot [\text{Sen}(1.8 \cdot \phi) - 0.333 \cdot \text{Sen}^3(1.8 \cdot \phi)] \quad (\text{Ec.2.8.2.2.17})$$

ϕ es un ángulo de la tubería con respecto a la horizontal. Para tubería vertical hacia arriba $\phi = 90^\circ$ y, $\Psi = 1 + 0.300 \cdot C$ (Ec.2.8.2.2.18)

Donde:

$$C = (1 - \lambda_L) \cdot \ln(D \cdot \lambda_L^E \cdot N_{LV}^F \cdot N_{FR}^G) \quad (\text{Ec.2.8.2.2.19})$$

Los valores de las constantes D, E, F y G dependen del patrón de flujo y la dirección del flujo.

Para flujo hacia arriba:

Tabla 2.5. Valores de D,E,F,G para los diferentes Patrones de Flujo (con dirección hacia arriba)

Patrón	D	E	F	G
Segregado	0.011	-3.768	3.539	-1.614
Intermitente	2.96	0.305	-0.4473	0.0978
Distribuido	No se corrige C=0			

Para flujo hacia abajo:

Tabla 2.6. Valores de D,E,F,G para los diferentes Patrones de Flujo (con dirección hacia abajo)

Patrón	D	E	F	G
Cualquier	4.70	-0.3692	0.1244	-0.5056
Con la restricción que $C \geq 0$				

El cálculo del factor de fricción bifásico, f_{TP} :

$$f_{TP} = f_{ns} \cdot e^S \quad (\text{Ec.2.8.2.2.20})$$

$$f_{ns} = \left[2 \cdot \log \left(\frac{N_{Re}}{4.5223 \cdot \log(N_{Re}) - 3.8215} \right) \right]^{-2} \quad (\text{Ec.2.8.2.2.21})$$

Siendo:

$$N_{Re} = \frac{1488 \cdot V_m \cdot d \cdot \rho_{ns}}{\mu_{ns}} \quad (\text{Ec.2.8.2.2.22})$$

$$\mu_{ns} = \mu_L \cdot \lambda_L + \mu_g \cdot (1 - \lambda_L) \quad (\text{Ec.2.8.2.2.23})$$

$$y \quad S = \frac{x}{-0.0523 + 3.182 \cdot x - 0.8725 \cdot x^2 + 0.01853 \cdot x^4} \quad (\text{Ec.2.8.2.2.24})$$

con:

$$x = \ln(y) \quad (\text{Ec.2.8.2.2.25})$$

$$y = \left[\frac{\lambda_L}{H_{L(0)}} \right]^2 \quad (\text{Ec.2.8.2.2.25})$$

Si $1 < y < 1.2$

$$S = \ln(2.2y - 1.2) \quad (\text{Ec.2.8.2.2.25})$$

El gradiente de aceleración:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta H} \right)_{ac} = \frac{\rho_{TP} \cdot V_m \cdot V_{sg}}{g_c \cdot P} \cdot \frac{dp}{dH} \quad (\text{Ec.2.8.2.2.26}) \quad y$$

$$E_K = \frac{\rho_{TP} \cdot V_m \cdot V_{sg}}{144 \cdot g_c \cdot P} \quad (\text{Ec.2.8.2.2.27})$$

El gradiente de presión puede calcularse de:

$$\frac{dp}{dz} = \frac{\left(\frac{dp}{dz} \right)_{el} + \left(\frac{dp}{dz} \right)}{1 - E_K} \quad (\text{Ec.2.8.2.2.28})$$

$$\left(\frac{dp}{dz} \right)_{el} = \frac{g}{g_c} \cdot \rho_S \quad (\text{Ec.2.8.2.2.29})$$

$$\rho_S = \rho_L \cdot H_L + \rho_g \cdot H_g \quad (\text{Ec.2.8.2.2.30})$$

Nomenclatura de la Correlación de Beggs y Brill

g = aceleración de la gravedad , pie/seg²

ρ_{TP} = densidad de las dos fases, , lbm/pie³

f_{TP} = fricción de las dos fases

ρ_{ns} = densidad sin deslizamiento, lbm/pie³

d = diámetro de la tubería, pulg

E_K = componente de aceleración del gradiente

ρ_L = densidad del líquido

ρ_g = densidad del gas, lbm/pie³

H_L = holdup de líquido

λ_L = holdup de líquido

V_{sL} = velocidad superficial de líquido, pie/seg

V_{sg} = velocidad superficial del gas, pie/seg

V_m = velocidad de la mezcla, pie/seg

N_{Re} = número de Reynolds

N_{FR} = número de Fraude

$H_{L(0)}$ = factor de atrapamiento del líquido para flujo horizontal

A, B = factores de peso para el cálculo de $H_{L(0)}$

Ψ = es el factor de corrección de $H_{L(0)}$ por efecto de la inclinación de la tubería.

ϕ = ángulo de la tubería con respecto a la horizontal

D, E, F, G = constantes que dependen del patrón de flujo y la dirección del flujo

CAPÍTULO III

METODOLOGÍA

A continuación se describe la metodología para el desarrollo de los objetivos propuestos:

3.1 Recopilación de información

La información se obtuvo de trabajos publicados, información bibliográfica, trabajos de grado y entrevistas. Además, se maneja información acerca de sistemas de producción que permitieron prever el alcance del trabajo realizado.

3.2 Selección de lenguaje de programación

Se ha escogido el lenguaje de programación Visual Studio.Net por diversas razones entre las cuales se tiene las nuevas mejoras como herencias, interfaces y sobrecargas. También se puede decir que este lenguaje está orientado a objetos y a aplicaciones multiprocesos, esto lo hace un lenguaje muy versátil y que permitirá a futuro nuevas actualizaciones de la herramienta computacional SO-BB.

3.3 Selección de correlaciones de Flujo multifásico en tuberías

Se escogieron seis correlaciones, de las cuales cuatro son para flujo multifásico vertical, estos modelos son los de : Ansari, Duns & Ros, Orkiszewski y Hagedorn & Brown, el motivo de la escogencia se debe a diversas razones entre estas a que estos modelos son usados comúnmente en la industria, también a que uno de ellos es mecanicístico y los otros tres empíricos, el cual hace interesante comparaciones entre ellas, además se puede contar con ellos en los simuladores comerciales para su posterior cotejo. Las otras dos correlaciones para flujo multifásico con las que se dispone son las dos horizontales estas son : la de Beggs y Brill y la de Lockhart y Martinelli, las dos usadas frecuentemente en la industria.

3.4 Diseño de la herramienta

El Diseño de la Herramienta es parte importante, fundamentalmente su diagramación que permite establecer la manera en que están dispuestos los diferentes dispositivos, haciendo de la herramienta un instrumento de fácil y rápido uso, permitiendo posteriormente la adición de nuevos elementos que la conformen.

3.5 Selección e Incorporación de correlaciones PVT a la herramienta

Esto incluye todos los parámetros PVT necesarios para que los diferentes modelos para el cálculo de gradientes de presión puedan ser procesados

3.6 Realización de Algoritmos de los diferentes módulos

Se diagramaron los distintos módulos que se requerían para el funcionamiento básico, que parámetros iban a interactuar entre los distintos módulos y las interfaces del programa y sus módulos

3.7 Traslado de los algoritmos a Lenguaje Visual Studio.net

3.8 Cotejo y Ajuste de resultados de la simulación

Se ha empleado el siguiente criterio para establecer desviaciones de las correlaciones empleadas con respecto a la de un simulador comercial, la evaluación está basada en los siguientes parámetros estadísticos:

Error Porcentual Promedio:

$$E_1 = \left(\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n e_{ri} \right) \cdot 100 \quad (\text{Ec.3.7.1})$$

Donde:

$$e_{ri} = \frac{\Delta p_{icalc} - \Delta p_{imeas}}{\Delta p_{imeas}} \quad (\text{Ec.3.7.2})$$

E_i indica la tendencia, relativa a la caída de presión medida.

Error Porcentual Promedio Absoluto:

$$E_2 = \left(\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |e_{ri}| \right) \cdot 100 \quad (\text{Ec.3.7.3})$$

E_2 indica cuanto es el error en promedio.

Desviación Estándar Porcentual:

$$E_3 = \sum_{i=1}^n \sqrt{\frac{(e_{ri} - E_1)^2}{n-1}} \quad (3.7.4)$$

E_3 indica el grado de dispersión del error cerca de su valor promedio

Error Promedio:

$$E_4 = \left(\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n e_i \right) \quad (\text{Ec.3.7.5})$$

Donde:

$$e_i = \Delta p_{icalc} - \Delta p_{imeas} \quad (\text{Ec.3.7.6})$$

E_4 indica la desviación independiente de la caída de presión medida.

Error Promedio Absoluto:

$$E_5 = \left(\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |e_i| \right) \quad (\text{Ec.3.7.7})$$

E_5 es también independiente de la caída de presión medida e indica la magnitud del error promedio.

Desviación Estándar:

$$E_6 \sum_{i=1}^n \sqrt{\frac{(e_i - E_4)^2}{n-1}} \quad (\text{Ec.3.7.8})$$

E_6 indica el desvío de los resultados, independientemente de la caída de presión

CAPÍTULO IV

DESARROLLO DE LA HERRAMIENTA COMPUTACIONAL

4.1 Visual Studio.NET

Para el Desarrollo de la Herramienta Computacional **SO-BB** se utilizó el componente de Visual Basic.NET.

Visual Basic .NET ofrece numerosas características nuevas y mejoradas, como herencia, interfaces y sobrecarga, que lo convierten en un eficaz lenguaje de programación orientado a objetos. Se pueden crear aplicaciones multiprocesos y escalables que utilizan subprocesamientos múltiples explícitos.

Visual Studio.NET es la herramienta definitiva para la rápida generación de aplicaciones a escala empresarial y de escritorio de alto rendimiento. Visual Studio incluye herramientas de desarrollo basadas en componentes, como Visual C#, Visual J#, Visual Basic y Visual C++, así como diversas tecnologías suplementarias para simplificar el diseño, desarrollo e implementación en grupos trabajo.

4.2 Estructura del Programa

4.2.1 Estructura Global.

La Herramienta Computacional **SO-BB** esta compuesta de un Módulo Principal de Control, que permite enlazar los distintos submódulos desarrollados para esta aplicación. El Módulo Principal de Control permite al usuario tener la posibilidad de acceder a través de ventanas MDI secundarias a los módulos de cálculo en **SO-BB**. Cada submódulo engloba rutinas de operaciones de cálculo. La esquematización general de cada uno de los módulos se desarrolla a continuación:

Control Principal Pantalla .vb: Formulario MDI primario (Interfaz de Múltiples Documentos). Este formulario es el que contiene las ventanas MDI secundarias, que son las "subventanas" dentro de las cuales los usuarios interactúan con la aplicación. El *Control Principal Pantalla.vb* tiene un componente "MainMenu" de formularios

que muestra un menú donde están dispuestos los submódulos para facilidad del usuario.

Petróleo Negro .vb: Ventana MDI secundaria que controla las diferentes funciones relacionadas con la propiedad Presión, Volumen y Temperatura. Este módulo fue obtenido del Trabajo de Grado del Ing. Angel Da Silva, titulado “Implantación, actualización y mejora de un simulador de yacimiento de dominio público”⁽⁸⁾

Afluencia .vb: Ventana MDI secundaria que controla todas las funciones de los modelos de Afluencia.

Tubería .vb: Ventana MDI secundaria que relaciona todas las propiedades físicas de la tubería de producción, línea de flujo y localización de válvula de LAG.

Correlaciones de Flujo Multifásico .vb: Ventana MDI secundaria que controla los módulos de Correlaciones de Flujo Multifásico Horizontales y Verticales

Análisis Nodal .vb: Ventana MDI secundaria que enlaza a los módulos que desarrollan el cálculo del análisis nodal en la tubería de producción y la línea de flujo del sistema.

Ayuda .vb: Ventana MDI secundaria que permite al usuario obtener información sobre el manejo de la Herramienta Computacional.

Acerca de .vb: Ventana MDI secundaria que informa la versión del programa y autores de la herramienta y colaboradores.

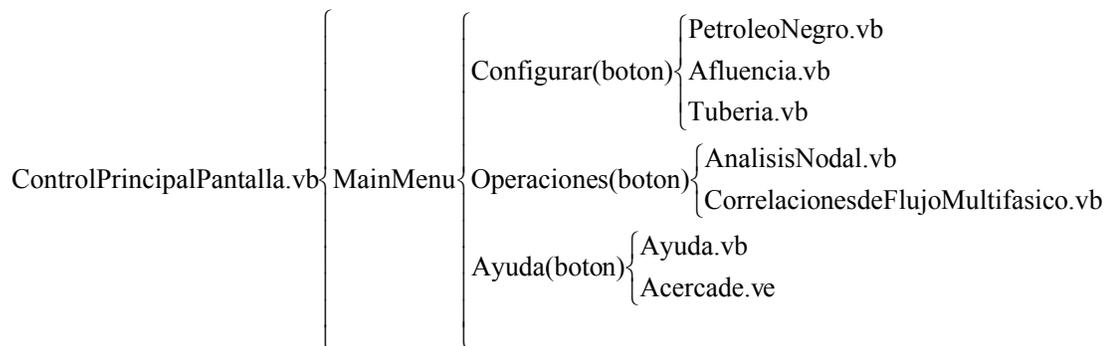


Fig.4.1. Diagrama de localización de Componentes Generales en SO-BB

A continuación se presentan los diagramas de la interfaz y los módulos (Mod) y funciones (Fn) que la controlan cada MDI secundario.

