

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

***EVALUACIÓN DE LAS RELACIONES DE CLAUSURA DE VELOCIDAD DE DERIVA
Y DE LOS FACTORES DE FRICCIÓN Y DESARROLLO DE UN ALGORITMO DE
PREDICCIÓN DE PATRONES DE FLUJOS MULTIFÁSICO PARA LÍQUIDOS DE
ALTA VISCOSIDAD EN TUBERÍA HORIZONTAL***

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela

Por la Br. Luzmila M Vega B.

Para optar al Título
de Ingeniera Química

Caracas, Noviembre 2012

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

***EVALUACIÓN DE LAS RELACIONES DE CLAUSURA DE VELOCIDAD DE DERIVA
Y DE LOS FACTORES DE FRICCIÓN Y DESARROLLO DE UN ALGORITMO DE
PREDICCIÓN DE PATRONES DE FLUJOS MULTIFÁSICO PARA LÍQUIDOS DE
ALTA VISCOSIDAD EN TUBERÍA HORIZONTAL***

TUTOR ACADÉMICO: Prof. José Angel Sorrentino

TUTORA INDUSTRIAL: Msc. Adriana Brito

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por la Br. Luzmila M Vega B.
Para optar al Título
de Ingeniera Química

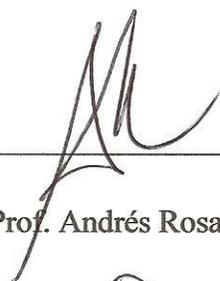
Caracas, Noviembre 2012

Caracas, Noviembre 2012

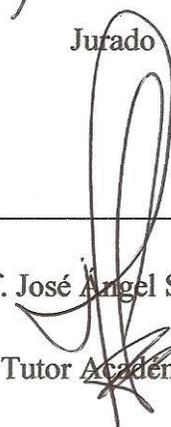
Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por la Bachiller Luzmila M. Vega B, titulado:

“EVALUACIÓN DE LAS RELACIONES DE CLAUSURA DE VELOCIDAD DE DERIVA Y DE LOS FACTORES DE FRICCIÓN Y DESARROLLO DE UN ALGORITMO DE PREDICCIÓN DE PATRONES DE FLUJOS MULTIFÁSICO PARA LÍQUIDOS DE ALTA VISCOSIDAD EN TUBERÍA HORIZONTAL”

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniera Química y sin que ello signifique que se hace solidario con las ideas expuestas por los autores, lo declaran APROBADO:


Prof. Andrés Rosales.

Jurado


Prof. José Ángel Sorrentino.
Tutor Académico




Prof. Armando Vizcaya.

Jurado


Msc. Adriana Brito.
Tutor Industrial

A mi madre Belquis H. Bustamante P.

A mi padre José E. Vega A.

A mi querido y recordado abuelo José E. Vega. R.

Por ser los pilares fundamentales en mi vida.

AGRADECIMIENTOS

A *Dios* sobre todas las cosas, por darme la vida, guiarme y protegerme en cada momento y darme fuerza y voluntad para lograr todas mis metas y enfrentar las dificultades.

A la *Universidad Central de Venezuela (Escuela de Ingeniería Química)*, por brindarme la oportunidad de crecer intelectualmente como profesional y ser ese espacio donde me desarrollé académicamente y conocí excelentes amigos, profesores y profesionales.

A mi querida madre *Belquis H. Bustamante P.* por su presencia y dedicación en todos aquellos momentos importantes de mi vida. Por ser una madre tan especial que me ha dedicado su profundo amor, cariño y apoyo incondicional a pesar de las adversidades.

A mi querido padre *José E. Vega. A* quien me ha apoyado y brindado su amor en todas las metas que me he planteado y he logrado hasta ahora. Por ser un padre ejemplar y dedicado a sus responsabilidades.

A mi recordado abuelo *José E. Vega. R* quien hasta mi adolescencia estuvo a su disposición como abuelo, padre y amigo y quien anhelaba que su nieta fuese Ingeniera. Este regalo es para ti mi querido abuelito.

A mis hermanas *Dayana R. Vega B.* y *Elvira Y. Vega B.* por permanecer juntas a pesar de las dificultades y por el amor y la voluntad que siento hacia ellas para seguir adelante.

A mi amado y querido *Heyter A. Key A.* por ser quién me ha brindado su apoyo a lo largo de mi carrera y en mi vida personal. Por ser ese gran amigo en quien confío y con el cual quisiera seguir compartiendo mi vida. Además de que juntos celebramos este gran triunfo por obtener ambos tan anhelado título.

A los tutores *Msc. Adriana Brito y Jorge Trujillo*, por su confianza y colaboración en el desarrollo de este Trabajo Especial de Grado.

Al prof. **Humberto Kum** por su orientación en mi vida profesional y por su cálida amistad.

Al instituto Intevep-PDVSA por haberme brindado la oportunidad de desarrollar este trabajo de investigación.

A todos mis amigos de la universidad con quienes compartí momentos de alegrías, tristezas, dificultades y triunfos, todos llegando hacia esta gran meta que teníamos en común y que ahora somos colegas. Con ustedes disfruté y aprendí muchos momentos especiales que nos hicieron ser buenos amigos y con los cuales me gustaría seguir manteniendo este lazo de amistad.

A mi familia quienes siempre me han visto como un ejemplo y a quienes quiero con todo el corazón, sobre todo a **Jhoan Angulo** y **Mary Alexandra Angulo**.

A todas aquellas personas que de una u otra manera colaboraron con el desarrollo final de este trabajo, entre ellas cabe mencionar **Ana Julia Araujo** y **Gabriela Pérez**.

GRACIAS!!!

Vega B., Luzmila M.

EVALUACIÓN DE LAS RELACIONES DE CLAUSURA DE VELOCIDAD DE DERIVA Y DE LOS FACTORES DE FRICCIÓN Y DESARROLLO DE UN ALGORITMO DE PREDICCIÓN DE PATRONES DE FLUJOS MULTIFÁSICO PARA LÍQUIDOS DE ALTA VISCOSIDAD EN TUBERÍA HORIZONTAL.

Tutor Académico: Prof. José Angel Sorrentino. Tutor Industrial: Msc. Adriana Brito. Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. Año 2012, 203 p.

Palabras Claves: Modelos mecanicistas, patrones de flujo, factores de fricción, gradiente de presión, viscosidad del líquido, crudos pesados.

Resumen. En el presente trabajo se evalúa el flujo multifásico gas-líquido con crudos de alta viscosidad en tubería horizontal. Se utiliza la predicción de los patrones de flujo bifásicos y la transición entre ellos, específicamente la transición estratificado – no estratificado y la transición intermitente- anular mediante los criterios de estabilidad de Kelvin Helmholtz Viscoso (VKH) y No Viscoso (IKH) y el análisis de Taitel y Dukler (1976), los cuales fueron codificados bajo el modelo mecanicista de Xiao y cols. (1990). Igualmente, se evaluó la predicción del gradiente de presión donde fueron incorporadas las relaciones de clausura de velocidad de deriva y factores de fricción líquido-pared, gas-pared y gas-líquido. Se utilizó una base de datos experimental de flujo bifásico aire – líquido con viscosidades comprendidas entre 1cP y 1500cP en tubería horizontal de PDVSA-Intevep, con la cual fueron evaluados los objetivos aplicados. De acuerdo a los resultados obtenidos, se presentan estimaciones del porcentaje de predicción que arrojaron los criterios implementados por Taitel y Dukler, IKH y VKH, donde se puede observar que el modelo IKH predice de mejor manera la transición del patrón de flujo estratificado-no estratificado, con un 21% de porcentaje de predicción y el modelo de Taitel y Dukler en la transición intermitente-anular con un 91% de porcentaje de predicción, para una base de líquidos viscosos (>200 cP). En las estimaciones del error generadas por los factores de fricción, se demuestra que la correlación empírica de Miya y cols. (1971) para el factor de fricción interfacial, fue la más adecuada para la base de datos con líquidos de alta viscosidad arrojando un 27,18% de error porcentual absoluto promedio. Así mismo, para la relación de clausura de velocidad de deriva se obtuvo que el modelo implementado por Jeyechandra y Al-Sarkhi (2010), generó los mismos resultados comparado con la correlación empírica que utiliza originalmente el modelo de Xiao y cols. (1990), ambos arrojaron un 27% de error porcentual absoluto promedio en flujos viscosos. Por último, se compara la precisión del modelo mecanicista de Xiao y cols. (1990) con el nuevo modelo modificado.