PetróleoNegro.vb:

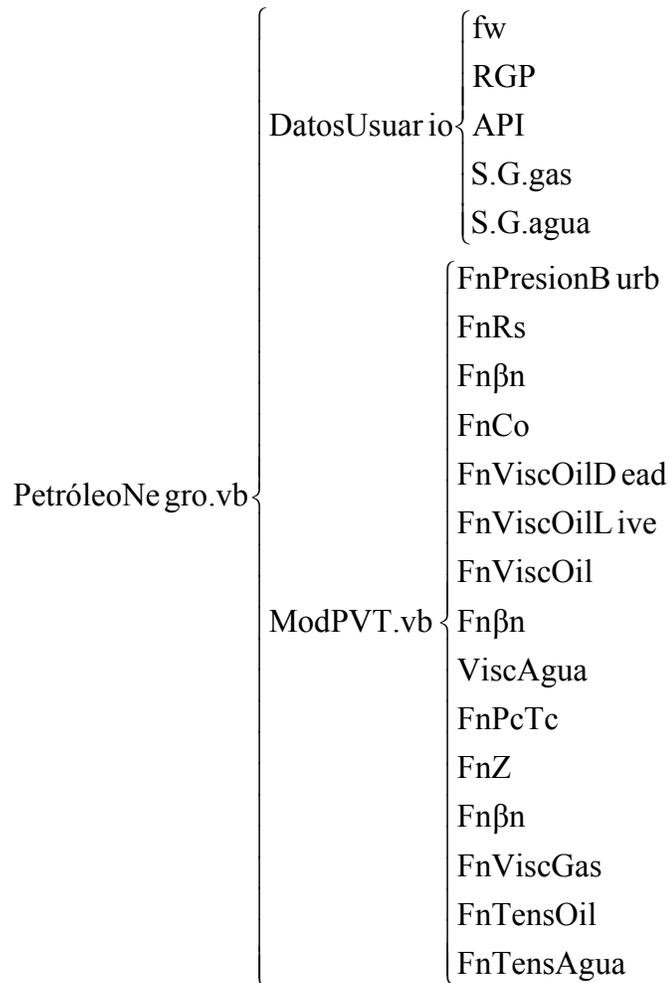


Fig.4.2. Esquematización de PetróleoNegro.vd en SO-BB

Correlaciones de Flujo Multifásico.vb:

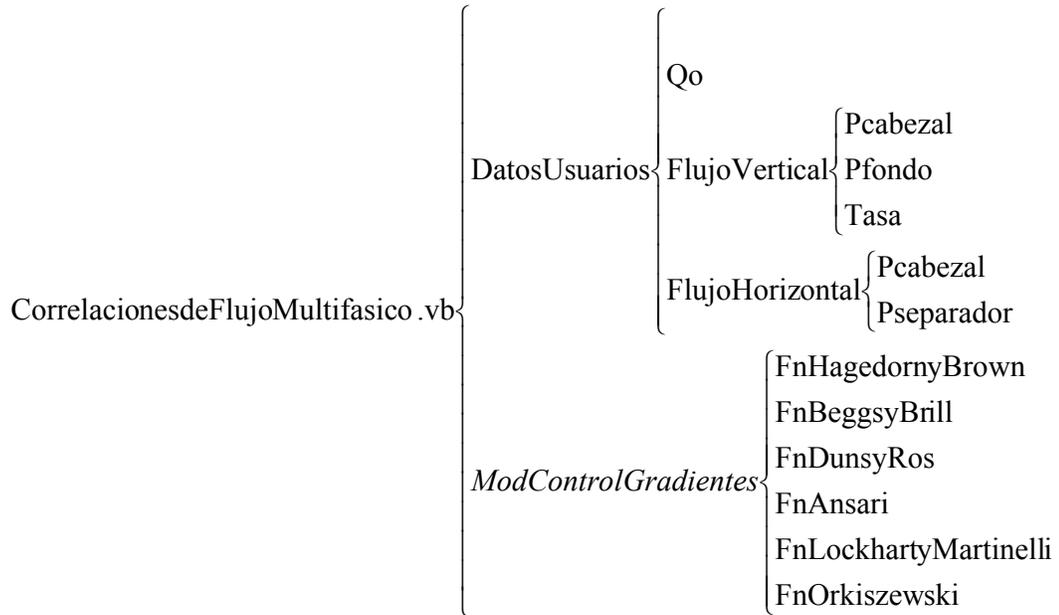


Fig.4.3. Esquematización de CorrelacionesdeFlujoMultifásico.vd en SO-BB

Tubería.vb:

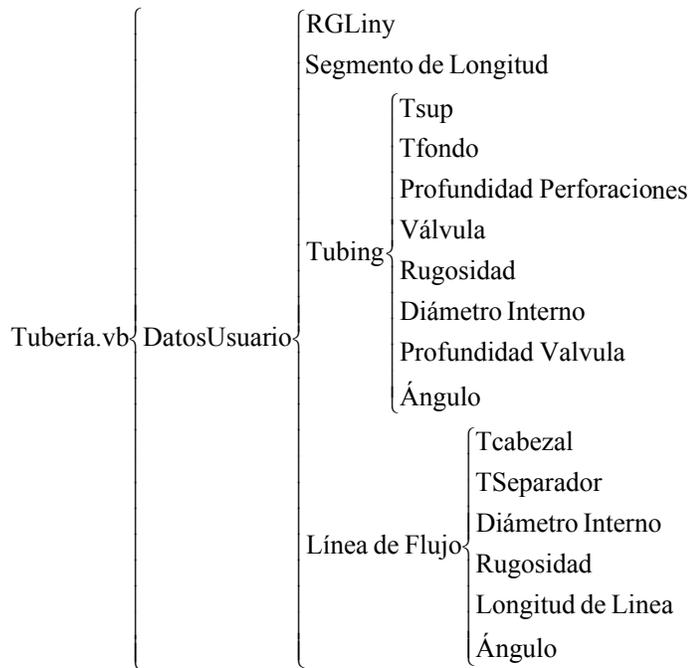


Fig.4.4. Esquematización de Tubería.vd en SO-BB

Afluencia.vb:

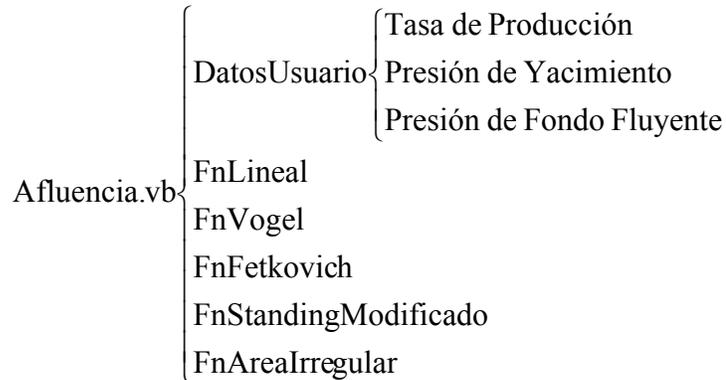


Fig.4.5. Esquematización de Afluencia.vd en SO-BB

Análisis Nodal.vb:

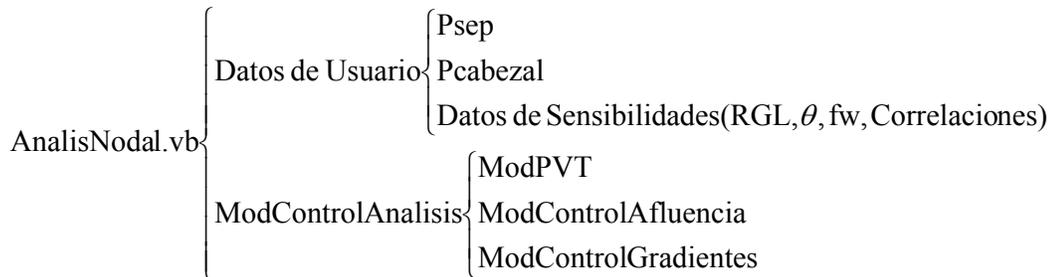


Fig.4.6. Esquematización de AnalisisNodal.vd en SO-BB

Estas esquematizaciones permiten tener una visión global de como se desarrolla el proceso de calculo en la Herramienta Computacional **SO-BB**.

El proceso con mayor complejidad de la Herramienta Computacional **SO-BB** es el referido al desarrollo del Análisis Nodal el cual requiere de todos los módulos desarrollados para esta aplicación. A continuación se presenta un diagrama de flujo de un proceso de cálculo de Análisis Nodal

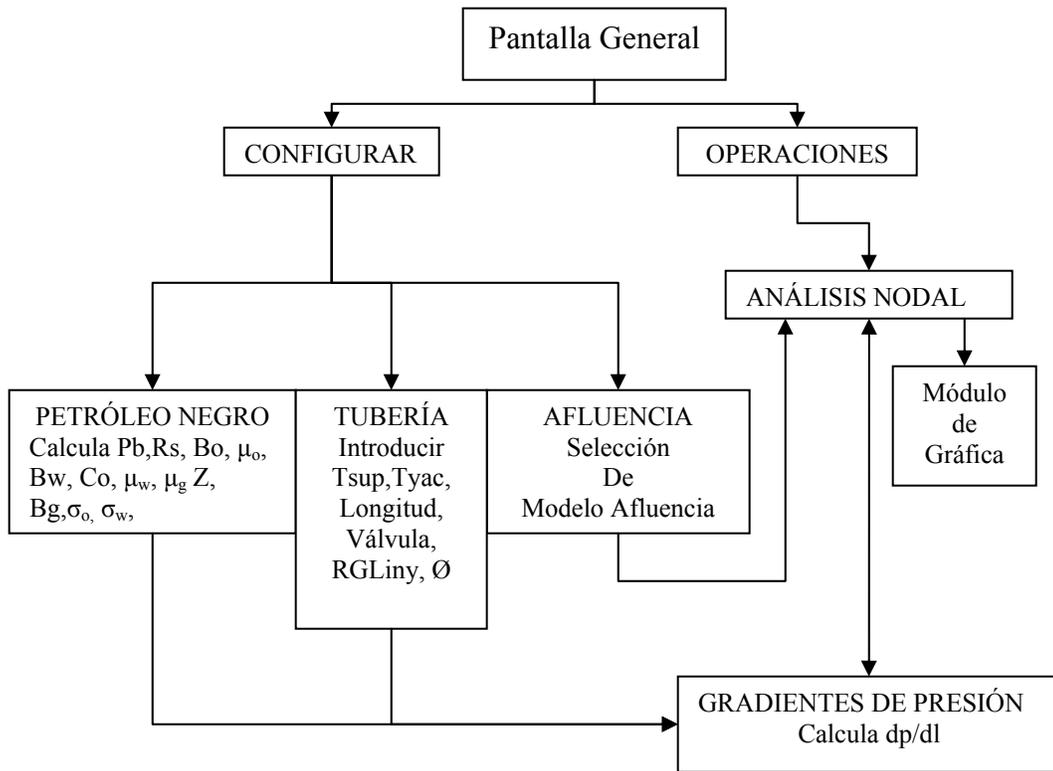


Fig.4.7. Diagrama Generalizado para el Análisis Nodal en SO-BB

4.2.2 Estructura Específica

En el transcurso de la diagramación de la Herramienta Computacional **SO-BB** se desarrollaron distintos algoritmos para realizar cálculos específicos y la estructuración de los módulos de correlación de gradientes.

Se requirió desarrollar un módulo de control para el manejo de las funciones de Gradientes de Presión, este módulo permite la segmentación de la tubería de producción, control de la función Gradiente de Presión a través de la longitud total de la tubería de producción, colocación de válvulas de Levantamiento Artificial por Gas, y el almacenamiento de las presión en la Base de Datos correspondiente. El módulo se denota como *subControlGradiente* y la rutina se ejecuta cada vez que se requiera procesar las funciones de Gradiente.

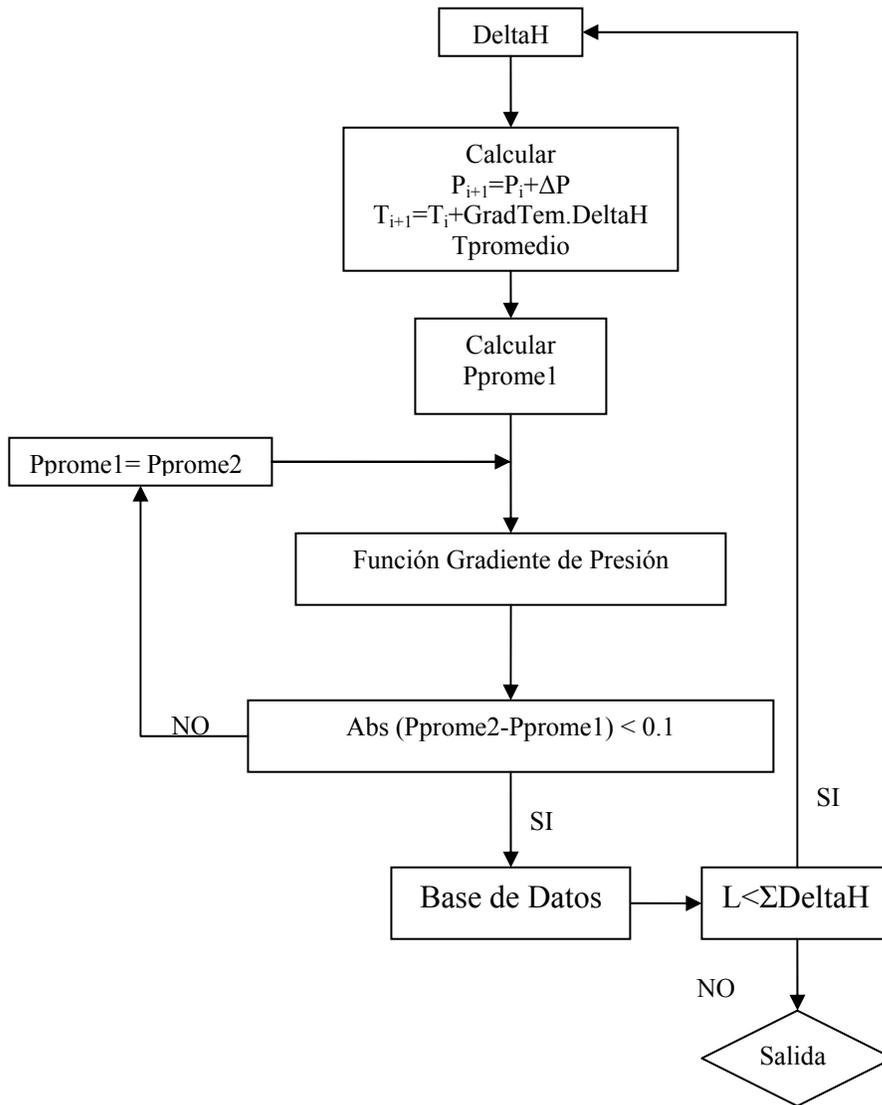


Fig.4.8. Diagrama de subControlGradiente en SO-BB

Las rutinas para el cálculo de gradiente de presión se consideran como Funciones en la estructura de la Herramienta Computacional, se diagramaron 2 correlaciones Horizontales (Lockhart y Martinelli, Beggs y Brill) y 4 correlaciones Verticales (Ansari, Hagedorn y Brown, Orkiszewski, Duns y Ros).