ÍNDICE

ÍNDICE DE TABLAS.....	xiii
ÍNDICE DE FIGURAS.....	xiv
NOMENCLATURA.....	xvi
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I.....	4
FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN	4
1.1 Planteamiento del Problema.....	4
1.2 Antecedentes	6
1.3 Objetivos.....	12
<i>1.3.1 Objetivo General.....</i>	<i>12</i>
<i>1.3.2 Objetivos Específicos</i>	<i>12</i>
CAPÍTULO II	13
REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	13
2.1 Flujo Multifásico.....	13
2.2 Definiciones fundamentales de Flujo bifásico.....	13
<i>2.2.1 Fracción Volumétrica de Líquido</i>	<i>14</i>
<i>2.2.2 Velocidad Superficial de cada fase</i>	<i>14</i>
<i>2.2.3 Velocidad Actual (In-Situ).....</i>	<i>14</i>
<i>2.2.4 Velocidad de Deslizamiento.....</i>	<i>15</i>
2.3 Fenómeno fundamental de flujo bifásico	15
2.4 Patrones de Flujo.....	17
<i>2.4.1 Patrones de Flujo en Tuberías Horizontales</i>	<i>18</i>

2.4.1.1	<i>Flujo Estratificado (ST):</i>	18
2.4.1.2	<i>Flujo intermitente (I) :</i>	19
2.4.1.3	<i>Flujo anular (AN):</i>	19
2.4.1.4	<i>Flujo Burbuja dispersa (BD):</i>	19
2.5	Mapa de transición de los patrones de flujo	20
2.6	Modelos para la predicción de los patrones de flujo y caídas de presión..	22
2.7	Modelos Mecanicistas.....	24
2.8	Modelo mecanicista de Taitel y Dukler (1976).....	25
2.9	Modelos mecanicistas para la predicción de la transición estratificado- no estratificado.....	31
2.9.1	<i>Relación entre los modelos Kelvin-Helmholtz viscoso y no viscoso en tubería horizontal</i>	37
2.9.2	<i>Efecto de la viscosidad del líquido en el flujo estratificado</i>	38
2.10	Modelo unificado mecanicista para flujo bifásico en tuberías de Xiao y cols. (1990)	40
	<i>Modelo para la predicción del gradiente de presión.....</i>	<i>41</i>
2.10.1	<i>Modelo para flujo estratificado</i>	41
2.10.2	<i>Modelo para flujo Intermitente</i>	42
2.10.3	<i>Modelo para flujo anular.....</i>	42
2.10.4	<i>Modelo para Burbujas dispersas</i>	43
2.11	Relaciones de Clausuras	43
2.11.1	<i>Factores de fricción.....</i>	43
2.11.1.1	<i>Estudio del factor de fricción del líquido con la pared de la tubería</i>	43
2.11.1.2	<i>Estudio del factor de fricción del gas con la pared de la tubería.....</i>	45
2.11.1.3	<i>Estudio del factor de fricción de la interfaz gas-líquido</i>	46

2.11.2	<i>Velocidad de deriva (Vd):</i>	47
2.11.2.1	<i>Modelo original de Xiao y cols. (1990)</i>	48
2.11.2.2	<i>Modelo de Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010):</i>	50
CAPÍTULO III	52
METODOLOGÍA EXPERIMENTAL	52
3.1	Revisión bibliográfica	52
3.2	Análisis e Interpretación de la Información Recolectada	53
3.3	Base de datos experimentales	57
3.4	Estructura general del programa original de Xiao y cols. (1990)	60
3.5	Modelo Modificado	61
3.5.1	<i>Predicción del patrón de flujo</i>	61
3.5.1.1	<i>Transición estratificado-no estratificado:</i>	61
3.5.1.2	<i>Transición anular-tapón:</i>	63
3.5.2	<i>Predicción del gradiente de presión</i>	64
3.5.2.1	<i>Efecto del factor de fricción interfacial:</i>	64
3.5.2.2	<i>Efecto de la viscosidad sobre la velocidad de deriva</i>	66
3.5.3	<i>Esquema general de las modificaciones a implementar en el modelo original de Xiao y cols. (1990):</i>	68
3.6	Elaboración y ajuste del nuevo modelo modificado	71
CAPÍTULO IV	72
DISCUSIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS	72
4.1	Evaluaciones para la predicción del patrón de flujo:	72
4.1.1	<i>Transición estratificado-no estratificado:</i>	72
4.1.2	<i>Transición intermitente-anular:</i>	82

4.2 Evaluaciones para la predicción del gradiente de presión:	89
4.2.1 Factores de fricción:	89
4.2.1.1 <i>Evaluación del Desempeño de las Correlaciones del Factor de Fricción Gas-Líquido</i>	90
4.2.1.2 <i>Clasificación por patrón de flujo, de las evaluaciones correspondientes a la interfaz gas-líquido para la base de datos general</i>	94
4.2.1.3 <i>Evaluación del factor de fricción gas-líquido, con una base de datos de viscosidad ($\mu_L \geq 200$ Cp)</i>	96
4.2.1.4 <i>Clasificación por patrón de flujo, de las evaluaciones correspondientes a la interfaz gas-líquido para la base de datos alta viscosidad</i>	100
4.2.2 Velocidad de deriva:	102
4.3 Ajuste del nuevo modelo modificado:	107
CAPÍTULO V	109
CONCLUSIONES	109
CAPÍTULO VI	111
RECOMENDACIONES	111
CAPÍTULO VII	112
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	112
CAPÍTULO VIII	115
APÉNDICES	115
[APÉNDICE A] CODIFICACIÓN DEL PROGRAMA ORIGINAL DE XIAO Y COLS. (1990) EN VISUAL FORTRAN.	116
[APÉNDICE B] DERIVACIÓN NUMÉRICA	155
[APÉNDICE C] CODIFICACIÓN DEL ALGORITMO VKH EN EL PROGRAMA ORIGINAL DE XIAO Y COLS. (1990).	156

[APÉNDICE D] CODIFICACIÓN DEL NIVEL DEL LÍQUIDO ADIMENSIONAL ($HL/D=0.5$) EN EL PROGRAMA ORIGINAL DE XIAO Y COLS. (1990).	158
[APÉNDICE E] PARÁMETROS ESTADÍSTICOS	160
[APÉNDICE F] CODIFICACIÓN DE LOS FACTORES DE FRICCIÓN EN EL PROGRAMA ORIGINAL DE XIAO Y COLS. (1990).	161
[APÉNDICE G] CODIFICACIÓN DE LA VELOCIDAD DE DERIVA EN EL PROGRAMA ORIGINAL DE XIAO Y COLS. (1990) VISUAL FORTRAN... ..	164
[APÉNDICE H] ESTRUCTURA GENERAL DEL PROGRAMA ORIGINAL DE XIAO Y COLS. (1990)	166

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla N° 1. Base de datos experimental de la Universidad de Stanford.....	58
Tabla N° 2. Base de datos experimental de PDVSA-Intevep.	59
Tabla N° 3. Correlación del factor de fricción Líquido-Pared.	65
Tabla N° 4. Correlación del factor de fricción Gas-Pared.....	65
Tabla N° 5. Correlación del factor de fricción interfacial gas-líquido.	65
Tabla N° 6. Modelos comparativos para el cálculo de la velocidad de deriva (Vd). .	67
Tabla N° 7. Balance general de los modelos Taitel y Dukler (1976) e IKH para cada uno de los sets en la transición de flujo estratificado-no estratificado.	77
Tabla N° 8. Porcentaje de predicción de los modelos mecanicistas estudiados para la transición estratificado-no estratificado usando la base de datos general.	82
Tabla N° 9. Porcentaje de predicción de los modelos mecanicistas estudiados para la transición estratificado-no estratificado usando líquidos de alta viscosidad.	82
Tabla N° 10. Balance general de los modelos Taitel y Dukler (1976) y Barnea para cada uno de los sets en la transición de flujo intermitente-anular.	84
Tabla N° 11. Porcentaje de predicción de los modelos mecanicistas estudiados para la transición intermitente-anular usando la base de datos general.....	88
Tabla N° 12. Porcentaje de predicción de los modelos mecanicistas estudiados para la transición intermitente-anular usando líquidos de alta viscosidad.	89
Tabla N° 13. Comparación de la precisión de la predicción del gradiente de presión de las correlaciones del factor fricción gas-líquido (base de datos general).	91
Tabla N° 14. Comparación de la precisión de la predicción del gradiente de presión de las correlaciones del factor fricción gas-líquido (alta viscosidad).....	97
Tabla N° 15. Comparación de la precisión de la predicción del gradiente de presión de las correlaciones de la velocidad de deriva para flujo intermitente (base de datos general).....	102
Tabla N° 16. Comparación de la precisión de la predicción del gradiente de presión de las correlaciones de la velocidad de deriva para flujo intermitente (líquidos >200 Cp).	103
Tabla N° 17. Comparación de la precisión de ambos modelos usando la base de datos general.....	107
Tabla N° 18. Comparación de la precisión de ambos modelos usando líquidos de alta viscosidad (>200 cP).....	108

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura N° 1. Flujo bifásico en una tubería horizontal. (Adaptado de Shoham, 2000)	15
Figura N° 2. Parámetros del flujo bifásico en tubería horizontal. (Adaptado de Shoham, 2000)	16
Figura N° 3. Modelo físico para los diferentes patrones de flujo. Adoptado por Shoham (2000)	20
Figura N° 4. Mapa de Transición de los patrones de flujo	22
Figura N° 5. Análisis de la estabilidad de Kelvin -Helmholtz	30
Figura N° 6. Mapa de Transición de los patrones de flujo Intermitente-Anular (B)	31
Figura N° 7. Efecto de la viscosidad del líquido en los criterios de estabilidad VKH e IKH. Sistema aire - líquido, presión atmosférica, tubería horizontal, diámetro 5cm (Adaptado de Barnea, 1993)	38
Figura N° 8. Efecto de la viscosidad del líquido en las curvas de estabilidad neutral (aire - líquido). (Adaptado de Barnea, 1991)	39
Figura N° 9. La influencia de la viscosidad del líquido en los coeficientes K_V y K_{TD} . Sistema aire – líquido, presión atmosférica, tubería horizontal de diámetro 5cm. (Adaptado de Barnea, 1991)	40
Figura N° 10. Flujo estratificado	41
Figura N° 11. Flujo intermitente	42
Figura N° 12. Flujo anular	42
Figura N° 13. Flujo intermitente	48
Figura N° 14. Esquema metodológico empleado para el desarrollado de la investigación.	52
Figura N° 15. Predicción de los patrones de flujo	54
Figura N° 16. Error absoluto modelo gradiente de presión	54
Figura N° 17. Diagrama de estructura del proceso en el programa.	60
Figura N° 18. Diagrama de estructura del proceso.	68
Figura N° 19. Mapas de comprobación para los modelos Taitel y Dukler (1976) e IKH.	74
Figura N° 20. Continuación Mapas de comprobación para el modelo VKH	75
Figura N° 21. Mapa de transición de flujo estratificado-no estratificado para los diferentes sets seleccionados.	80
Figura N° 22. Mapa de transición de flujo intermitente-anular para los diferentes sets seleccionados.	86

Figura N° 23. Efecto del factor de fricción interfacial sobre la desviación en la predicción del gradiente de presión (agrupado para toda la base de datos).....	91
Figura N° 24. Desempeño del gradiente de presión para el factor de fricción líquido-gas, con respecto a toda la base de datos.	92
Figura N° 25. Desempeño del gradiente de presión para el factor de fricción líquido-gas, con respecto a toda la base de datos.	93
Figura N° 26. Desviación en la predicción del gradiente de presión en el patrón de flujo intermitente, para correlaciones gas-líquido.	94
Figura N° 27. Desviación en la predicción del gradiente de presión en el patrón de flujo estratificado, para correlaciones gas-líquido.	95
Figura N° 28. Desviación en la predicción del gradiente de presión en el patrón de flujo anular, para correlaciones gas-líquido.....	96
Figura N° 29. Efecto del factor de fricción interfacial sobre la desviación en la predicción del gradiente de presión (agrupado para una base de datos de $\mu_l \geq 200$ CP)	97
Figura N° 30. Desempeño del gradiente de presión para el factor de fricción líquido-gas, con respecto a líquidos de alta viscosidad > 200 cP.....	98
Figura N° 31. Continuación Desempeño del gradiente de presión para el factor de fricción líquido-gas, con respecto a líquidos de alta viscosidad > 200 cP.....	99
Figura N° 32. Desviación en la predicción del gradiente de presión en el patrón de flujo intermitente, para correlaciones gas-líquido con una base de datos de alta viscosidad.....	100
Figura N° 33. Desviación en la predicción del gradiente de presión en el patrón de flujo anular, para correlaciones gas-líquido con una base de datos de alta viscosidad.....	101
Figura N° 34. Desviación en la predicción del gradiente de presión en el patrón de flujo estratificado, para correlaciones gas-líquido con una base de datos de alta viscosidad.....	101
Figura N° 35. Variación de la velocidad de deriva vs viscosidad, usada en el modelo de Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010).	104
Figura N° 36. Variación de la velocidad de deriva vs viscosidad, usada en la correlación Bendiksen (1984), modelo de Xiao y cols. (1990).	105
Figura N° 37. Variación de la velocidad de deriva vs viscosidad usada en la correlación Bendiksen modificada (1986), modelo de Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010).....	105
Figura N° 38. Correlación del Número de Froude Horizontal Vs Data experimental, usada en el modelo de Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010).....	106
Figura N° 39. Correlación del Número de Froude Horizontal Vs base de datos. Modelo modificado.....	107

NOMENCLATURA

Símbolo

A_G	Área de gas (m^2)
A_L	Área de líquido (m^2)
A	Área total de la línea (m^2)
(A)	Transición Estratificado - No estratificado
AN	Patrón de Flujo Anular
a,b	Parámetros del modelo de estabilidad de Kelvin-Helmholtz [m/s]
(B)	Transición Intermitente- Anular
BD	Patrón de Flujo Burbuja dispersa
C	Coefficientes para determinar el factor de fricción (adimensional)
C_{IV}, C_V	Velocidades de onda crítica (adimensional)
c,e	Parámetros del modelo de estabilidad de Kelvin-Helmholtz [m^2/s^2]
d	Parámetros del modelo de estabilidad de Kelvin-Helmholtz [$(m \cdot s^2)^{-1}$]
<i>dll</i>	Dynamic link library
D	Diámetro de la tubería (m)
D_l, D_g	Diámetros hidráulicos del líquido y gas (m)
Dp/dx	Gradiente de presión (Pa/m)
E_l	Fracción volumétrica de líquido (adimensional)
E_F	Fracción volumétrica de líquido en la película (adimensional)
E_o	Número de Eotvos, (adimensional)
f	Factor de fricción de Fanning

f_i	Factor de fricción interfacial (adimensional)
f_G	Factor de fricción de la fase gas (adimensional)
f_{wG}	Factor de fricción entre la pared y el líquido (adimensional)
f_{wL}	Factor de fricción entre la pared y el gas (adimensional)
Fr	Número de Froude (adimensional)
g	Aceleración de gravedad (9,81 m/s ²)
h_l	Nivel de líquido [m]
\hat{h}_l	Relación entre el nivel de líquido y diámetro (adimensional)
i	Número imaginario
I	Patrón de Flujo Intermitente
IKH	Kelvin-Helmholtz No Viscoso
k	Número de onda
K_{TD}	Factor de corrección Taitel y Dukler (adimensional)
K_v	Factor de corrección Kelvin-Helmholtz Viscoso (adimensional)
m, n	Constantes en la corrección del factor de fricción (adimensional)
$N \mu$	Número de viscosidad del líquido (adimensional)
P	Presión [Pa]
P	Presión en la línea (Pa)
PGA	Gradiente de presión por aceleración (Pa/m)
PGE	Gradiente de presión por cambio de elevación (Pa/m)
PGF	Gradiente de presión por fricción (Pa/m)
PGT	Gradiente de presión total (Pa/m)
Q	Caudal volumétrico [m ³]
R	Relación entre áreas (adimensional)

Re_G	Número de Reynolds del gas (adimensional)
Re_L	Número de Reynolds del líquido (adimensional)
Re_{SG}	Número de Reynolds superficial del gas (adimensional)
Re_{SL}	Número de Reynolds superficial del líquido (adimensional)
S_i	Perímetro de la interfase (m)
S_G	Perímetro mojado del gas (m)
S_L	Perímetro mojado del líquido (m)
SL	Patrón de Flujo Tapón
SS	Patrón de Flujo Estratificado Liso
SW	Patrón de Flujo Estratificado Ondulado
t	Tiempo [s]
V_g	Velocidad del gas (m/s)
V_d	Velocidad de deriva en el flujo tapón (m/s)
V_f	Velocidad de la película de líquido (m/s).
V_l	Velocidad del líquido (m/s)
V_s	Velocidad de deslizamiento (m/s)
V_t	Velocidad de traslación en el flujo tapón (m/s)
V_{sg}	Velocidad superficial del gas (m/s).
V_G	Velocidad del gas en la zona de la película (m/s).
V_M	Velocidad de la mezcla (m/s).
W	Caudal másico del fluido [kg/s]
We	Número de Weber (adimensional)
x	Coordenada de la dirección de movimiento del fluido
X^2	Parámetro de Lockhart-Martinelli (adimensional)

Símbolos sobre los literales

- \sim Variable adimensionalizada
 \prime Derivada con respecto a h_1

Símbolos griegos

- φ Fracción vacía de gas (adimensional)
 θ Ángulo de inclinación de la línea ($^\circ$)
 σ Tensión interfacial (N/m)
 μ Viscosidad del fluido [Pa*s]
 ρ Densidad del fluido [kg/m^3]
 τ Magnitud del esfuerzo de corte [N/m^2]
 ω Frecuencia Angular [s^{-1}]
 ε_i/D Rugosidad relativa de la tubería (adimensional)

Subíndices

- g Correspondiente al gas
l Correspondiente al líquido
i Correspondiente a la interfase fluido – fluido
m Correspondiente a la mezcla
w Pared

INTRODUCCIÓN

El flujo multifásico es el flujo simultáneo de dos fases o más a través de una tubería y puede ocurrir en diferentes combinaciones a lo largo de su transporte, como gas-vapor, gas-líquido, una sola fase líquida con múltiples e inmiscibles fases líquidas, entre otras, siendo la más compleja y aplicada en la industria petrolera, la combinación de flujo bifásico gas-líquido, el cual es un flujo típico en el transporte simultáneo de crudo y gas natural a lo largo de todo el sistema de producción, desde el yacimiento hasta las instalaciones de procesamiento en superficie.

El transporte de flujos bifásicos gas-líquido en la industria petrolera requiere un estudio complejo para el diseño y operación de la infraestructura de superficie asociada a tal transporte, e implica la realización de numerosas actividades de investigación y desarrollo de nuevas metodologías basadas en la aplicación de modelos óptimos que permitan predecir la presencia de problemas potenciales que interrumpan el flujo en la tubería. Estos problemas son debidos a la complejidad y las distintas distribuciones que adoptan los patrones de flujo cuando son transportados por tuberías horizontales o inclinadas, lo cual dificulta la predicción del gradiente de presión y la fracción volumétrica de líquido en cualquier punto de la línea en el proceso. Por ello, surge la necesidad de optimizar las herramientas de diseño de los sistemas de transporte multifásico en tuberías, para reducir de manera significativa los costos asociados a su construcción y operación.

La mayoría de esas herramientas de diseño han sido desarrolladas o validadas a partir de información de experimentos relacionados con líquidos de relativa baja viscosidad, por lo que cuando son empleadas con crudos pesados y extrapesados, cuya viscosidad es típicamente mucho más elevada (En el orden de varios miles de cP), se generan desviaciones importantes en cuanto a la precisión de las predicciones de tales modelos. Por lo que surge la necesidad de desarrollar un modelo mecanicista que implemente y evalúe la mejor combinación de relaciones de clausura, que permitan predecir con precisión el comportamiento del flujo bifásico en tuberías con líquidos de alta viscosidad.

Con respecto a este estudio, el diseño y manejo de los fluidos a lo largo de toda la red de tuberías es de gran importancia para cualquier proceso industrial. Por tal razón, PDVSA- Intevep como centro de investigación y brazo tecnológico de la industria petrolera nacional, se enfoca en las reservas de crudos pesados y extrapesados que posee la Faja Petrolífera del Orinoco, con el reto de mejorar el manejo del transporte de fluidos con líquidos de alta viscosidad, siendo el eje Orinoco uno de los planes estratégicos para el desarrollo del país, ya que pretende ser utilizado como un suplidor confiable en futuro de la producción petrolera nacional.