En el modelo de Ansari se creó una subrutina que permite la selección del Tipo Flujo para calcular el gradiente de presión correspondiente a este según Ansari. Esta subrutina esta basada en lo planteado por Barnea-Taitel⁽²⁾ que predice la

transición del flujo en tubería vertical, en ella se contempla los diferentes patrones de flujo: Flujo Burbuja Disperso, Flujo Burbuja, Flujo Tapón, Flujo Anular. Taitel plantea curvas de transición que dan una relación entre velocidad de gas y patrón de flujo y velocidad de líquido y patrón de flujo, donde Barnea realizó correcciones a las fronteras del anular. A esta rutina de cálculo se le definió con el nombre de **subPrediFlujo** el cual se esquematiza a continuación:

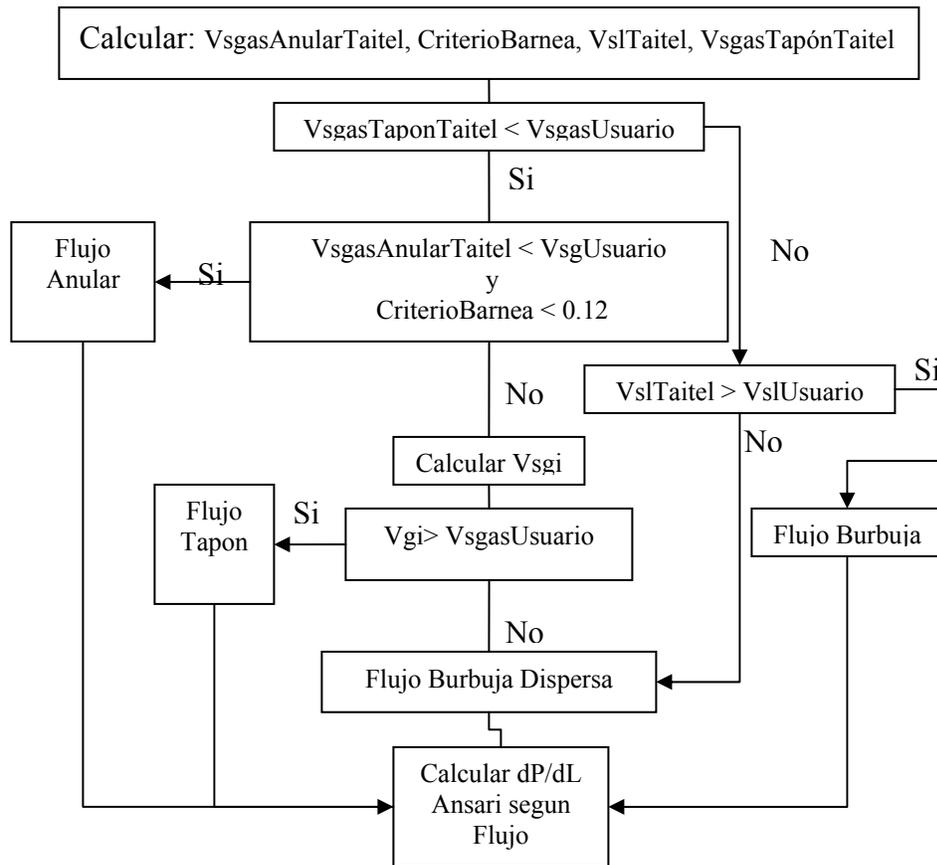


Fig.4.9. Diagrama de subPrediFlujo Ansari en SO-BB

En el modelo de Ansari se contaba con una cantidad de funciones implícitas las cuales se resolvieron a través de Métodos Numéricos. El método de predilección en el módulo es el de Newton-Raphson, además de ser el Método Numérico recomendado por Ansari. El método de Newton-Raphson se ajustó para el cálculo del Espesor mínimo de Película y Crítico de Película (Película de Nusselt), en Flujo

Tapón y Flujo Anular respectivamente, donde la iteración se realiza hasta obtener una Tolerancia del método de 0.0001

Mientras (Tolerancia \geq 0.000001)

Fdelta(espesor) = Función del comportamiento del liquido en función del espesor.

F1delta(espesor)= Derivada de Fdelta

$$\text{delta1} = \text{delta} - \frac{\text{Fdelta}(\text{espesor})}{\text{F1delta}(\text{espesor})}$$

Tolerancia = Abs(delta - delta1)

Si (tol \geq 0.000001) entonces

delta = delta1

Fin

Para el proceso de cálculo de la correlación de *Duns y Ros*, *Hagedorn y Brown*, *Lockhart y Martinelli* se requirió ecuaciones y funciones que representen el comportamiento de las curvas. Esto se realizó mediante métodos numéricos para obtener el mayor ajuste posible a las curvas, se le dió la estructura de Función para un mejor manejo al momento de ejecutar la rutina. Las funciones que se desarrollaron son una aproximación a la realidad, debido a que los valores de la representación grafica fueron tomados de trabajos publicados. Estas representaciones gráficas son fundamentales para la ejecución de los modelos. Estas funciones se pueden observar en el Apéndice.

4.3 Descripción de la Interfaz

La pantalla inicial del programa de simulación **SO-BB** se visualiza en la Fig. 4.10, en la cual se muestra una barra de opciones donde se encuentran los componentes que se pueden ejecutar en el programa y la cual permite adiciones futuras de nuevos módulos y rutinas. En la barra podemos encontrar dos elementos importantes que son los módulos de configuración (1) y operaciones (2) que se pueden realizar con **S-BB** y una Pantalla de trabajo (3) donde se permite que cada módulo haga apertura, minimice, maximice y despliegue ventanas.

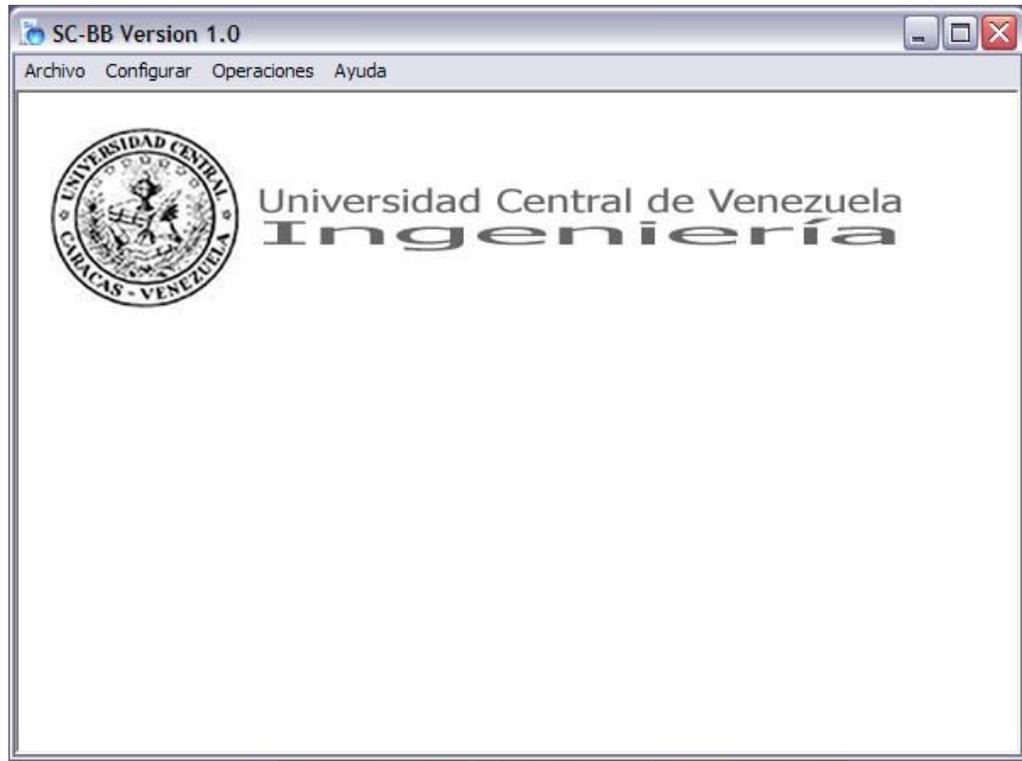


Fig.4.10. Pantalla Principal

En el Boton *Configurar* se encuentra una lista desplegable que se puede observar en la Fig. 4.11, la que se compone de 3 módulos. El primero es el módulo **Petróleo Negro** (4) el cual calcula las propiedades de los fluidos mediante las correlaciones empíricas correspondientes según los fluidos presentes como agua, petróleo y gas, este módulo fue dividido en 3 secciones para mayor facilidad de

manejo, ver Fig. 4.12, Fig. 4.13, Fig. 4.14. En la primera sección Fig. 4.12 encontraremos: Corte de Agua (fw), Relación Gas-Petróleo del Yacimiento (RGP), Grados API, Gravedad específica del Gas y Gravedad específica del agua, estas propiedades son indispensables para el funcionamiento básico del simulador al realizar operaciones de cálculo de Gradientes de Presión. En la segunda sección Fig. 4.13 se encuentran correlaciones correspondientes para el cálculo de la viscosidad dependiendo del estado de saturación del crudo, para el cálculo de la viscosidad de crudo muerto se tienen correlaciones como la de *Beal*⁽²⁾, *Beggs-Robinson*⁽⁴⁾, *Glaso*⁽¹⁰⁾, *Egbogad y Kartoatmodjo-Schmidt*. Para el cálculo de viscosidad de crudo vivo se disponen de las correlaciones de *Chew y Connally*⁽⁵⁾, *Beggs-Robinson*, *Kartoatmodjo y Schmidt*. Y por último cuando el crudo esta sub-saturado las correlaciones de *Beal, Vasquez y Beggs*⁽¹⁸⁾, *Kartoatmodjo y Schmidt*.



Fig.4.11. Configurar

En la tercera y última sección del módulo PVT Fig. 4.14 se observan la mayoría de las correlaciones empíricas que se usan en el simulador. El usuario tiene la opción de establecer un valor fijo, si tiene conocimiento del parámetro, y si no se cuenta con este valor, podrá seleccionar entre las correlaciones disponibles. Algunas correlaciones exigen datos adicionales como la presión y la temperatura del separador.

A continuación se presentan las diferentes Correlaciones empíricas que permiten el cálculo de variables PVT:

Tabla 4.1. Correlaciones Empíricas del Módulo Petrleo Negro

<i>Variables</i>	Correlaciones Empíricas
<i>P_b</i>	<i>Stying</i> ⁽¹⁷⁾ , <i>Vázquez-Beggs</i> , <i>Glaso</i> , <i>Total</i> , <i>Socororo</i> , <i>Al-Marhoun</i> , <i>Doklan</i> y <i>Farshad</i> , <i>Kartoatmodjo</i> y <i>Schmidt</i>
<i>R_s</i>	<i>Stying</i> , <i>Vázquez-Beggs</i> , <i>Glaso</i> , <i>Total</i> , <i>Socororo</i> , <i>Al-Marhoun</i> , <i>Doklan</i> y <i>Osmar</i> , <i>Petrosky</i> y <i>Farshad</i> , <i>Kartoatmodjo</i> y <i>Schmidt</i> .
<i>β_o</i>	<i>Stying</i> , <i>Vázquez-Beggs</i> , <i>Glaso</i> , <i>Total</i> , <i>Al-Marhoun</i> , <i>Doklan</i> y <i>Osmar</i> , <i>Petrosky</i> y <i>Farshad</i> , <i>Kartoatmodjo</i> y <i>Schmidt</i> , <i>Socororo</i> .
<i>C_o</i>	<i>Vázquez-Beggs</i> , <i>Petrosky</i> y <i>Farshad</i> , <i>Kartoatmodjo</i> y <i>Schmidt</i>
<i>β_o</i>	<i>McCain</i> ⁽¹⁵⁾ , <i>McCoy</i> .
<i>μ_o</i>	<i>Matthews-Russel</i> , <i>McCain</i> , <i>McCoy</i> , <i>Numbere</i> .
<i>μ_g</i>	<i>Carr-Kobayashi</i> , <i>Lee-Gonzalez</i>
<i>Z</i>	<i>Sarem</i> , <i>Hall-Yarborough</i> , <i>Begg-Brill</i> , <i>Dranchuk-Robinson</i> , <i>Dranchuk-Abou-Kassem</i> , <i>Gomal</i> .
<i>σ_w</i>	<i>Baker</i>
<i>σ_o</i>	<i>Baker</i>

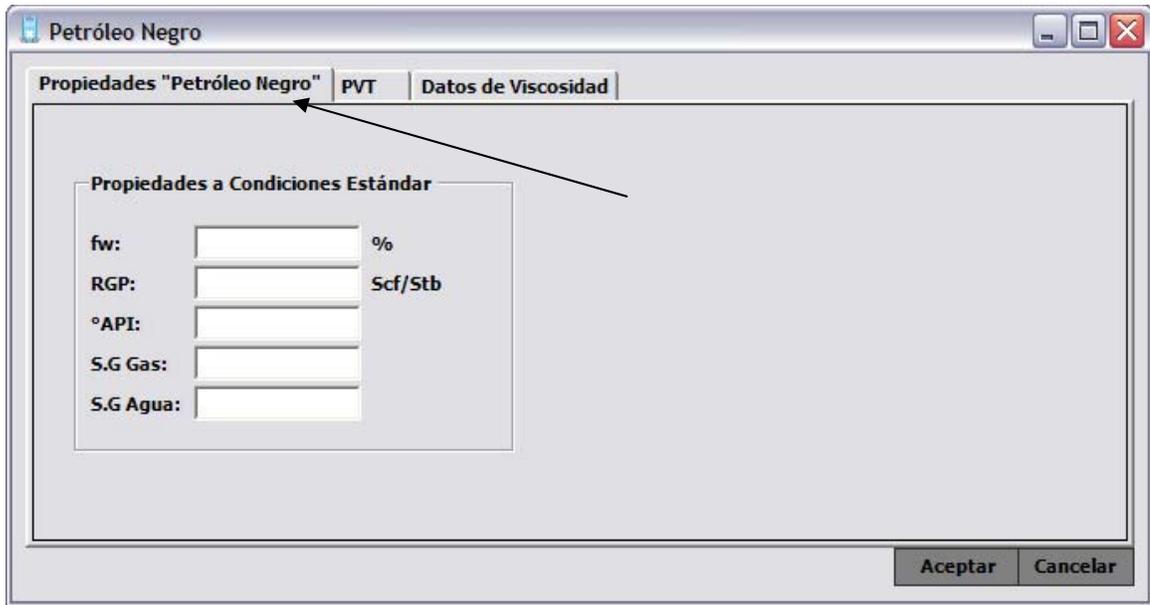


Fig.4.12. Módulo Petróleo Negro, Propiedades Básicas.