El Plan Siembra Petrolera contempla el aprovechamiento de los inmensos recursos que ofrece la Faja Petrolífera del Orinoco, por medio de la producción de 2,561 MBD (Millones de barriles diario) de crudo extrapesado en el año 2021. Este crecimiento sin precedentes, demanda la construcción de una vasta infraestructura de superficie para transportar y procesar las corrientes de producción asociadas al eje Orinoco, lo cual se traduce en una inversión estimada en el área de producción de 46.379 millones de dólares hasta al año 2021.

Las líneas de flujo representan hasta un 60% del costo total de inversión del proyecto según Ruiz y cols. (2010) y señalan que el costo de un oleoducto en tierra para crudos pesados de 24” de diámetro era de 2,25 MMUSD por kilómetro en 2009. La envergadura de estas inversiones obliga a tener rigurosidad en los cálculos de ingeniería para la selección correcta de la tubería, ya que un pequeño error en su diseño puede llegar a poner en riesgo el éxito económico y tecnológico de un proyecto.

Acorde a un diseño confiable que permita optimizar la inversión, surge la necesidad de mejorar los modelos actuales o generar nuevos modelos que tengan buenas precisiones en sus procesos, ya que en la actualidad se cuenta con modelos que tienen un pobre desempeño con líquidos de alta viscosidad (error>20%). Tal objetivo es identificado por PDVSA-Intevep, que a través de varias investigaciones realizadas en el área, encontró puntos débiles en los modelos que son sujeto de mejoras para el flujo bifásico gas-líquido en tuberías, con líquidos de alta viscosidad. Entre esos puntos sujetos de mejora se tiene: el factor de fricción, la predicción de la

transición de patrones de flujo y la velocidad de deriva del flujo tapón, factores que al ser mejorados conformarán las herramientas de diseño precisas y adecuadas a las características de los crudos pesados y extrapesados venezolanos.

CAPÍTULO I

FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

En este capítulo se presentan las bases que fundamentan esta investigación, entre las cuales se encuentran: el planteamiento del problema, el objetivo general, los correspondientes objetivos específicos y los trabajos e investigaciones previas relacionadas con los modelos mecanicistas para flujo multifásico gas-líquido en tubería horizontal.

1.1 Planteamiento del Problema

Actualmente Venezuela cuenta con la fuente de reservas de hidrocarburos líquidos más grande del mundo, tal es el caso de la Faja Petrolífera del Orinoco, la cual dentro de los planes estratégicos de desarrollo del país pretende ser utilizada para ser el proveedor confiable en un futuro de la producción petrolera nacional. Por esta razón, es necesaria la construcción de una vasta infraestructura de superficie para transportar y procesar las corrientes de producción asociadas al eje Orinoco, que puede llegar a representar una fracción importante del costo total de inversión del proyecto. Estimaciones realizadas por Ruiz y cols. (2010) sugieren que tal fracción puede ser casi de un 60% del total de la inversión requerida.

La Faja del Orinoco posee yacimientos de petróleo pesados y extrapesados con gravedades entre 5 y 15 °API, y viscosidades entre 2000 y 7000 cP a las condiciones de yacimiento. Debido a esto, las características de fluidez o viscosidad y la presencia de diversos componentes, hacen que el procesamiento sea más laborioso y requiera de métodos y tratamientos especiales para obtener un crudo de calidad y atractivo comercial. Así mismo, la explotación de crudos pesados y extrapesados conlleva diversas dificultades las cuales se presentan especialmente en el manejo y transporte del crudo, debido a la presencia de flujos multifásicos, es decir, la presencia de dos o más fases en una misma línea de flujo.

El transporte de fluidos en tuberías está presente a lo largo de todo el proceso de producción desde el yacimiento hasta las instalaciones de procesamiento en superficie. Sin embargo, el flujo de las corrientes de producción a través del conducto ocasiona un gran número de problemas, debido a varios factores que hacen ineficiente ese proceso, como la obstrucción de las tuberías por acumulación de sólidos orgánicos e inorgánicos, corrosión, grandes pérdidas de presión, entre otros, que obligan al ingeniero a desarrollar mejores técnicas de diseño y operación para asegurar el flujo estable y continuo de tales corrientes. Por ello, se realiza el enfoque hacia el transporte multifásico de fluidos, ampliamente aplicado en la industria, siendo el flujo bifásico gas-líquido la combinación de fases más estudiada en el ámbito petrolero.

Una revisión de estudios anteriores sobre el tema, específica que uno de los problemas que presenta el flujo bifásico es la predicción del comportamiento que tendrá la mezcla gas-líquido en un determinado momento dentro de la tubería bajo condiciones operacionales dadas. De acuerdo a evidencias en la literatura, los modelos existentes presentan deficiencias al estimar el patrón de flujo y el gradiente de presión cuando se trabaja con líquidos de alta viscosidad. Esto impone la necesidad de contar con mejores modelos que describan con precisión el comportamiento del flujo bifásico gas-líquido en tubería horizontal y ligeramente inclinada con líquidos viscosos, como los modelos mecanicistas que son aplicados por Barnea (1991), Xiao y cols. (1990), García y cols. (2004) y Gokcal y cols. (2009), entre otros, que intentan determinar y modelar matemáticamente la física del flujo, aproximándose al comportamiento real del fenómeno en estudio.

Sin embargo, en función a lo antes mencionado, se ha determinado según Nieto (2010) que los modelos mecanicistas presentan algunas debilidades cuando son aplicados a líquidos de alta viscosidad, ya que tienen baja precisión en las predicciones de la transición de patrones de flujo estratificado – intermitente e intermitente – anular, así como el efecto del factor de fricción en la caída de presión de todo los patrones y el efecto de la velocidad de deriva en el flujo tapón. Por tal motivo, en el presente proyecto se evaluará la precisión de un modelo mecanicista

modificado, específicamente, en cuanto a la predicción de los patrones de flujo y del gradiente de presión para flujo bifásico en sistemas gas-líquido de alta viscosidad, para así reducir la incertidumbre asociada al diseño de las tuberías y disminuir en consecuencia los altos costos de inversión asociados a los sistemas de producción del crudo en la superficie.

Cabe destacar, que estos estudios son particularmente escasos en flujo horizontal e inclinado y que durante años se ha venido investigando la dinámica del flujo y aún no se ha logrado la suficiente precisión con respecto a la realidad física, siendo este campo todavía de mucha actividad investigativa. Por lo cual, esto presenta un reto para la investigación y desarrollo de nuevas tecnologías en la industria petrolera venezolana haciendo énfasis en flujo bifásico de gas y de líquido de alta viscosidad.

1.2 Antecedentes

A continuación se presentan los trabajos de investigación previos que fueron considerados como antecedentes para llevar a cabo la investigación y resolución del trabajo.

Taitel y Dukler (1976), propusieron el primer modelo mecanicista para predecir las transiciones de los patrones de flujo para gas/líquido en tubería horizontal y ligeramente inclinada. Ambos establecieron y explicaron que el término “modelo mecanicista” se introduce para enfoques donde el modelo es suficientemente simple, ya que para el proceso complejo de dos fases se puede simplificar la naturaleza del fenómeno ignorando los efectos menos importantes. Estos autores aplicaron el estudio de flujo bifásico usando la teoría de fluidos no viscosos. En tal sentido, el modelo mecanicista proporciona un medio relativamente fácil de ampliar la capacidad de ingeniería de la predicción y es superior al método de correlacionar los datos experimentales debido a que no se limita a la serie de los mismos, ya que puede ser extrapolado con una confianza razonable a las regiones más allá de los datos experimentales que se utilizó para probarlo. Cabe destacar que el trabajo de Taitel y Dukler sigue siendo el punto de partida para la gran mayoría de los modelos mecanicistas presentados hasta nuestros días. Por ejemplo, el modelo de Xiao y cols.

(1990) toma en cuenta buena parte del modelo de Taitel y Dukler pero con algunas modificaciones como por ejemplo, el valor usado para el coeficiente de resguardo en la transición entre los patrones estratificado liso y estratificado ondulado.

Bajo el mismo concepto y enfocándose en la transición de los patrones de flujo para flujo de dos fases en tuberías horizontales, verticales e inclinadas hacia abajo, Barnea, Shoham, Taitel. (1982) usan una aproximación similar al modelo de Taitel y Dukler, y propuso un modelo unificado para la predicción de la transición de patrones de flujo anular-intermitente en estado estacionario para todo el rango de inclinación de tubería, estimando un nivel de líquido de $h_l/D=0.35$ para el límite de esta transición. Posteriormente en el año 1990, Barnea propone un análisis de estabilidad lineal para el patrón estratificado, que toma en cuenta los esfuerzos de cortes, para varios ángulos de inclinación. Barnea usa el análisis de estabilidad de Kelvin-Helmholtz viscoso y no viscoso para la determinación de la transición a flujo tapón o anular, comparando sus resultados con el modelo simple de Taitel y Dukler que no toma en cuenta los efectos viscosos.

Seguidamente, Xiao y cols. (1990), desarrollaron un modelo mecanicista integral para flujo bifásico gas/líquido en tubería horizontal y ligeramente inclinada, incorporando un modelo de predicción para patrones de flujo y modelos separados para cada patrón que permite calcular las variables de flujo como caída de presión y nivel de líquido. Ruiz y cols. (2010), evaluaron este modelo para una amplia base de datos y luego fue comparado con el comportamiento de algunas de las correlaciones empíricas comúnmente usadas para flujos bifásicos en tuberías. Obteniendo que el modelo de Xiao y cols. predice mejor el comportamiento de la presión en comparación con las correlaciones empíricas propuestas por Lockhart y Martinelli (1949) y Dukler (1964).