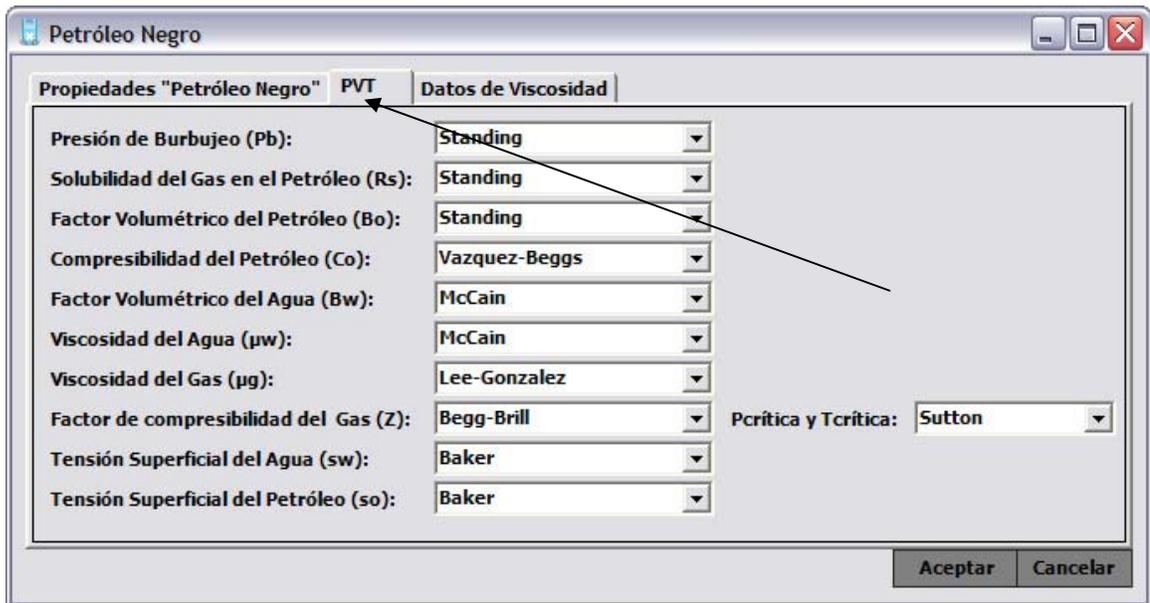


Fig.4.13. Módulo Petrleo, Correlaciones Empíricas PVT



Fig.4.14. Módulo Petr6leo, Viscosidad del Petr6leo.

El siguiente m6dulo que se ve indicado en la lista desplegada del bot6n *Configurar* Fig. 4.11 es el correspondiente a todo lo relacionado con la tubería de producci6n y lnea de flujo Fig. 4.15, las variables que se manejan en este m6dulo son: la Temperatura en la Superficie (T_{sup}), la Temperatura del Yacimiento (T_{yac}), el 6ngulo (θ) con respecto a la horizontal en que se encuentra la tubería de Producci6n, la Rugosidad (e) de la tubería, el Di6metro (ϕ) interno de la tubería de Producci6n, la Profundidad en que encuentra las perforaciones, el valor m6ximo de la longitud de los segmentos en que se va a dividir la tubería para el c6lculo multif6sico. El usuario puede seleccionar si la tubería lleva una v6lvula para Levantamiento Artificial por Gas (L.A.G). Al estar activada la funci6n se debe ingresar la profundidad a la cual se encuentra la **v6lvula** y que RGL_{iny} posee el gas que se va a inyectar. Si se tiene lnea de flujo los par6metros que se manejan son: La Temperatura del Separador (T_{sep}), Di6metro Interno de la lnea de flujo (ϕ), la Rugosidad (e) de la lnea, La longitud de la lnea de flujo (L); se puede incorporar un estrangulador en la caja de "Choke" en el cabezal de la tubería de los datos que se requieren son: Di6metro del Estrangulador y la escogencia de el modelo de preferencia.

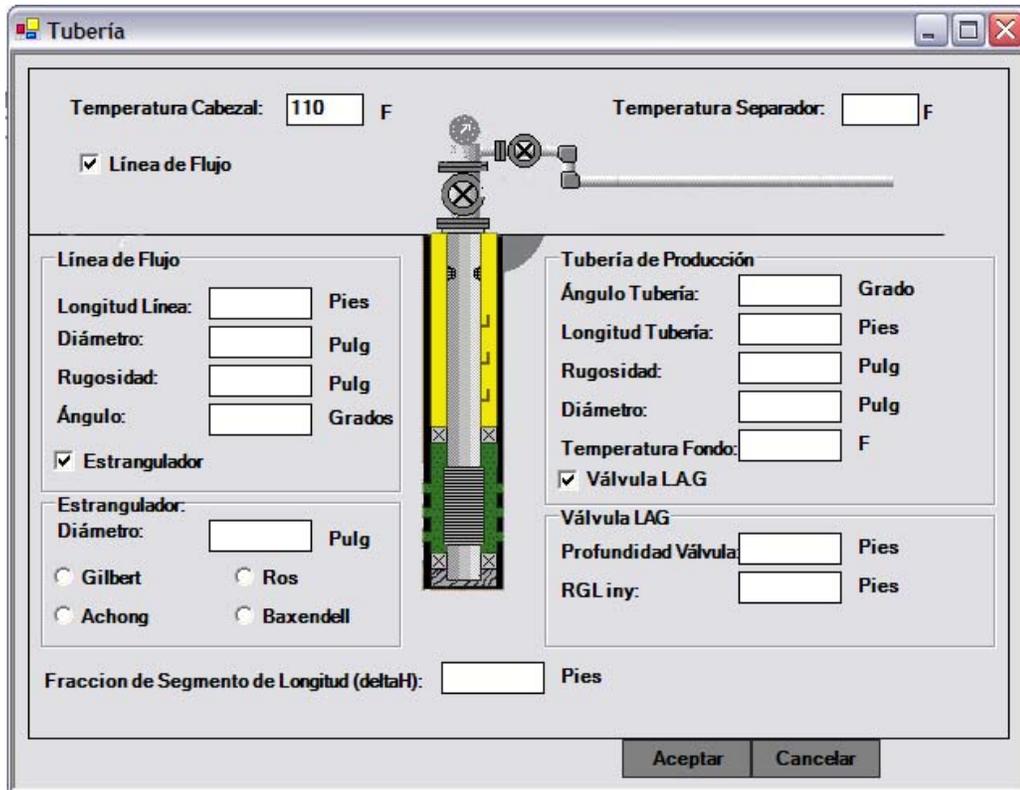


Fig.4.15. Módulo Tubería de Producción y Línea de Flujo

En el módulo de Configuraciones encontramos por último el módulo de afluencia Fig. 4.16 donde se calcula la Afluencia del yacimiento o se define el modelo de afluencia para luego realizar los cálculos de Análisis Nodal. Una vez seleccionado el Módulo de Afluencia en la lista desplegable podremos escoger tipos de modelos con los que trabaja el simulador, estos son: *Modelo Lineal*, *Modelo de Vogel*, *Modelo de Standing Modificado*, *Modelo de Fetkovich* y *el Pseudos Steady State*.

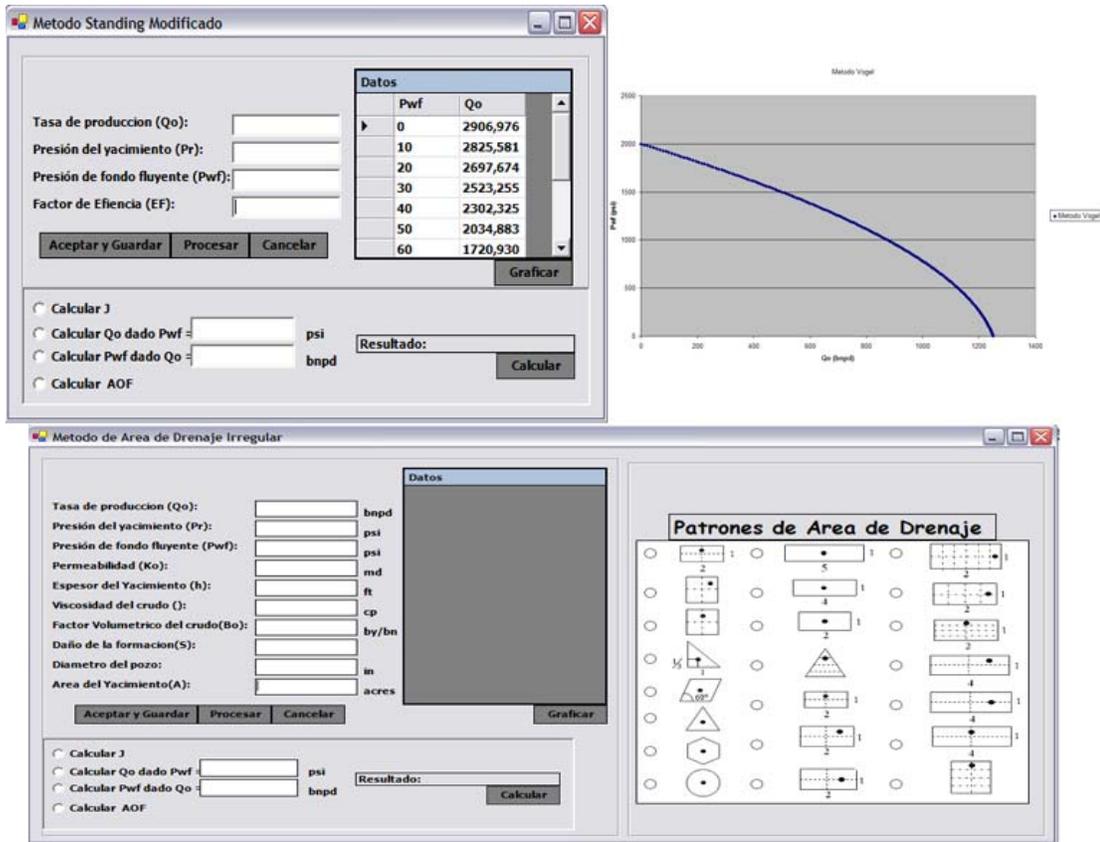


Fig.4.16. Módulo de Afluencia

Cada uno de los modelos de Afluencia cuenta con una interfaz común excepto el modelo Pseudos Steady State, que cuentan con parámetros comunes que se presentan para el ingreso de datos; estos parámetros son: Presión promedio de Yacimiento (P_R), la Tasa de Producción (Q_o) correspondiente a una presión de fondo fluente (P_{wf}). Algunos parámetros varían en los distintos métodos; en el caso del *Método de Fetkovich* el parámetro del exponente n debe estar en un rango de 0,568 a 1. Para el *Método Standing modificado* el parámetro de Eficiencia de Flujo (EF) que depende según sea el caso del daño presente en la formación, debido a los cambios de permeabilidad cercanas al pozo o por el contrario si presenta estimulación.

En el **Modelo Área de Drenaje Irregular** los parámetros de entrada van a depender de la selección del área de drenaje y de la localización del pozo según la figura correspondiente en cada en cada uno de los casos, los parámetros que se usan

en este Módulo son: Permeabilidad del petróleo (K_o), Espesor de la arena del yacimiento (h), Viscosidad del petróleo (μ_o), Factor volumétrico del petróleo (β_o), Daño de la formación (S), Diámetro del Pozo (r_w) y el Área del Yacimiento.

Al tener todos los parámetros en el método seleccionado se presiona el botón *Procesar* con el cual se obtiene una matriz con los datos de Tasa y su respectiva Presión de fondo fluvente, además se puede calcular el Índice de Productividad, o una Tasa determinada suministrando su presión de Fondo o viceversa. Si se requiere obtener la figura se pulsa el botón *Gráfica*, el cual vincula los datos a una Hoja de Excel y grafica la curva del método.

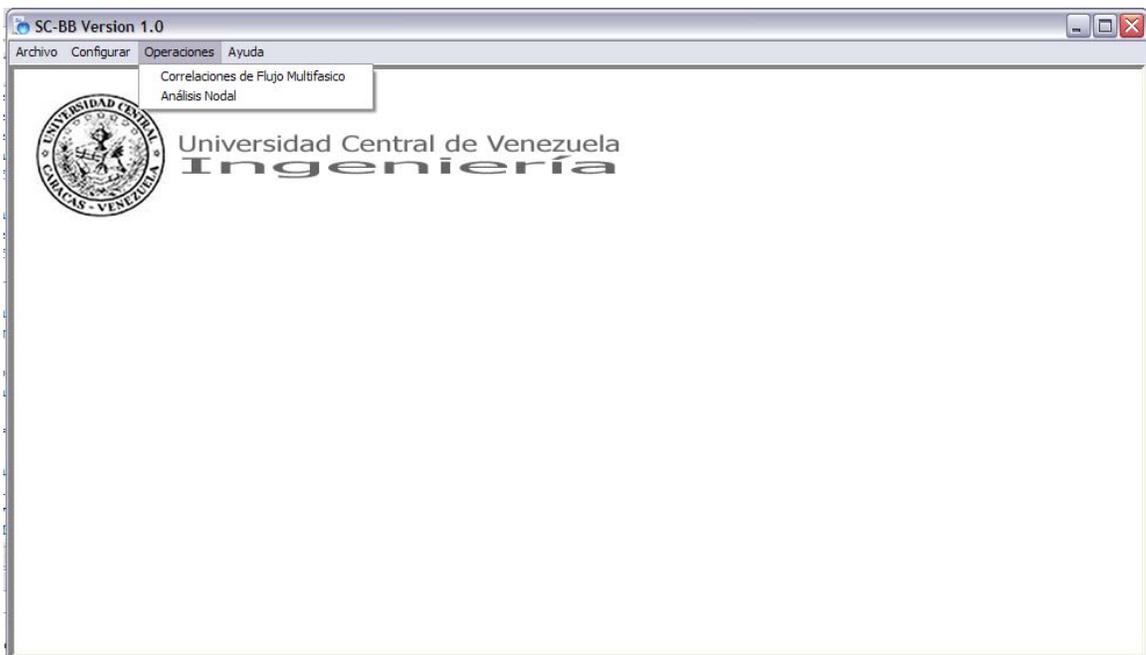


Fig.4.17.Módulo Operaciones.

En el módulo de operaciones se encuentran las Correlaciones de Flujo Multifásico que están desarrolladas para flujo vertical o flujo horizontal. Entre las de Flujo Vertical encontramos las correlaciones empíricas de **Hagedorn y Brown** ⁽¹¹⁾, **Duns y Ros** ⁽⁷⁾, **Orkiszewski** ⁽¹⁶⁾; y la Correlación Mecanicística como es la de **Ansari** ⁽¹⁾. Para las correlaciones Horizontales se cuenta con **Beggs y Brill** ⁽³⁾ y **Lockhart y Martinelli** ⁽¹⁴⁾.

Al visualizar la pantalla correspondiente a las correlaciones de flujo multifásico Fig. 4.18. El usuario escoge que parámetro se quiere obtener, si el nodo se encuentra en la parte superior de la tubería o en el fondo de esta. Se requiere introducir los parámetros de Presión de Entrada o de Salida, el usuario tiene la opción de escoger entre una selección de Correlaciones existentes en la lista desplegable. Al procesar los datos, los resultados se visualizan en la matriz central, luego se tiene la opción de Graficar los datos que serán vinculados a una Hoja de Excel y graficados.

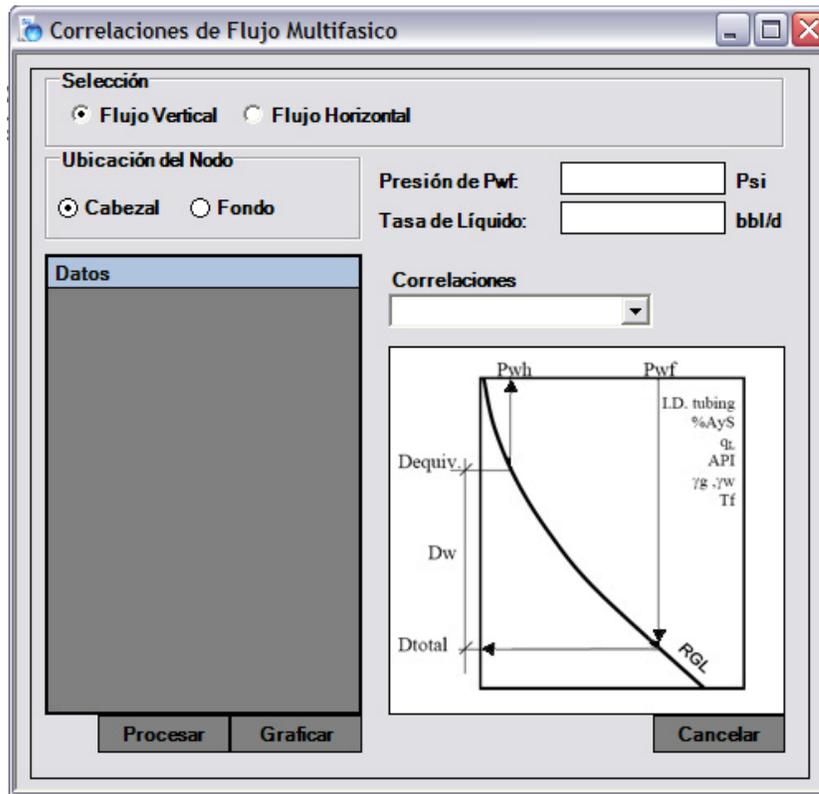


Fig.4.18. Correlaciones de Flujo multifásico

En el módulo de Operaciones se encuentra el módulo que se denomina Análisis Nodal Fig. 4.19. Que representa la Afluencia del yacimiento y la Demanda del pozo. En este módulo el usuario tiene la posibilidad de realizar cuatro distintas sensibilidades, que son:

- Diámetro de tubería
- Corte de Agua
- Relación Gas liquido
- Correlaciones de Flujo Vertical

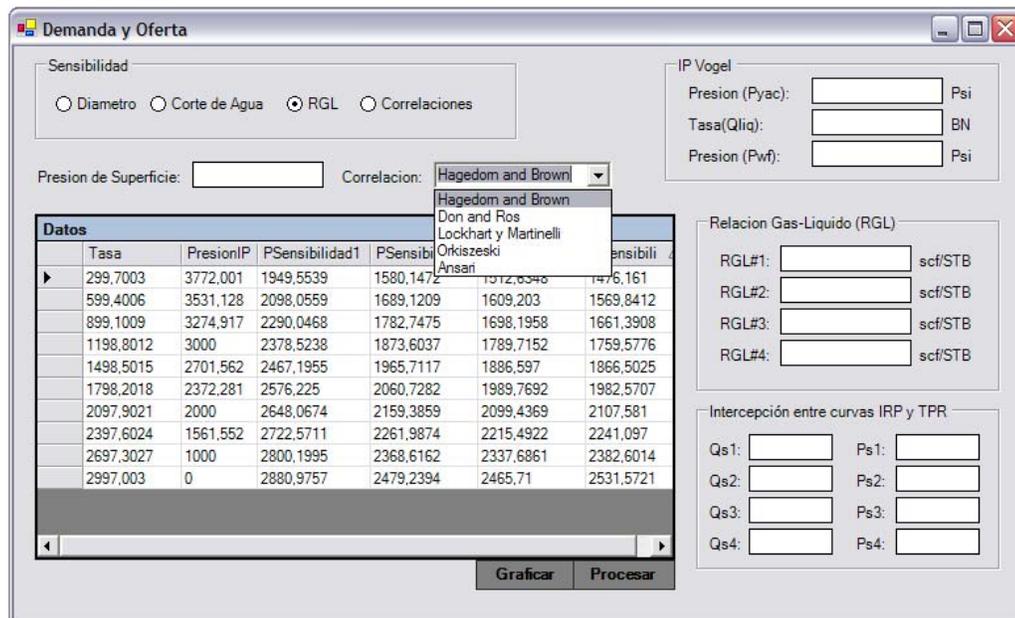


Fig. 4.19. Módulo de Análisis Nodal

Al procesar los datos, los resultados se registran en una Matriz que permite la visualización de los resultados y además se obtiene la intercepción del análisis nodal producida de cada sensibilidad. El módulo permite graficar los resultados obtenidos.

4.4 Verificación y Validación de los Resultados

Las pruebas que fueron procedas para la verificación y validación de los resultados fueron tomadas de datos localizados en las publicaciones, textos o contenidos según el proceso que se realizó. La Herramienta Computacional SO-BB se

sometió a las pruebas según modelos o rutinas principales para el buen funcionamiento de la Herramienta computacional.

4.4.1 Gradientes de Tubería

La base principal de datos del cual se partió para la realización de las pruebas iniciales antes de hacer variaciones de sensibilidad de parámetros se muestran en la Tabla 4.2. Esta data se utilizó para cada una de las correlaciones utilizadas por la Herramienta Computacional SO-BB.

Tabla 4.2. Datos Principal

°API	30
Gravedad Específica del Gas	0,8
Porcentaje de Agua	0
Gravedad Específica del Agua	1,06
Relación Gas-Petróleo (RGP)	1200 PCN/BN
Presión de Fondo Fluyente (Pwf)	1800 psi
Longitud de la tubería	6000 pies
Diámetro interno de la tubería	2,441 pulgada
Ángulo de inclinación	90°
Temperatura de Superficie	110 °F
Temperatura de Fondo	185 °F

Se utilizó las correlaciones empíricas del módulo “Petróleo Negro” por defecto de la herramienta computacional las cuales calculan todos los parámetros PVT necesarios para el funcionamiento de cada una de los gradientes de presión, esta selección de las correlaciones se presentan en la Tabla 4.3.

Tabla 4.3. Correlaciones del Módulo Petróleo Negro

Presión de Burbujeo	Standing
Relación de Gas en Solución	Standing
Factor Volumétrico del Petróleo	Standing
Viscosidad del Gas	Lee
Factor volumétrico del Agua	Mc-Cain
Viscosidad del Petróleo	Begg & Robinson
Viscosidad del Agua	Van Wingen
Factor de Compresibilidad del Gas	Beggs & Brill
Tensión superficial de petróleo	Baker
Tensión superficial del agua	Baker

Las comparaciones se realizaron con un Simulador Comercial el cual realiza el procedimiento matemático desarrollado según la **Universidad de Tulsa y Baker Jardine Asociados**. A continuación se presentan las Fig. 4.20, Fig. 4.21 y Fig. 4.22 de los resultados obtenidos por SO-BB y el simulador Comercial para las correlaciones de “**Hagedorn y Brown**”, “**Duns y Ros**” y “**Orkiszewski**”.