Ovadia Shoham (2000), realizó estudios enfocados en las correlaciones empíricas de las caídas de presión introducidas por Dukler (1964), Eaton (1967) y Flanigan(1958) y Beggs y Brill (1973), modelos mecanicistas para la predicción de patrones de flujo y modelos separados para flujo estratificado y flujo tapón por los investigadores Taitel y Dukler (1976) y Taitel y Barnea (1981). Desarrolló un modelo

mecanicista para el diseño de tuberías y evaluación de metodos predictivos a través del modelo de Xiao y cols. (1990), dicho modelo sigue arrojando resultados razonables y confianza en su método para la predicción de los patrones de flujo.

Ottens y cols (2001), estudiaron el efecto del factor de fricción interfacial en la predicción del nivel del líquido y el gradiente de presión en estado estacionario de flujo gas-líquido en tubería horizontal. Analizaron y compararon las diferentes relaciones de clausura que predicen la variable del factor de fricción interfacial y concluyeron que la que tiene mejor desempeño, es la correlación de Wallis (1969). Dicha correlación será evaluada en el modelo mecanicista modificado utilizado para seleccionar la mejor predicción del factor de fricción interfacial en el patrón de flujo estratificado.

Resultados equivalentes fueron observados por García F. (2004), el cual desarrolló correlaciones universales del factor de fricción bifásico, y de la fracción volumétrica de líquido con deslizamiento para el flujo de gas y de líquido de baja y alta viscosidad en tubería horizontal para régimen laminar y turbulento, independiente del patrón de flujo y para cada patrón de flujo, para lo cual analizó una base de 2560 datos experimentales de flujo gas-líquido obtenidos de diferentes fuentes, incluyendo datos de crudo pesado de PDVSA-Intevep, siendo este el intervalo más amplio de condiciones de operación y de propiedades de fluidos, en tubería horizontal. En esta investigación, se contrasta el desempeño de diferentes correlaciones empíricas, modelos homogéneos, y modelos mecanicistas contra la base de datos más amplia hasta ahora estudiada. García, determinó que el modelo mecanicista que presenta la menor desviación en cuanto a la predicción del gradiente de presión para tubería horizontal contra una base de datos de alta viscosidad de crudos pesados, es el modelo de Xiao y cols. (1990) con un error absoluto promedio de 21,9 %.

En continuidad con las investigaciones de Shoham (2000), otros estudios realizados por Gokcal y cols. (2008), revisan los efectos de la viscosidad del líquido en el comportamiento del flujo bifásico aceite-gas. El efecto de la alta viscosidad del aceite es observado experimentalmente en los patrones de flujo, caída de presión y fracción volumétrica del líquido (Nivel), identificando los diferentes

comportamientos en el flujo de aceites de alta y baja viscosidad. Concluyen que el gradiente de presión aumenta con el incremento de la viscosidad del aceite, y con la misma velocidad superficial del líquido y del gas. La fracción volumétrica del líquido decrece con el incremento de la velocidad superficial del gas para todas las tendencias de viscosidades medidas, observan que la alta viscosidad del líquido no tiene un efecto significativo sobre la fracción volumétrica del líquido. También, presentan la precisión de las predicciones de 2 modelos existentes comparado con una base de datos experimental, obteniéndose que el modelo mecanicista de Xiao y cols. (1990) demuestra comportarse mejor que el modelo de Gokcal y cols. (2008).

Pesquera, M. (2009) estudió el efecto de la viscosidad del líquido en la transición estratificado – no estratificado en sistemas bifásicos gas – líquido de tubería horizontal. Igualmente estudió los patrones de flujo bifásico gas – líquido en tubería horizontal, la transición de un patrón a otro, específicamente la transición estratificado – no estratificado mediante el análisis de Taitel y Dukler (TD) y los criterios de estabilidad de Kelvin Helmholtz Viscoso (VKH) y No Viscoso (IKH). Realizó la revisión de los criterios de transición antes mencionados y con su análisis propuso una herramienta computacional tal que permita construir las curvas de transición estratificado – no estratificado para TD, VKH e IKH. Seguidamente, validó la herramienta computacional con curvas de transición estratificado – no estratificado de la literatura y con datos experimentales obtenidos mediante la observación de videos e imágenes fotográficas de pruebas de flujo bifásico aire – líquido con viscosidades comprendidas entre 1cP y 1500cP en tubería horizontal, de PDVSA-Intevep.

Gokcal y cols. (2009), presentan el efecto de la viscosidad sobre la velocidad de deriva para tubería horizontal e inclinada hacia arriba. Observan que el flujo tapón es el patrón de flujo dominante para flujos de gas y aceites de alta viscosidad y definen que las características de este flujo son cruciales para el diseño de tuberías. Por ello, los autores explican que para mejorar la precisión de las características del flujo tapón para aceites de alta viscosidad, son necesarios nuevos modelos para

estimar diferentes variables, como la velocidad de traslación del tapón, la cual está compuesta de una superposición de la velocidad de la burbuja en un líquido estancado “velocidad de deriva (Vd)” y la velocidad máxima de la mezcla en el cuerpo tapón. Siendo la velocidad de deriva, el factor más analizado a través de modelado y estudios experimentales para investigar como es afectada por la viscosidad, revelando sus resultados experimentales, que la velocidad de deriva disminuye con el aumento de la viscosidad del aceite. Con respecto a ello, indican que un modelo propuesto para la velocidad de deriva puede ser fácilmente implementado dentro de las relaciones de clausura de la velocidad de traslación para así mejorar la predicción de los modelos mecanicistas de flujos de dos fases en aplicaciones de aceites de alta viscosidad.

En concordancia con el estudio de la velocidad de deriva en el flujo tapón, Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010), se enfocaron en las investigaciones de Gockal y cols. identificaron un mejor modelo para predecir la velocidad de deriva, modificando la correlación desarrollada por Bendiksen, usando para ello el número de Froude, que toma en cuenta el efecto de viscosidad en la componente horizontal y vertical de la velocidad de deriva en la tubería. Sus experimentos fueron basados en aceites de alta viscosidad, diferentes diámetros de tuberías y ángulos de inclinación, y observaron que cuando aumenta la viscosidad disminuye la velocidad de deriva y cuando el diámetro de tubería era mayor esta velocidad tendía a incrementar. Por ello, en esta investigación se utiliza el modelo de Jeyachandra y Al-Sarkhi para la determinación de la velocidad de deriva del flujo tapón.

En el mismo año, Nieto H. (2010), evaluó cómo afecta el comportamiento de 11 correlaciones del factor de fricción, 4 para líquido-pared, 3 gas-pared y 4 para la fase interfacial sobre la precisión del modelo mecanicista de Xiao y cols. (1990), el cual de acuerdo a revisiones bibliográficas ha tenido un significativo comportamiento en su precisión. Para ello, utilizó una base de datos de 425 puntos experimentales con líquidos de viscosidades comprendidas entre 10 y 1200[cP], incluyendo datos de crudos pesados. Luego, presentó estimaciones del error que genera el factor de fricción sobre el gradiente de presión predicho contra el

experimental, así como también comparó la precisión del modelo mecanicista de Xiao y cols. (1990) con el modelo unificado (Nieto y Trujillo, 2010). Encontró que la mejor correlación para el factor de fricción líquido-pared fue Spedding y Hand (1997), para el factor de fricción gas-pared fue Eck (1973) y para el factor de fricción interfacial fue Miya y cols. (1971). Seguidamente, utilizó la combinación de estas tres correlaciones y logró un error absoluto promedio de 31.27%, que al ser comparado con el modelo original de Xiao y cols. (1990) de 39.83%, logra una mejoría de 8.56%. Así mismo, realizó una selección de datos con viscosidades de líquidos mayores a 200 [cP] y también presentó estimaciones del error que genera el factor de fricción sobre el gradiente de presión predicho contra el experimental, determinó que el comportamiento es el mismo para factores de fricción líquido-pared y gas-pared y encontró que la correlación de Eck (1973) para la interfaz gas-líquido, se comporta mejor para altas viscosidades del líquido, obteniendo así un error absoluto promedio de 17,20% que comparado con el modelo mecanicista de Xiao y cols.(1990) con 22,69%, logra una reducción en la desviación del error del 5,5%.

Por último, se hace referencia al estudio realizado por Ruiz, Brito y Trujillo (2010). Abordan la predicción de la caída de presión en tubería horizontal de flujo gas-líquido, variable crítica para el diseño adecuado de las instalaciones de superficie. Evaluaron la exactitud de varios métodos para caída de presión en estado estacionario con gas natural y petróleo pesado, evaluando la precisión de los modelos de Lockhart Martinelli (1949), Beggs y Brill (1973), Oliemnas (1976), Duns y Ros (1961), Dukler, AGA y Flanigan (1967), el modelo mecanicista de Xiao y cols. (1990) y el modelo mecanicista de estado estacionario utilizado en el simulador OLGAS (OLGAS). Utilizaron una base de datos experimentales de flujo de dos fases en tubería horizontal de gas natural y petróleo provenientes de PDVSA-Intevep, adquirida en el Centro Experimental de Producción (CEPRO). Concluyeron que entre los modelos evaluados, los modelos OLGAS y Oliemans presentan el mejor rendimiento para predecir la caída de presión en tubería horizontal con aceite pesado, así como también mostraron en sus análisis, que el modelo de Xiao y cols. obtiene resultados consistentes en términos de precisión.

1.3 Objetivos

A continuación se presentan el objetivo general y los objetivos específicos del presente trabajo.

1.3.1 *Objetivo General*

Evaluar las relaciones de clausura de velocidad de deriva, factores de fricción y un algoritmo de predicción de patrones de flujo para líquidos de alta viscosidad de un modelo mecanicista de flujo multifásico gas – líquido en tubería horizontal usando una base de datos experimental de 372 puntos.

1.3.2 *Objetivos Específicos*

- Implementar en el modelo mecanicista de Xiao y cols. (1990) un algoritmo de predicción de transición de patrones de flujo que incorpora el criterio de inestabilidad de Kelvin Helmholtz para la transición de flujo estratificado – no estratificado (VKH) y el criterio de Taitel y Dukler para la predicción de transición de flujo anular-intermitente.
- Incorporar en el modelo mecanicista de flujo bifásico en tuberías las relaciones de clausura para la velocidad de deriva (drift velocity) y los factores de fricción interfacial gas-líquido, líquido-pared y gas-pared.
- Evaluar el desempeño del modelo modificado en la predicción del patrón de flujo contra una base de datos experimental de 372 puntos.
- Evaluar el desempeño del modelo modificado en la predicción del gradiente de presión contra una base de datos experimental de 372 puntos.

CAPÍTULO II

REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

A continuación se presentan los aspectos teóricos más importantes vinculados a los flujos bifásicos gas-líquido en tubería horizontal con líquidos de alta viscosidad y en particular su énfasis en los modelos mecanicistas. Por ello, en este capítulo se hace referencia a la definición sobre flujos multifásicos y sus respectivas variables, patrones de flujo y sus transiciones, efecto de la viscosidad del líquido en el flujo bifásico, modelos mecanicistas para la predicción de los patrones de flujo y caídas de presión, entre otros aspectos.

2.1 Flujo Multifásico

El flujo multifásico es el flujo simultáneo de dos fases o más a través de una tubería y puede ocurrir en diferentes combinaciones a lo largo de su transporte, ya sea como: Gas-líquido, sólidos-líquidos, una sola fase líquida con múltiples e inmiscibles fases líquidas, entre otras. En la industria petrolera el flujo bifásico gas-líquido es un flujo típico en el transporte simultáneo de crudo y gas natural a lo largo de todo el sistema de producción, desde el yacimiento hasta las instalaciones de procesamiento en superficie.

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

2.2 Definiciones fundamentales de Flujo bifásico

Esta sección presenta algunas definiciones de variables importantes, necesarias para comprender los aspectos relacionados al flujo bifásico.

2.2.1 *Fracción Volumétrica de Líquido*

Shoham (2000) la define como la fracción de un elemento de volumen en el flujo bifásico ocupada por la fase líquida, en mezclas bifásicas gas - líquido siempre es mayor que cero y menor que uno, en caso de sólo fase líquida la fracción volumétrica de líquido vale uno y fase gaseosa es cero. Análogamente, se encuentra la fracción de volumen ocupada por la fase gaseosa, llamada fracción vacía de gas. La fracción volumétrica de líquido y la fracción vacía de gas se pueden definir como las relaciones entre las áreas que ocupa cada fase y el área de la sección transversal de la tubería.

$$E_l = \frac{A_l}{A_T} \quad \varphi = \frac{A_g}{A} \quad (1)$$

Donde:

A_l , A_g : Área que ocupa la fase líquida y gas, respectivamente.

A : Área de la sección transversal de la tubería.

E_l : Fracción volumétrica de líquido.

φ : Fracción vacía de gas.

2.2.2 *Velocidad Superficial de cada fase*

La velocidad superficial consiste en la relación entre el caudal volumétrico real de la fase dividido por la sección transversal de la tubería; es decir, es la velocidad referida a la fase si ésta ocupara toda el área de la tubería.

$$V_{sl} = \frac{Q_l}{A_T} \quad V_{sg} = \frac{Q_g}{A_T} \quad (2)$$

Donde:

V_{sl} , V_{sg} : Velocidad superficial del líquido y del gas, respectivamente.

Q_l , Q_g : Caudal volumétrico de líquido y gas, respectivamente.

2.2.3 *Velocidad Actual (In-Situ)*

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

$$V_l = \frac{V_{sl}}{E_l} \quad V_g = \frac{V_{sg}}{1-E_l} \quad (3)$$

Donde:

V_l, V_g : Velocidad de líquido y gas respectivamente.

2.2.4 *Velocidad de Deslizamiento*

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

$$V_s = V_g - V_l \quad (4)$$

Donde:

V_s : Velocidad de deslizamiento.

2.3 Fenómeno fundamental de flujo bifásico

Según Shoham (2000) la hidrodinámica del flujo de una sola fase en una tubería ha sido bastante estudiada, sin embargo el flujo simultáneo de dos fases es un proceso de transporte considerablemente complicado y se debe tomar en cuenta tanto la fase gaseosa como la fase líquida, ver figura N°1. Las variables que se deben considerar en el flujo multifásico son el caudal másico o volumétrico de cada fase, sus propiedades físicas y de la tubería el diámetro y ángulo de inclinación.

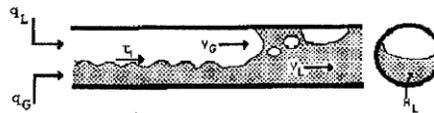


Figura N° 1. Flujo bifásico en una tubería horizontal. (Adaptado de Shoham, 2000)

La naturaleza compleja que origina los sistemas multifásicos es la existencia de interfases móviles y deformables que se pueden clasificar en varios patrones de flujo como: flujo separado, transición, flujo mixto y flujo disperso.

De acuerdo a Shoham (2000), un sistema de dos fases puede ser definido a partir de los parámetros de entrada como el caudal másico de gas y de líquido,

inclinación y diámetro de la tubería y propiedades físicas de ambas fases, introduciendo la ecuación de continuidad para ambas fases:

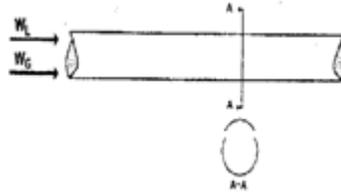


Figura N° 2. Parámetros del flujo bifásico en tubería horizontal. (Adaptado de Shoham, 2000)

$$W_l = \rho_l \cdot v_l \cdot A_l \quad W_g = \rho_g \cdot v_g \cdot A_g \quad (5)$$

Donde:

$$W_l = \rho_l \cdot v_l \cdot A \cdot H_l \quad W_g = \rho_g \cdot v_g \cdot A(1 - \varepsilon_l) \quad (6)$$

Las dos ecuaciones de continuidad no pueden ser resueltas en forma sencilla, como se realiza en el sistema monofásico, debido a los términos v_l , v_g y ε_l . En los sistemas bifásicos se requiere de información adicional para resolver las ecuaciones y proceder a los cálculos de la caída de presión. Una simplificación del sistema puede ser realizada por el supuesto de que ambas fases se están moviendo en la misma velocidad ($v_l = v_g$, sin las condiciones de deslizamiento). Con esta hipótesis, las ecuaciones tienen dos incógnitas y se pueden obtener los valores de la fracción volumétrica de líquido y la velocidad de las fases. Esto permitirá continuar con los cálculos de diseño de tubería. Sin embargo, el caso más general surge cuando las velocidades del gas y el líquido no son iguales, para resolver esto se requiere un mayor análisis.

Las condiciones de no deslizamiento es cuando las dos fases viajan a la misma velocidad y la fracción volumétrica de líquido es simplemente igual a la relación de la tasa de flujo volumétrico de líquido y la tasa de flujo volumétrico total. Pero normalmente, el gas y el líquido no se mueven a la misma velocidad y ocurre un deslizamiento entre las dos fases. En flujo horizontal e inclinado hacia arriba, la fase

gaseosa se mueve a mayor velocidad que la fase líquida, debido a la flotabilidad y las fuerzas de fricción de la fase líquida. En el flujo descendente, en virtud de condiciones de muy bajo caudal de gas, la fase líquida se puede mover más rápidamente que la fase gas.

2.4 Patrones de Flujo

Ovadia Shoham (2000), acota que la diferencia fundamental entre un flujo de una sola fase y un flujo de dos fases gas-líquido es la existencia de los patrones de flujo o régimen de flujo en flujos bifásicos.

El término de patrones de flujo lo refiere a la configuración geométrica de las fases del líquido y del gas en una tubería, de modo que cuando ambas fases fluyen juntas a lo largo del conducto, ellas se disponen en diferentes configuraciones geométricas. Dichas configuraciones están relacionadas con la distribución espacial que adoptan ambas fases, resultando en diferentes características del flujo como en los perfiles de velocidad y nivel del líquido. Así mismo, ésta es determinada por la fracción del vacío de gas o por la fracción volumétrica del líquido y estos parámetros son significativos para determinar el comportamiento del fluido.

Con respecto a lo anterior, el autor expone que la existencia de los patrones de flujo en un sistema de flujo bifásico depende de las siguientes variables:

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

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

2.4.1 *Patrones de Flujo en Tuberías Horizontales*

La existencia de la configuración del flujo en la tubería adquiere diferentes distribuciones espaciales tanto para el gas como para el líquido y estas son conocidas como patrones de flujo. De acuerdo a esto, García (2004) explica que la determinación de estos patrones existentes en un sistema bifásico no es obvia y generalmente depende de la interpretación del observador, ya que estas variaciones son debidas a la subjetividad natural en la definición del patrón de flujo y a la variedad de nombres que se le asignado a geometrías de flujos similares.

En flujo horizontal la descripción de patrones de flujo propuesta por Barnea, D., Shoham, O., Taitel, Y. (1982), es una de las mas aceptadas, en la cual propone clasificar los patrones de flujo en tubería horizontal en flujo estratificado (Estratificado liso y estratificado ondulado), flujo intermitente (Flujo tapón y flujo burbuja elongada), flujo anular y flujo burbuja dispersa.