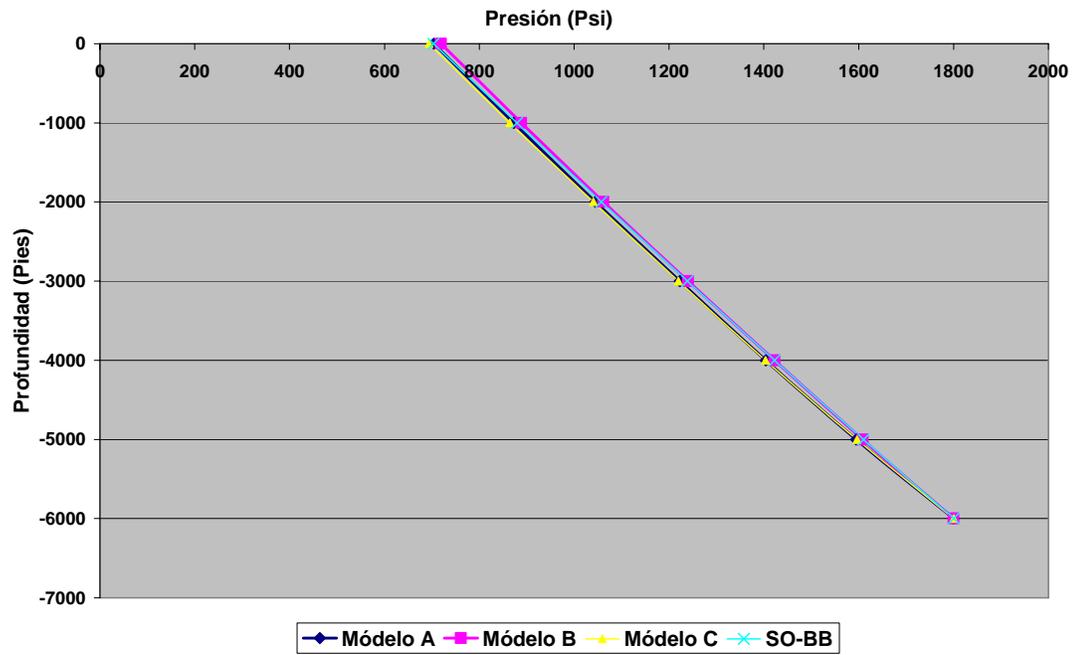


Fig. 4.20. Resultado de “Hagedorn y Brown” por Simulador Comercial y S0-BB

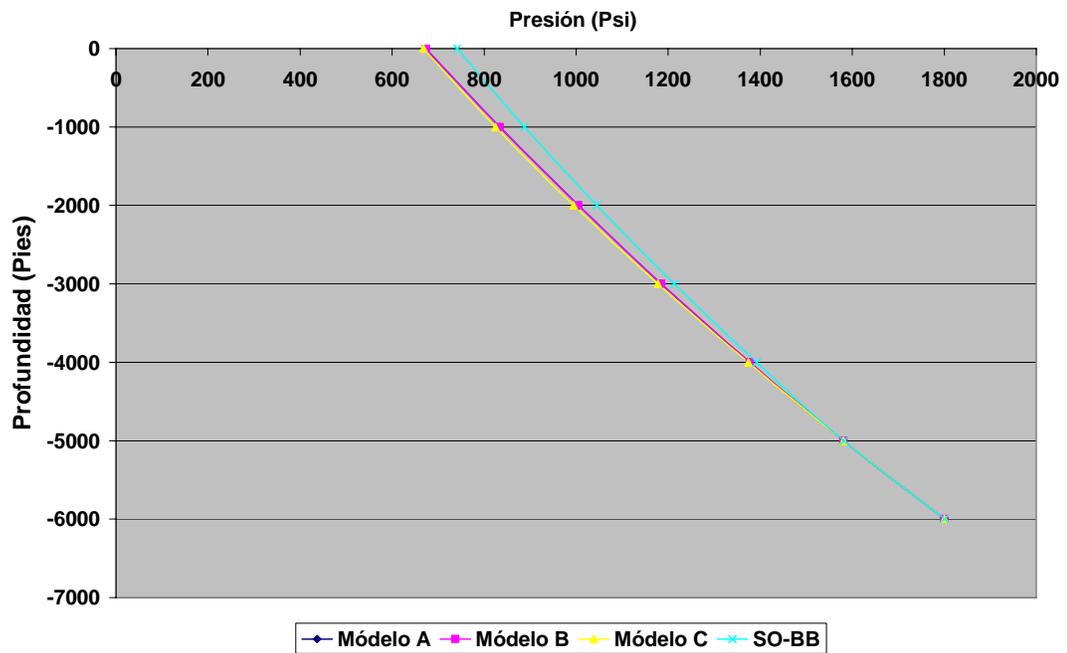


Fig. 4.21. Resultado de “Duns y Ros” por Simulador Comercial y S0-BB

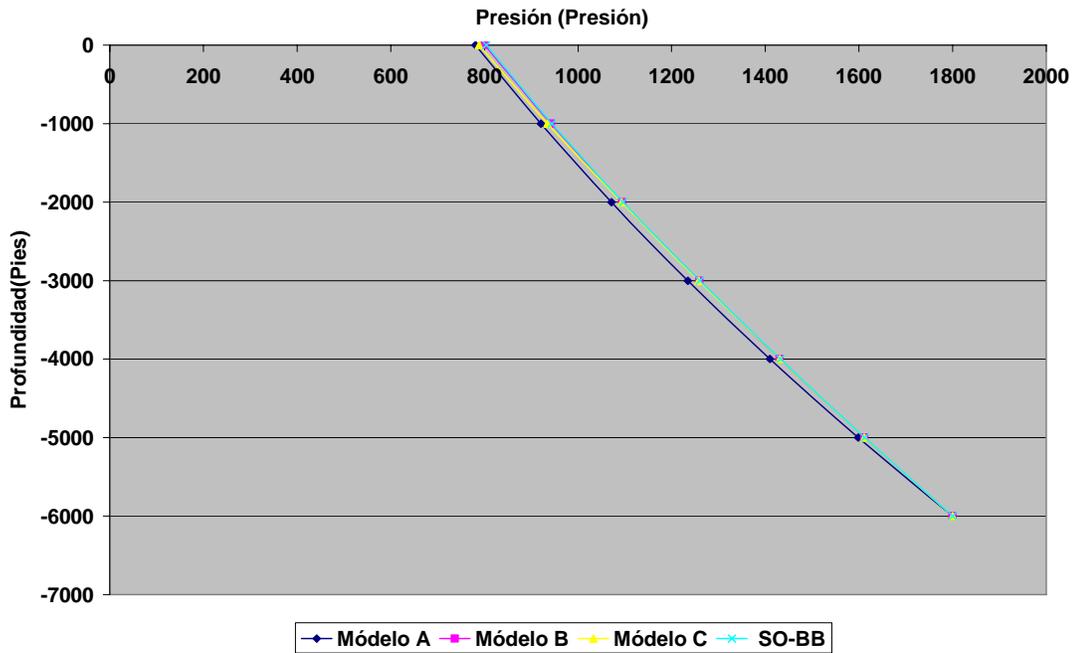


Fig. 4.22. Resultado de “Orkiszewski” por Simulador Comercial y S0-BB

Como se puede ver gráficamente que el comportamiento de las figuras por ambos Simuladores es relativamente similar. En la Tabla 4.4 se observa la desviación de la herramienta computacional con respecto al simulador Comercial para cada correlación de gradiente de presión. Para esto se uso el error porcentual promedio.

Tabla 4.4. Desviación del caso base con la Herramienta Computacional con respecto al Simulador Comercial

Duns y Ros		Orkiszewski		Hagedorn y Brown	
Modelo A	Modelo B	Modelo A	Modelo B	Modelo A	Modelo B
3,45%	3,44%	0,80%	0,57%	1,75%	0,12%

Luego se propuso el análisis de sensibilidades a través de los parámetros principales tales como la gravedad, porcentaje de agua y sedimento, Relación Gas-Líquido (RGL) y Diámetro de Tubería. Estas variaciones se pueden observar en la Tabla 4.5. Se vario de 30 °API a 16 °API, el porcentaje de agua y sedimento desde

0% a 50%, el valor de RGL varía entre 3000 PCN/BN y 500 PCN/BN y por último se modificó el diámetro interno de la tubería de 2,441 a 2,995 pulgadas para obtener 17 casos de estudio.

Tabla 4.5. Variaciones de Parámetros

Casos	API(°API)	RGL	Corte de Agua (%)	Diámetro
Caso 1	30	1200	0	2,441
Caso 2	30	1200	50	2,441
Caso 3	30	3000	0	2,441
Caso 4	30	600	0	2,441
Caso 5	30	1200	0	2,995
Caso 6	30	500	50	2,441
Caso 7	30	500	0	2,995
Caso 8	16	500	50	2,441
Caso 9	30	500	50	2,995
Caso 10	30	3000	50	2,995
Caso 11	30	3000	0	2,995
Caso 12	30	3000	50	2,441
Caso 13	16	500	50	2,441
Caso 14	16	3000	0	2,441
Caso 15	16	1200	50	2,441
Caso 16	16	500	0	2,995
Caso 17	16	3000	0	2,995

Se realizaron los 17 casos en el Simulador Comercial y la Herramienta Comercial para cada una de las correlaciones de gradiente. Debido a esto la herramienta computacional SO-BB realizó 51 procesamientos de Gradiente de Presión, para obtener las siguientes desviaciones para cada gradiente de presión, mostrada en la Tabla 4.6.

Tabla 4.6. Desviación de Cada Caso de estudio con la Herramienta Computacional con respecto al Simulador Comercial

CASO	Duns y Ros		Orkiszewski		Hagedorn y Brown	
	BAKER	TULSA	BAKER	TULSA	BAKER	TULSA
1	3,45 %	3,44 %	0,80 %	0,57 %	1,75 %	0,12 %
2	16,19 %	16,21 %	3,95 %	8,99 %	0,88 %	8,62 %
3	4,40 %	4,52 %	0,32 %	0,32 %	7,60 %	1,67 %
4	1,92 %	1,90 %	4,86 %	4,45 %	1,24 %	1,17 %
5	8,03 %	8,04 %	4,37 %	0,38 %	1,24 %	0,16 %
6	2,42 %	2,24 %	8,17 %	8,17 %	2,18 %	1,34 %
7	5,49 %	5,50 %	15,80 %	15,80 %	10,52 %	0,97 %
8	3,67 %	2,91 %	21,77 %	21,77 %	2,74 %	4,21 %
9	4,31 %	4,29 %	15,98 %	16,39 %	18,52 %	25,10 %
10	11,51 %	11,52 %	0,21 %	0,21 %	6,31 %	6,25 %
11	3,68 %	3,66 %	0,26 %	0,26 %	2,65 %	2,47 %
12	3,49 %	3,50 %	0,93 %	0,94 %	2,04 %	2,36 %
13	11,27 %	11,06 %	7,16 %	7,16 %	4,23 %	3,50 %
14	7,39 %	7,78 %	2,63 %	2,64 %	17,28 %	16,99 %
15	1,38 %	1,44 %	2,43 %	2,44 %	6,07 %	5,97 %
16	5,85 %	5,74 %	1,07 %	1,08 %	2,65 %	2,88 %
17	12,42 %	12,41 %	0,87 %	0,87 %	2,63 %	3,45 %

Se realizó un promedio general de las desviaciones para cada caso Tabla 4.7, correspondiente a cada una de las correlaciones, se observa que promediando todos los casos tenemos una desviación general para todos los métodos entre 5% y 6,30%, se observa que para el caso #2 donde se tiene porcentaje de agua de 50% para el modelo de *Duns y Ros* se obtuvo la mayor desviación porcentual 16%. Para el caso #8 donde el modelo *Orkiszewski* se desvía 21,77% , se realizó la variación de 16 °API y la disminución de la relación Gas-liquido a 500 PCN/BN y un corte de Agua 50%. Para el caso de *Hagedorn y Brown* el caso #9 es el que posee la mayor

desviación para el método donde se realizó la variación de 16 °API y la disminución de la relación Gas-liquido a 500 PCN/BN y un corte de Agua 50% y el diámetro de tubería es 2,994 pies. En la mayoría de los casos donde se tiene un porcentaje de agua alto el cual nos da una desviación significativa con respecto al simulador comercial.

Tabla 4.7 Desviación promedio de todos los casos estudiados

Duns y Ros		Orkiszewski		Hagedorn y Brown	
<i>Modelo A</i>	<i>Modelo B</i>	<i>Modelo A</i>	<i>Modelo B</i>	<i>Modelo A</i>	<i>Modelo B</i>
6,29%	6,24%	5,39%	5,44%	5,32%	5,13%

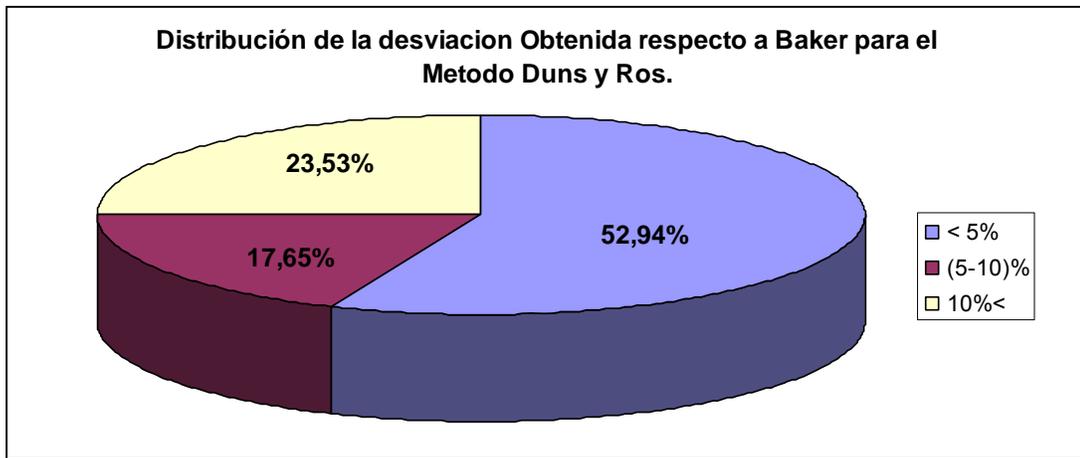


Fig. 4.23. Distribución de la desviación obtenida respecto a Baker para el Método de Duns y Ros

Tabla 4.8 Distribución de la desviación por casos

<i>Desviación</i>	Duns y Ros		Orkiszewski		Hagedorn y Brown	
	<i>Modelo A</i>	<i>Modelo B</i>	<i>Modelo A</i>	<i>Modelo B</i>	<i>Modelo A</i>	<i>Modelo B</i>
< 5%	52,94%	52,94%	70,59%	64,71%	64,71%	76,47%
(5-10)%	17,65%	23,53%	5,88%	17,65%	17,65%	15,79%
10%<	23,53%	21,05%	17,65%	17,65%	17,65%	10,53%

Se observa en la Tabla 4.8 que en todos los modelos de correlación estudiados, el 50% o mayor, se encuentra en una desviación menor de 5% con respecto a los resultados dados por el simulador comercial.

4.4.2 Líneas de Flujo

La base principal de datos del cual se partió para la realización de las pruebas iniciales antes de hacer variaciones de sensibilidad de parámetros se muestran en la Tabla 4.9. Esta data se empleó para cada una de las correlaciones horizontales utilizadas por la Herramienta Computacional SO-BB.

Tabla 4.9 Datos Principal

°API	30
Gravedad Especifica del Gas	0,8
Porcentaje de Agua	0
Gravedad Específica del Agua	1,06
Relación Gas-Petróleo (RGP)	1200 PCN/BN
Presión de Separador (Psep)	120 psi
Longitud de la tubería	10000 pies
Diámetro interno de la tubería	2 pulgada
Ángulo de inclinación	0°
Temperatura de Cabezal	110 °F
Temperatura de Separador	120 °F

Se utilizaron las correlaciones empíricas del módulo “Petróleo Negro” por defecto de la herramienta computacional las cuales calculan todos los parámetros PVT necesarios para el funcionamiento de cada una de los gradientes de presión, esta selección de las correlaciones se presentan en la Tabla 4.10.

Tabla 4.10 Correlaciones del Módulo Petróleo Negro

Presión de Burbujeo	Standing
Relación gas en Burbujeo	Standing
Factor Volumétrico del Petróleo	Standing
Viscosidad del Gas	Lee
Factor volumétrico del Agua	Mc-Cain
Viscosidad del Petróleo	Begg & Robinson
Viscosidad del Agua	Van Wingen
Factor de Compresibilidad del Gas	Beggs & Brill
Tensión superficial de petróleo	Baker
Tensión superficial del agua	Baker

Las comparaciones se realizaron con un Simulador Comercial el cual realiza el procedimiento matemático desarrollado según la **Universidad de Tulsa y Baker Jardine Asociados**. A continuación se presenta las Fig. 4.24 de los resultados obtenidos por SO-BB y el simulador Comercial para la correlación horizontal de **“Beggs y Brill”**.

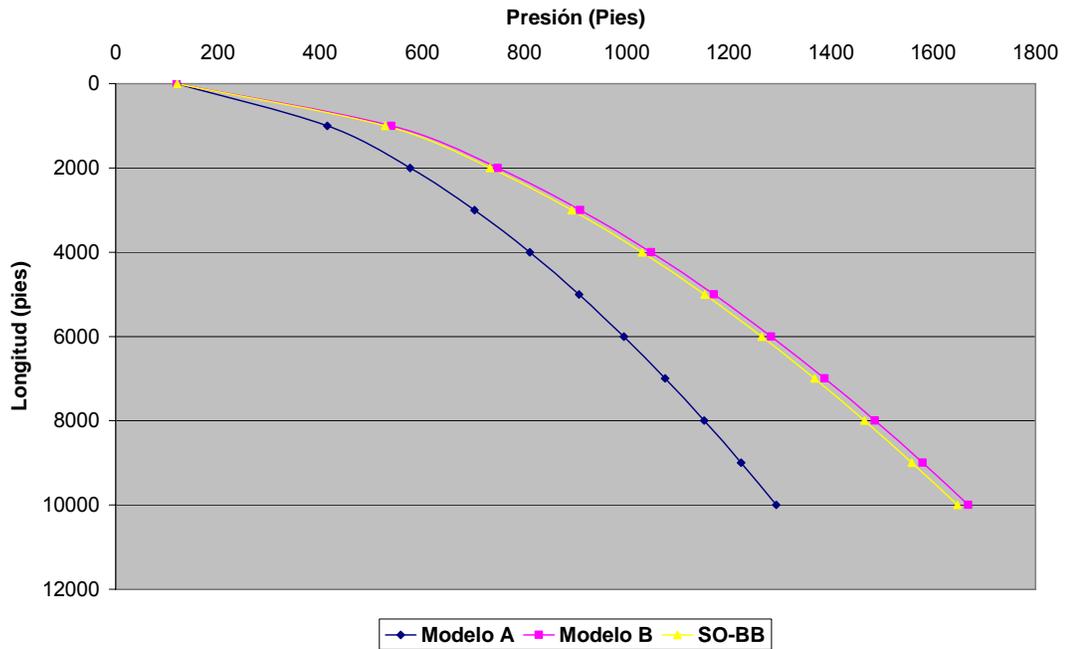


Fig. 4.24. Resultado de “Beggs y Brill” por Simulador Comercial y S0-BB

Como se puede ver gráficamente que el comportamiento de la Fig. 4.24. Por ambos Simuladores es relativamente similar con respecto al planteado por la Universidad de Tulsa mientras que nos alejamos del modelo planteado por Baker.