2.4.1.1 *Flujo Estratificado (ST):*

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

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

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

2.4.1.2 Flujo intermitente (I) :

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

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

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

2.4.1.3 Flujo anular (AN):

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

Anular ondulado: El cual es un proceso de transición en que la velocidad del gas y la mayor parte del líquido fluye como olas inestables en la parte inferior de la tubería, y la pared interior es mojable ya sea por el oleaje o por la disposición de las gotas de líquido arrastradas.

2.4.1.4 Flujo Burbuja dispersa (BD):

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

considerado como homogéneo y tiene la característica de poseer la fracción volumétrica de líquido cercana a la unidad.

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

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



Figura N° 3. Modelo físico para los diferentes patrones de flujo. Adoptado por Shoham (2000).

2.5 Mapa de transición de los patrones de flujo

Son representaciones que indican el patrón de flujo, utilizando dos coordenadas independientes, dadas las propiedades de los fluidos, el diámetro de la tubería y el flujo másico de cada fase.

La predicción de los patrones de flujo en dos fases se ha logrado mediante correlaciones empíricas y principalmente mediante la observación del flujo en tuberías transparentes. Usualmente, los datos se representan en los mapas de dos

dimensiones y se determinan los límites de la transición entre los diferentes patrones de flujo. En la mayoría de los mapas de patrones de flujo, las coordenadas son elegidas sin una base física. Así, cada mapa es fiable sólo en el rango de condiciones similares a las cuales fueron adquiridos y la predicción de otros patrones a otras condiciones es incierto (Shoham, 2000).

Los patrones de flujo están limitados por transiciones, las cuales se observan en la figura N°4, estas transiciones están representadas por líneas continuas que separan los diferentes régimen de flujo. Se entiende por transición de patrones de flujo, cuando el flujo bifásico pasa de un patrón de flujo a otro al variar el caudal de líquido o gas en una misma tubería.

En flujo bifásico, la transición se presenta entre los patrones de flujo estratificado y no estratificado (intermitente, anular). De acuerdo al modelo mecanicista de Taitel y Dukler (1976), consideraron que inicialmente el patrón de flujo existente es el estratificado, en el cual no hay ondulaciones y se mantiene una capa lisa en la interfase. Luego al aumentar la cantidad de líquido en el sistema se pueden apreciar pequeñas ondas en la interfaz llegando al estratificado ondulado. De allí, al seguir aumentando el caudal de líquido existe la dualidad de patrón de estratificado y flujo intermitente, que dependiendo del caudal de gas se puede confundir entre las categorías que comprende si es burbuja elongada o tapón de líquido.

También dentro de la transición estratificado-no estratificado se puede apreciar la transición a flujo anular, la cual ocurre inicialmente a baja velocidad de gas, cuando la mayor parte de líquido fluye como olas inestables en la parte inferior del tubo. A medida que aumenta la velocidad del gas, el líquido tiende a mojar por completo la parte interior de la tubería hasta completar la transición a flujo anular formando un anillo ondulado estable de líquido en la superficie de toda la tubería.

A continuación se muestra el mapa de los diferentes patrones de flujo.

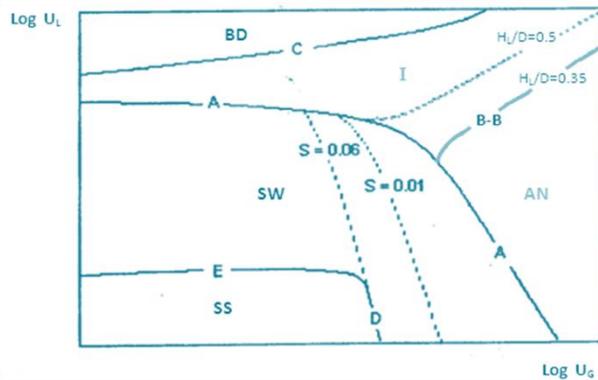


Figura N° 4. Mapa de Transición de los patrones de flujo.

De acuerdo a Taitel y Dukler (1976), el mapa anteriormente expuesto comprende tres transiciones principales entre los patrones, como la transición Estratificado - No estratificado (A), transición Intermitente- Anular (B) e Intermitente- Burbuja dispersa (c), como se muestra en la figura N°4.

2.6 Modelos para la predicción de los patrones de flujo y caídas de presión

Para el diseño de las tuberías de gran longitud es necesario conocer las caídas de presión que se producen a lo largo de ellas. La predicción de las caídas de presión, cuando una mezcla de gas y líquido fluyen en un conducto cerrado, es uno de los mayores problemas de ingeniería.

Desde hace más de 30 años, varios autores han intentado obtener correlaciones que permitan predecir las caídas de presión que se producen en el caso de flujo bifásico en conductos cerrados. Las caídas de presión en flujo bifásico son bastantes diferentes de las que ocurren en flujo de una sola fase; esto se debe a que generalmente existe una interfase y el gas se desliza en el líquido, separadas ambas por una interfase que puede ser lisa o irregular dependiendo del régimen de flujo existente y las caídas de presión pueden llegar a ser 5 o 10 veces mayores, que las ocurridas en flujo monofásico. Y estos tipos de regímenes que pueden darse en flujo multifásico horizontal dependen de las variaciones en presión o de la velocidad de flujo de una fase con respecto a la otra.

Existen muchas correlaciones para predecir los gradientes de presión durante el flujo multifásico en tuberías horizontales. Dichas correlaciones son realizadas mediante técnicas de laboratorio y/o datos de campo las cuales poseen sus limitaciones al ser aplicadas en condiciones diferentes a las de su deducción. Los factores más importantes tomados en cuenta son: El cálculo de la densidad de la mezcla, el factor de entrapamiento del líquido (Nivel), regímenes de flujo, factor de fricción, entre otros.

Según Shoham (2000), las correlaciones empíricas mas comúnmente usadas para las pérdidas de presión son introducidas por Dukler-Eaton-Flanigan y Beggs and Brill en los primeros modelos para el flujo bifásico, los cuales son llamados **modelos de correlación**.

De acuerdo a Cravino y cols. (2009), estos modelos de correlación son aquellos en los que sus autores proponen una serie de ajustes de datos experimentales para correlacionar una variable determinada. Las correlaciones pueden considerar tanto el deslizamiento entre las fases como la existencia de patrones de flujo: Por tanto, requieren de métodos para determinar el patrón de flujo presente. Una vez que se ha determinado el patrón de flujo correspondiente a unas condiciones dadas, se determina la correlación apropiada para el cálculo de factor de fricción como la fracción volumétrica de líquido con deslizamiento, las cuales, generalmente, son distintas dependiendo del patrón.

Retomando lo descrito por Shoham (2000), explica que los modelos de correlación presentaban limitaciones para cierta bases de datos debido a que no eran aplicados a líquidos de alta viscosidad en tubería horizontal, por lo que fueron mejorados a partir de los llamados **modelos mecanicistas**, propuesto inicialmente por Taitel y Dukler (1976) quienes estudiaron la predicción de las transiciones de los patrones de flujo para gas-líquido en tubería horizontal y casi horizontal, Barnea (1991) propuso un modelo modificado para el estudio del flujo tapón y el modelo de Xiao y cols. (1990), quienes desarrollaron un modelo mecanicista integral para flujo bifásico gas-líquido en tuberías horizontales e inclinadas, incorporando un modelo de predicción para patrones de flujo y modelos separados para calcular la caída de

presión y el nivel de líquido. Siendo el modelo mecanicista de Xiao y cols. (1990), el modelo a basarnos en esta investigación para estudiar el fenómeno del flujo en la tubería, la predicción de los diferentes patrones de flujo y caídas de presión.

2.7 Modelos Mecanicistas

Los modelos mecanicistas, son aquellos que tratan de determinar y modelar matemáticamente la física del fenómeno en estudio. El primer objetivo en los modelos mecanicistas es determinar el patrón de flujo existente para unas condiciones dadas y posteriormente, formular modelos hidrodinámicos separados para cada uno de los posibles patrones de flujo (Cravino y cols. 2009).

El modelado mecanicista en sistemas bifásicos gas-líquido (citado por García, 2004), tiene como principio elemental la existencia de varios patrones de flujo. Dichos patrones están determinados por la distribución geométrica en la interfase dentro de las tuberías y su ocurrencia va a depender de las condiciones de operación, las tasas de flujo de masa de cada una de las fases presentes, la geometría del sistema y las propiedades de los fluidos. Así mismo, una vez identificado el patrón de flujo existente son aplicadas las ecuaciones de conservación de masa, cantidad de movimiento y energía para calcular las variables esenciales de diseño y análisis de estos sistemas como el gradiente de presión y la fracción volumétrica de las fases presentes.

Sin embargo, el procedimiento anterior es muy complejo y es por ello que se hace necesario simplificar la descripción de los fenómenos, de tal manera que el efecto predominante sea captado por el modelo. La información perdida al realizar las simplificaciones es repuesta por medio de **relaciones de clausura**, generalmente correlaciones empíricas que permiten captar ciertos aspectos asociados a la hidrodinámica del flujo bifásico.

Métodos mecanicistas

Bajo el concepto de modelos mecanicistas, estudios de Ellul (1989) plantean que se requiere de una ecuación de transporte mecanicista para ser escrita por cada una de las fases dentro del sistema multifásico. Además, exponen las ventajas que se atribuyen a este enfoque como:

- Las transiciones en los mapas de régimen de flujo tienen unas bases analíticas y son más exitosas para facilitar las comparaciones con un amplio rango de datos.
- Los modelos de régimen de flujo son particularmente útiles para el tratamiento de efectos de tuberías inclinadas.
- Los modelos no son solamente más aplicables que las correlaciones empíricas actualmente disponibles sino que también son más fáciles de actualizar y modificar.
- El modelamiento mecanicista puede incorporar todas las variables significantes identificadas a través de la observación, estudio y modelamiento matemático de los mecanismos físicos que rigen el flujo multifásico en tuberías.
- La formulación mecanicista permiten predecir:
 - Determinación del régimen de flujo
 - Fracción del líquido en la tubería
 - Gradiente de presión

En las cuales estas predicciones fueron propuestas por el primer modelo mecanicista de Taitel y Dukler (1976) y que subsecuentemente fue ampliado por otros investigadores como modelos presentados por Xiao y cols. (1990), Zhang y cols. (2003), Shoham y Brill (1990), entre otros.