Luego se propuso el análisis de sensibilidades a través de los parámetros principales tales como la gravedad, porcentaje de agua y sedimento, Relación Gas-Líquido (RGL) y Diámetro de Tubería. Estas variaciones se pueden observar en la Tabla 4.12. Se varió de 30 °API a 16 °API, el porcentaje de agua y sedimento desde 0% a 50%, el valor de RGL varía entre 3000 PCN/BN y 500 PCN/BN y por último se modificó el diámetro interno de la tubería de 2 a 3 pulgadas para obtener 15 casos de estudio.

Tabla 4.11 Variaciones de Parámetros.

Caso	API	RGL	Corte de Agua	Diámetro
Caso 1	30	1200	0	2
Caso 2	30	600	0	2
Caso 3	30	1200	0	3
Caso 4	16	1200	0	2
Caso 5	30	500	0	3
Caso 6	16	500	0	2
Caso 7	30	500	50	3
Caso 8	30	3000	50	3
Caso 9	30	3000	0	3
Caso 10	30	3000	50	2
Caso 11	16	500	0	3
Caso 12	16	3000	0	2
Caso 13	16	1200	50	2
Caso 14	16	500	0	3
Caso 15	16	3000	0	3

Se realizaron los 15 casos en el Simulador Comercial y la Herramienta Comercial para cada una de las correlaciones de gradiente. Debido a esto la herramienta computacional SO-BB realizó 15 procesamientos de Gradiente de Presión horizontal. Para obtener las siguientes desviaciones para cada gradiente de presión, mostrada en la Tabla 4.13.

Tabla 4.12. Desviación de Cada Caso de estudio con la Herramienta Computacional con respecto al Simulador Comercial

BEGGS Y BRILL		
CASO	BAKER	TULSA
Caso 1	24,75%	1,47%
Caso 2	32,68%	0,60%
Caso 3	20,10%	1,75%
Caso 4	15,89%	2,45%
Caso 5	16,97%	4,25%
Caso 6	9,77%	1,96%
Caso 7	18,36%	8,41%
Caso 8	4,88%	4,24%
Caso 9	18,06%	4,01%
Caso 10	23,69%	1,94%
Caso 11	25,73%	4,51%
Caso 12	18,41%	1,53%
Caso 13	12,47%	0,59%
Caso 14	14,28%	8,96%
Caso 15	14,26%	2,63%

Se realizó un promedio general de las desviaciones Tabla 4.13, correspondiente a la correlación de “Beggs y Brill”, se observa que promediando todos los casos tenemos una desviación general para todos los métodos entre 15,9 % a 2,9 %, se observa que nos alejamos del método numérico de Baker y nuestro simulador se aproxima mejor el método de la Universidad de Tulsa. En la mayoría de los casos donde se tiene un porcentaje de agua alto se obtiene una desviación significativa con respecto al simulador comercial.

Tabla 4.13. Desviación del caso base con la Herramienta Computacional con respecto al Simulador Comercial

Beggs y Brill	
BAKER	TULSA
15,90 %	2,90 %

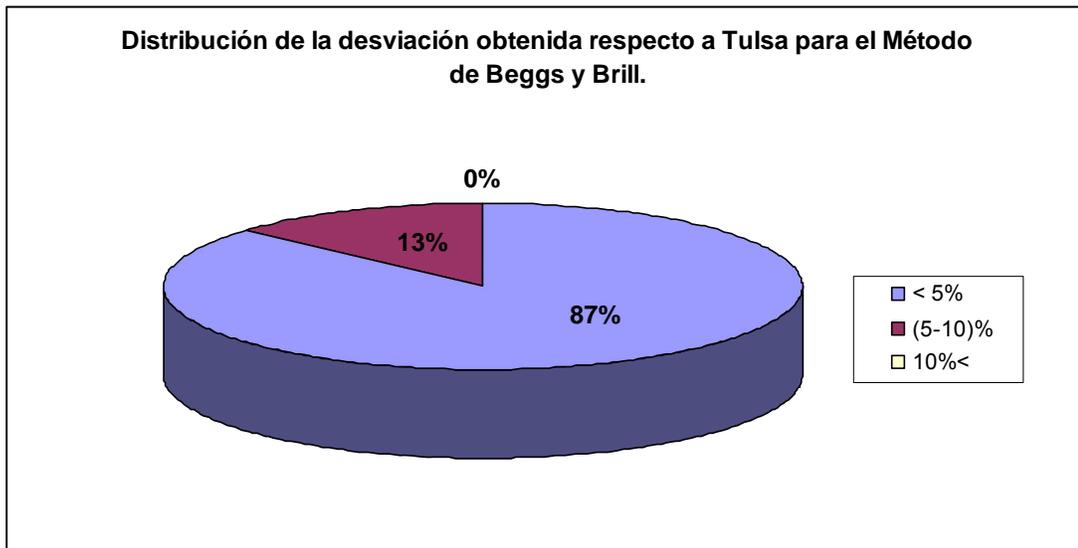


Fig. 4.25. Distribución de la desviación obtenida respecto a la Universidad de Tulsa para el Método de Beggs y Brill.

Tabla 4.14 Distribución de la desviación

<i>Desviación</i>	Duns y Ros	
	<i>Modulo A</i>	<i>Modulo B</i>
< 5%	6,67%	86,67%
(5-10)%	6,67%	13,33%
10%<	86,86%	0,00%

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES

La Herramienta Computacional S0-BB permite:

- Evaluar un sistema de producción a través de Análisis Nodal. Permitiendo realizar cambios o recomendar optimizaciones a pozos. Disminuyendo de esta manera los altos costos operacionales en el campo.
- Evaluar el comportamiento a lo largo de la tubería de producción y la línea de flujo mediante correlaciones multifásicas Verticales y Horizontal respectivamente.
- Evaluar el efecto de la inclusión de accesorios de tubería (Estrangulador, Válvulas de Gas-Lift) que modifican el comportamiento del Gradiente de Presión.
- Incorporación a futuro de nuevos módulos de rutinas de manera sencilla.

Las presiones de línea fueron reproducidas en un 100% con desviaciones menores de 10% con respecto al modelo estándar dados por el Simulador Comercial.

Las presiones de tubería de producción fueron reproducidas en un 80% promedio con desviaciones menores de 10% con respecto a los modelos dados por el Simulador Comercial.

La correlación de Ansari, realiza el cálculo correcto para los flujo de burbuja y burbuja dispersa, aunque se tuvo inconvenientes con los cálculos de los gradientes de presión para el flujo Tapón y flujo Anular.

Al converger los modelos estándar de Tulsa y Baker los errores no deben ser superiores al 2 o 3 %

CAPÍTULO VI

RECOMENDACIONES

Mantener una continua revisión de la herramienta para optimizar los resultados.

Implementar métodos numéricos que permitan obtener un mejor ajuste de algunos parámetros utilizados en las correlaciones de gradientes de presiones.

Incorporar nuevas correlaciones de gradientes de presiones Verticales como Horizontales a la Herramienta Computacional SO-BB.

Incorporar nuevos módulos de operaciones a la Herramienta Computacional SO-BB tales como, Bombeo Mecánico, BES, BCP.

Emplear la Herramienta Computacional SO-BB como base para la incorporación de nuevos temas de investigación del departamento de producción de la Escuela de Petróleo.

Emplear la Herramienta Computacional SO-BB, como Herramienta funcional para el desarrollo integral del estudiante en las asignaturas de producción.

REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA

1. **Ansari, A.M .et al;** "A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two-Phase Flow in Wellbores," *Spe Production y Facilities*, (Mayo-1994), 143-152.
2. **Barnea, D.,Taitel:** "Flow Pattern Transition for vertical Downward Two-Phase Flow" *Chem. Eng. Sci* (1982) 37,741.
3. **Beal, C.:** "The Viscosity of Air, Water, Natural Gas, Crude Oil y its Associated Gases at Oil Temperatures y Pressures," *Trans. AIME* (1946) 94.
4. **Beggs, H. D., y Brill, J. P.:** "A Study of Two Phase Flow in Inclined Pipes," *J. Pet. Tech.* (Mayo 1973) 607-617.
5. **Beggs, H. D. y Robinson, J. R.:** "Estimating the Viscosity of Crude Oil Systems," *J. Pet. Tech.* (Sept. 1975) 1140-1.
6. **Brown, K, y Beggs,D:**"The Technology of Artificial lift. Methods" Penwell Publishing Company.Tulsa (1977).
7. **Cestari, F. y García, R:** "Manual de Ingeniería de Producción Petrolera de la Escuela de la ingeniería de Petróleo de la UCV" UCV Julio,2002.
8. **Chew, J. y Conally, C. A. Jr.:** "A Viscosity Correlation for Gas Saturated Crude Oils," *Trans.*, AIME (1974) **23**.
9. **Da Silva, Angel. y Arias, Daniel.:** "Implantación, actualización y mejora de un simulador de yacimiento de dominio público" TEG,(2004).
10. **Dake, L.P.:** *Fundamentals of Reservoir Engineering*, Elsevier ScientSiic Publishing Co., New York, 1978.
11. **Duns, H., y Ros, N. C. J.:** "Vertical Flow of Gas y Liquid Mixtures in Wells," 6th. World Pet. Congress (1963) 452.
12. **Economides, M.J.:** "Petroleum Production Systems," New Jersey. Prentice-Hall Petroleum Engineering(1994) 431

13. **Fetkovich, M.J. y Vienot, M.E.:** "Shape Factors, CA, Expressed as a Skin, sca," *JPT* (Febrero 1985) 321-322.
14. **Glaso, O.,** "Generalized Pressure Volume Temperature Correlation," *J. Pet. Tech.* (Mayo 1980) 785.
15. **Hagedorn, A. R. y Brown, K. E.:** "Experimental Study of Pressure Gradients Occurring During Continuous Two-Phase Flow in Small-Diameter Vertical Conduits," *J. Pet. Tech.* (Abril 1965) 475-484.
16. **Lasater, J. A.:** "Bubble Point Pressure Correlation," *Trans., AIME* (1958) 379.
17. **Lee, A. L. et al.:** "The Viscosity of Natural Gases," *Trans., AIME* (1966) 997.
18. **Lockhart, R. W. y Martinelli, R. C.:** "Proposed Correlation of Data for Isothermal Two-phase, Two-Component Flow in Pipes," *Chem. Eng. Prog.* (Enero 1949) 45, 39.
19. **McCain, William D. Jr.,** "Petroleum Fluids", edition 2.
20. **Narui, Andrés., y Kusta, Antuanet.** “ Elaboración de un Simulador de Producción para Pozos Verticales bajo Flujo Natural” TEG,(2005)
21. **Orkiszewski, J.:** "Predicting Two-Phase Pressure Drops in Vertical Pipes," *J. Pet. Tech.* (Junio 1967) 829-838.
22. **Stying, M. B.:** "A General Pressure Volume-Temperature Correlation for Mixtures Of California Oils y Greases," *Drill. y Prod. Prac., API* (1947) 275.
23. **Vásquez, M., y Beggs, H. D.:** "Correlations for Fluid Physical Property Prediction," SPE paper 6719, presented at the 52nd Annual Technical Conference y Exhibition of the Society of Petroleum Engineers, Denver, Colorado (1977).

APÉNDICE

Funciones que simulan el comportamiento Gráfico planteado por Duns & Ros y Orkiszewski:

F1(NL)

```
{
  Si NL <= 0.1 entonces
    NL1 = Log10(NL)
    F1 = 0.3793 * NL1 ^ 6 + 3.8022 * NL1 ^
5 + 15.386 * NL1 ^ 4 + 32.137 * NL1 ^ 3 +
36.725 * NL1 ^ 2 + 22.263 * NL1 + 6.0329
    F1 = 10 ^ F1
  Final
  Si NL > 0.1 entonces
    NL1 = Log10(NL)
    F1 = 0.9456 * NL1 ^ 5 + 2.5923 * NL1 ^
4 + 2.278 * NL1 ^ 3 + 0.3118 * NL1 ^ 2 -
0.5857 * NL1 + 0.0561
    F1 = 10 ^ F1
  Final
}
```

F2(NL)

```
{
  Si NL >= 0.3 Entonces
    NL1 = Log10(NL)
    F2 = 0.2753 * NL1 ^ 3 + 0.0449 * NL1 ^
2 - 0.2091 * NL1 - 0.091
    F2 = 10 ^ F2
  Final
  Si 0.3 > NL Y 0.15 <= NL Entonces
    NL1 = Log10(NL)
    F2 = -0.0718 * NL1 - 0.0463
    F2 = 10 ^ F2
  Final
  Si 0.15 > NL Y 0.1 <= NL Entonces
    NL1 = Log10(NL)
    F2 = 0.1994 * NL1 + 0.1771
    F2 = 10 ^ F2
  Final
  Si 0.1 > NL Y 0.01 <= NL Entonces
    NL1 = Log10(NL)
    F2 = -10.304 * NL1 ^ 6 - 89.676 * NL1 ^
5 - 320.36 * NL1 ^ 4 - 602.02 * NL1 ^ 3 -
628.58 * NL1 ^ 2 - 345.51 * NL1 - 77.989
    F2 = 10 ^ F2
}
```

Final

Si 0.01 > NL Entonces

F2 = 1.25

Final

}

F3(NL)

```
{
  Si 0.005 <= NL Entonces
    NL1 = Log10(NL)
    F3 = 0.036 * NL1 ^ 6 + 0.1671 * NL1 ^ 5
+ 0.2327 * NL1 ^ 4 + 0.1259 * NL1 ^ 3 -
0.0199 * NL1 ^ 2 + 0.051 * NL1 + 0.604
    F3 = 10 ^ F3
  Final
  Si 0.005 > NL Entonces
    NL1 = Log10(NL)
    F3 = 0.9155 * NL1 + 0.0086
    F3 = 10 ^ F3
  Final
}
```

F4(NL)

```
{
  Si 0 <= NL Y NL < 0.005 Entonces
    F4 = 7000.0 * NL + -26.0
  Final
  Si 0.005 <= NL Y NL < 0.007 Entonces
    F4 = 3500.0 * NL + -8.5
  Final
  Si 0.007 <= NL Y NL < 0.01 Entonces
    F4 = 2000.0 * NL + 2.0
  Final
  Si 0.01 <= NL Y NL < 0.015 Entonces
    F4 = 2000.0 * NL + 2.0
  Final
  Si 0.015 <= NL Y NL < 0.02 Entonces
    F4 = 800.0 * NL + 20.0
  Final
  Si 0.02 <= NL Y NL < 0.03 Entonces
    F4 = 700.0 * NL + 22.0
  Final
  Si 0.03 <= NL Y NL < 0.05 Entonces
    F4 = 400.0 * NL + 31.0
  Final
  Si 0.05 <= NL Y NL < 0.08 Entonces
```

```

F4 = 133.333 * NL + 44.333
Final
Si 0.08 <= NL Y NL < 0.1 Entonces
F4 = 0.0 * NL + 55.0
Final
Si 0.1 <= NL Y NL < 0.15 Entonces
F4 = 0.0 * NL + 55.0
Final
Si 0.15 <= NL Y NL < 0.3 Entonces
F4 = 0.0 * NL + 55.0
Final
Si 0.3 <= NL Y NL < 0.5 Entonces
F4 = 0.0 * NL + 55.0
Final
Si 0.5 <= NL Y NL < 0.8 Entonces
F4 = 0.0 * NL + 55.0
Final
Si 0.8 <= NL Y NL <= 2 Entonces
F4 = 0.0 * NL + 55.0
Final
}

F5( NL )
{
  Si NL <= 0.01 Entonces
  NL1 = Log10(NL)
  F5 = -0.3345 * NL1 ^ 3 - 2.4115 * NL1 ^
2 - 5.9106 * NL1 - 5.5961
  F5 = 10 ^ F5
  Final
  Si NL > 0.01 Y NL < 0.015 Entonces
  NL1 = Log10(NL)
  F5 = -0.0415 * NL1 - 0.8276
  F5 = 10 ^ F5
  Final
  Si NL >= 0.015 Y NL <= 0.1 Entonces
  NL1 = Log10(NL)
  F5 = 5.1712 * NL1 ^ 5 + 37.135 * NL1 ^
4 + 104.39 * NL1 ^ 3 + 142.46 * NL1 ^ 2 +
92.985 * NL1 + 21.709
  F5 = 10 ^ F5
  Final
  Si NL > 0.1 Y NL < 0.15 Entonces
  NL1 = Log10(NL)
  F5 = -0.6259 * NL1 - 1.8625
  F5 = 10 ^ F5
  Final
  Si NL >= 0.15 Entonces
  NL1 = Log10(NL)
  F5 = -0.2365 * NL1 ^ 4 - 0.8456 * NL1 ^
3 - 0.5229 * NL1 ^ 2 + 0.398 * NL1 - 1.0278
  F5 = 10 ^ F5
  Final
}

F6( NL )
{
  Si 0 <= NL Y NL < 0.005 Entonces
  F6 = -140.0 * NL + 0.9
  Final
  Si 0.005 <= NL Y NL < 0.007 Entonces
  F6 = -95.0 * NL + 0.675
  Final
  Si 0.007 <= NL Y NL < 0.01 Entonces
  F6 = -36.667 * NL + 0.267
  Final
  Si 0.01 <= NL Y NL < 0.015 Entonces
  F6 = -4.0 * NL + -0.06
  Final
  Si 0.015 <= NL Y NL < 0.02 Entonces
  F6 = 4.0 * NL + -0.18
  Final
  Si 0.02 <= NL Y NL < 0.03 Entonces
  F6 = 44.0 * NL + -0.98
  Final
  Si 0.03 <= NL Y NL < 0.05 Entonces
  F6 = 31.0 * NL + -0.59
  Final
  Si 0.05 <= NL Y NL < 0.08 Entonces
  F6 = 24.667 * NL + -0.273
  Final
  Si 0.08 <= NL Y NL < 0.1 Entonces
  F6 = 22.0 * NL + -0.06
  Final
  Si 0.1 <= NL Y NL < 0.15 Entonces
  F6 = 0.4 * NL + 2.1
  Final
  Si 0.15 <= NL Y NL < 0.3 Entonces
  F6 = -2.0 * NL + 2.46
  Final
  Si 0.3 <= NL Y NL < 0.5 Entonces
  F6 = -0.5 * NL + 2.01
  Final
  Si 0.5 <= NL Y NL < 0.8 Entonces
  F6 = -0.067 * NL + 1.793
  Final
  Si 0.8 <= NL Y NL <= 2 Entonces
  F6 = 0.0 * NL + 1.74
  Final}

F7( NL )
{
  NL1 = Log10(NL)
  F7 = -0.0125 * (NL1) ^ 6 - 0.116 * (NL1)
^ 5 - 0.3984 * (NL1) ^ 4 - 0.5691 * (NL1) ^ 3
- 0.1912 * (NL1) ^ 2 - 0.1054 * (NL1) -
1.5924
  F7 = 10 ^ F7
}

```

L1(Nd)

```
{
  Si Nd < 30 Entonces
  L1 = -0.003 * Nd + 2.06
  Final
  Si 30 <= Nd Y Nd < 40 Entonces
  L1 = -0.037 * Nd + 3.08
  Final
  Si 40 <= Nd Y Nd < 50 Entonces
  L1 = -0.03 * Nd + 2.8
  Final
  Si 50 <= Nd Y Nd < 60 Entonces
  L1 = -0.025 * Nd + 2.55
  Final
  Si 60 <= Nd Y Nd < 70 Entonces
  L1 = -0.005 * Nd + 1.35
  Final
  Si 70 <= Nd Y Nd < 80 Entonces
  L1 = 0.0 * Nd + 1.0
  Final
  Si 80 <= Nd Y Nd < 90 Entonces
  L1 = 0.0 * Nd + 1.0
  Final
  Si 90 <= Nd Y Nd < 100 Entonces
  L1 = 0.0 * Nd + 1.0
  Final
  Si 100 <= Nd Y Nd < 150 Entonces
  L1 = 0.0 * Nd + 1.0
  Final
  Si 150 <= Nd Entonces
  L1 = 0.0 * Nd + 1.0
  Final
}
```

L2(Nd)

```
{
  Si Nd < 30 Entonces
  L2 = 0.019 * Nd + 0.17
  Final
  Si 30 <= Nd Y Nd < 40 Entonces
  L2 = 0.016 * Nd + 0.26
  Final
  Si 40 <= Nd Y Nd < 50 Entonces
  L2 = 0.01 * Nd + 0.5
  Final
  Si 50 <= Nd Y Nd < 60 Entonces
  L2 = 0.006 * Nd + 0.7
  Final
  Si 60 <= Nd Y Nd < 70 Entonces
  L2 = 0.004 * Nd + 0.82
  Final
  Si 70 <= Nd Y Nd < 80 Entonces
  L2 = 0.0 * Nd + 1.1
  Final
}
```

```
Final
Si 80 <= Nd Y Nd < 90 Entonces
L2 = 0.0 * Nd + 1.1
Final
Si 90 <= Nd Y Nd < 100 Entonces
L2 = 0.0 * Nd + 1.1
Final
Si 100 <= Nd Y Nd < 150 Entonces
L2 = 0.0 * Nd + 1.1
Final
Si 150 <= Nd Entonces
L2 = 0.0 * Nd + 1.1
Final
```

}

ff2(xx)

```
{
  Si xx < 0.001 Entonces
  ff2 = 2.2222 * xx + 0.9978
  Final
  Si 0.001 <= xx Y xx < 0.01 Entonces
  ff2 = 0.3333 * xx + 1.0167
  Final
  Si 0.01 <= xx Y xx < 0.1 Entonces
  ff2 = 0.1 * xx + 1.04
  Final
  Si 0.1 <= xx Y xx < 0.3 Entonces
  ff2 = -0.35 * xx + 1.175
  Final
  Si 0.3 <= xx Y xx < 0.5 Entonces
  ff2 = -0.44 * xx + 1.22
  Final
  Si 0.5 <= xx Y xx < 1 Entonces
  ff2 = -0.135 * xx + 0.915
  Final
  Si 1 <= xx Y xx < 3 Entonces
  ff2 = -0.0243 * xx + 0.5829
  Final
  Si 3 <= xx Y xx < 10 Entonces
  ff2 = -0.002 * xx + 0.36
  Final
  Si 10 <= xx Y xx < 70 Entonces
  ff2 = -0.0001 * xx + 0.2265
  Final
  Si 70 <= xx Entonces
  ff2 = 0.0 * xx + 0.208
  Final
```

Funciones que simulan el comportamiento Gráfico planteado por Hagedorn y Brown:

PSI

```
{
psi = (Ngv * nl ^ 0.38) / (Nd ^ 2.14) 'Ok
Si ( psi < 0.012) Entonces
psi = 1
Sino
Si (psi > 0.09) Entonces
psi = 1.82
sino
psi = -5723822.28 * (psi ^ 5) + 1550040.23 * (psi ^ 4) - 154663.93 * (psi ^ 3) + 6731.55 * (psi ^ 2) -
103.9 * psi + 1.5
Final
Final
}
```

HL/PSI

```
{
hl = (Nlv / ((Ngv) ^ 0.575)) * ((Pprome / 14.7) ^ 0.1) * (cnl / Nd)
Si ( hl < 0.02 ) Entonces
hl = 0.00150773 * ((Log(hl)) ^ 4) + 0.06964011 * ((Log(hl)) ^ 3) + 1.20535282 * ((Log(hl)) ^ 2) +
9.32882402 * (Log(hl)) + 27.55094434
Sino
hl = 0.00877246 * ((Log(hl)) ^ 4) + 0.23114666 * ((Log(hl)) ^ 3) + 2.21029712 * ((Log(hl)) ^ 2) +
9.21061366 * (Log(hl)) + 15.19955597
Final
Si (psi < 1) Entonces psi = 1
hl = hl * psi
Si (hl < 0) Entonces hl = 0
Si( hl > 1) Entonces hl = 1
}
```

Funciones que simulan el comportamiento Gráfico planteado por Lockhart y Martinelli:

<p>gtt(X)</p> <pre>{ X = Log10(X) gtt = -0.0013 * X ^ 6 + 0.0002 * X ^ 5 + 0.0117 * X ^ 4 - 0.0014 * X ^ 3 + 0.0882 * X ^ 2 + 0.4894 * X + 0.6455 gtt = 10 ^ gtt }</pre>	<p>gvt(X)</p> <pre>{ X = Log10(X) gvt = 0.0013 * X ^ 6 - 0.0004 * X ^ 5 - 0.0123 * X ^ 4 + 0.0022 * X ^ 3 + 0.1615 * X ^ 2 + 0.4888 * X + 0.5663 gvt = 10 ^ gvt }</pre>
<p>gtv(X)</p> <pre>{ X = Log10(X) gtv = 0.0013 * X ^ 6 + 0.005 * X ^ 5 - 0.0123 * X ^ 4 - 0.0306 * X ^ 3 + 0.1522 * X ^ 2 + 0.5521 * X + 0.5655 gtv = 10 ^ gtv }</pre>	<p>ltt(X)</p> <pre>{ X = Log10(X) ltt = -0.00003 * X ^ 6 + 0.0015 * X ^ 5 - 0.0071 * X ^ 4 - 0.0017 * X ^ 3 + 0.1447 * X ^ 2 - 0.5333 * X + 0.6496 ltt = 10 ^ ltt }</pre>
<p>gvv(X)</p> <pre>{ X = Log10(X) gvv = 0.0091 * X ^ 6 + 0.00009 * X ^ 5 - 0.0709 * X ^ 4 - 0.0077 * X ^ 3 + 0.292 * X ^ 2 + 0.5494 * X + 0.4218 gvv = 10 ^ gvv }</pre>	<p>ltv(X)</p> <pre>{ X = Log10(X) ltv = 0.0013 * X ^ 6 + 0.0035 * X ^ 5 - 0.013 * X ^ 4 - 0.0299 * X ^ 3 + 0.1613 * X ^ 2 - 0.4364 * X + 0.5599 ltv = 10 ^ ltv }</pre> <p>lvv(X)</p> <pre>{ X = Log10(X)</pre>

$$\begin{aligned} \text{lvv} &= 0.0041 * X^6 - 0.0026 * X^5 - 0.0349 \\ &* X^4 + 0.0015 * X^3 + 0.2259 * X^2 - \\ &0.4437 * X + 0.4325 \\ \text{lvv} &= 10^{\text{lvv}} \\ &\} \end{aligned}$$
lvt(X)
$$\begin{aligned} &\{ \\ X &= \text{Log10}(X) \\ \text{lvt} &= -0.0017 * X^6 + 0.0014 * X^5 + \\ &0.0074 * X^4 - 0.0195 * X^3 + 0.1352 * X \\ &^2 - 0.4567 * X + 0.5572 \\ \text{lvt} &= 10^{\text{lvt}} \end{aligned}$$