2.8 Modelo mecanicista de Taitel y Dukler (1976)

El modelo mecanicista de Xiao y cols. (1990), se fundamenta en el modelo de Taitel y Dukler (1976) para la predicción y transición de los patrones de flujo.

De acuerdo al modelo pionero de Taitel y Dukler, investigaciones realizadas por Shoham (2000) exponen que este modelo fue usado para tuberías de pequeños diámetros en condiciones de baja presión y aplicable para flujos newtonianos. Por lo que Shoham al igual que Xiao, proponen que es necesario trabajar este modelo para grandes diámetros y flujos con alta presión.

El modelo de Taitel y Dukler (1976) en el estudio del flujo bifásico en tuberías horizontales e inclinadas, se basa principalmente en el equilibrio del flujo estratificado y en conjunto a esta primera etapa expone el estudio que comprenden las transiciones de los diferentes patrones de flujos.

➤ ***Flujo estratificado en equilibrio***

El flujo estratificado en equilibrio es el punto de partida del modelo de Taitel y Dukler (1976), analizaron el flujo multifásico suponiendo condiciones de flujo estratificado en una tubería inclinada con un ángulo θ respecto a la horizontal. Determinan las variables de flujo incluyendo el nivel de líquido (h_l) en la tubería y un análisis de estabilidad para determinar si la configuración del flujo es estable: Si el flujo no es estable, ocurre un cambio de flujo no estratificado en cuyo caso, se debe determinar el patrón de flujo resultante.

El objetivo de esta parte del modelo es determinar el nivel de líquido en equilibrio h_L , en función de las condiciones de flujo tales como: caudales de las fases, diámetro e inclinación de la tubería y las propiedades físicas de las fases.

Ignorando los efectos de aceleración, tensión superficial y gradiente hidráulico sobre la fase líquida, Taitel y Dukler (1976) escribieron balances de cantidad de movimiento para ambas fases de la siguiente manera:

$$-A_L \frac{dp}{dx} + \tau_i S_i - \tau_{wL} S_L - \rho_L A_L g \text{sen} \theta = 0 \quad (7)$$

$$-A_G \frac{dp}{dx} - \tau_i S_i - \tau_{wG} S_G - \rho_G A_G g \text{sen} \theta = 0 \quad (8)$$

Donde A_L y A_G son las áreas transversales de flujo líquido y del gas respectivamente. τ_{wL} y τ_{wG} son los esfuerzos cortantes de pared para aquellas partes

del perímetro que están en contacto con líquido y gas respectivamente y τ_i es el esfuerzo cortante interfacial. S_L y S_G son los perímetros del tubo en contacto con las fases y S_i es el perímetro interfacial. Eliminando el gradiente de presión (dp/dx) de las ecuaciones (7) y (8), resulta en la ecuación combinada de cantidad de movimiento:

$$-\frac{\tau_{wG}S_G}{A_G} + \tau_i S_i \left(\frac{1}{A_L} + \frac{1}{A_G} \right) + \frac{\tau_{wL}S_L}{A_L} + (\rho_L - \rho_G)g \text{ sen}\theta = 0 \quad (9)$$

La ecuación 9, es una relación implícita para h_L que combina todas las fuerzas que actúan sobre las fases y que determinan el nivel del líquido en la tubería.

Dicha ecuación 9, puede escribir de la siguiente forma:

$$\frac{\tau_{wL}S_L}{\tau_{wG}A_L} - \left(\frac{S_i}{A_L} + \frac{S_i}{A_G} + \frac{S_G}{A_G} \right) + \frac{(\rho_L - \rho_G)g \text{ sen}\theta}{\tau_{wG}} = 0 \quad (10)$$

Los esfuerzos de corte son:

$$\tau_{wl} = f_{wl} \left(\frac{\rho_l v_l^2}{\mu_l} \right) \quad \tau_{wg} = f_{wg} \left(\frac{\rho_g v_g^2}{\mu_g} \right) \quad (11)$$

Mientras para la interfase gas - líquido se tiene:

$$\tau_i = f_i \left(\frac{\rho_g (v_g - v_l)^2}{2} \right) \quad (12)$$

El factor de fricción de gas y de líquido están dados por:

$$f_{wl} = C_l \left(\frac{D_l v_l \rho_l}{\mu_l} \right)^{-n} \quad f_{wg} = C_g \left(\frac{D_g v_g \rho_g}{\mu_g} \right)^{-m} \quad (13)$$

Con $C_l = C_g = 16$ y $n=m=1$ para régimen laminar y $C_l = C_g = 0.046$ y $n=m=0.2$ para régimen turbulento. D_l y D_g son diámetros hidráulicos del líquido y gas

$$D_l = \frac{4A_l}{S_l} \quad D_g = \frac{4A_g}{S_g + S_i} \quad (14)$$

Taitel y Dukler (1976) procedieron a adimensionalizar la ecuación 10 para todas las variables, escogiendo los siguientes parámetros de escala: El diámetro D se

usa para las variables de longitud y V_L^2 V_G^2 para las velocidades de líquido y gas respectivamente.

Sustituyendo los parámetros adimensionales, señalados por una tilde (\sim), en la ecuación (10), resulta la ecuación combinada de cantidad de movimiento adimensional:

$$X^2 \left[(\tilde{v}_l \tilde{D}_L)^{-n} \tilde{v}_l^2 \frac{\tilde{S}_L}{\tilde{A}_L} \right] - \left[(\tilde{v}_g \tilde{D}_G)^{-m} \tilde{v}_g^2 \left(\frac{\tilde{S}_G}{\tilde{A}_G} + \frac{\tilde{S}_i}{\tilde{A}_L} + \frac{\tilde{S}_i}{\tilde{A}_G} \right) \right] - 4Y = 0 \quad (11)$$

Donde el parámetro adimensional (X^2) introducido por Lockhart y Martinelli (1949), se calcula mediante la expresión siguiente:

$$X^2 = \frac{\frac{4C_l \left(\frac{\rho_l v_{sl} D}{\mu_L} \right)^{-n} \rho_l v_{sl}^2}{D}}{\frac{4C_g \left(\frac{\rho_g v_{sg} D}{\mu_g} \right)^{-m} \rho_g v_{sg}^2}{D}} \quad (12)$$

Y puede ser calculado directamente si se conocen las tasas de flujo, las propiedades de las fases y el diámetro del tubo.

El área y perímetro de cada fase y la zona interfacial en forma adimensional, son los siguientes:

$$\tilde{A}_l = 0.25 \left[\pi - \cos^{-1}(2\tilde{h}_l - 1) + (2\tilde{h}_l - 1) \sqrt{1 - (2\tilde{h}_l - 1)^2} \right] \quad (13)$$

$$\tilde{A}_g = 0.25 \left[\cos^{-1}(2\tilde{h}_l - 1) - (2\tilde{h}_l - 1) \sqrt{1 - (2\tilde{h}_l - 1)^2} \right] \quad (14)$$

$$\tilde{S}_l = \pi - \cos^{-1}(2\tilde{h}_l - 1) \quad (15)$$

$$\tilde{S}_i = \sqrt{1 - (2\tilde{h}_l - 1)^2} \quad (16)$$

$$\tilde{S}_g = \cos^{-1}(2\tilde{h}_l - 1) \quad (17)$$

$$\tilde{S}_l = \frac{S_l}{D}; \tilde{h}_l = \frac{h_l}{D}; \tilde{A}_l = \frac{A_l}{D^2}; \tilde{v}_l = \frac{v_l}{v_{sl}}; \tilde{v}_g = \frac{v_g}{v_{sg}} \quad (18)$$

El parámetro adimensional (Y), representa la fuerza actuando sobre el líquido en la dirección de flujo debido a la gravedad y caída de presión y también se puede calcular directamente. Dicho parámetro es cero en tuberías horizontales.

$$Y = \frac{(\rho_l - \rho_g)g \sin \theta}{\frac{4C_g}{D} \left(\frac{\rho_g v_{sg} D}{\mu_g} \right)^{-m} \frac{\rho_g v_{sg}^2}{2}} \quad (19)$$

Luego de varias relaciones de clausura se tiene el nivel del líquido a determinar en función de (X,Y) y a partir del régimen de flujo que comprende el fluido ya sea laminar o turbulento.

➤ ***Transición estratificado- no estratificado: Estratificado ondulado (SW)-intermitente (I) o estratificado (SW)-anular (AN)***

En la primera parte del modelo se determina el nivel de líquido h_L , asumiendo que las condiciones de flujo estratificado existen. La interrogante ahora es la estabilidad de la configuración de flujo. Si las condiciones de flujo son inestables, ocurrirá una transición a otros patrones de flujo, lo cual requiere un análisis de estabilidad propuesto por Taitel y Duker (1976) donde aplicaron el análisis de Kelvin – Helmholtz en forma simplificada.

El análisis de estabilidad de Kelvin –Helmholtz se basa en dos capas de fluido de densidades ρ_1 y ρ_2 diferentes, fluyendo horizontalmente con las velocidades U_1 y U_2 respectivamente. La teoría predice si una perturbación infinitesimal sobre la superficie conduce a una interfase estable con una estructura ondulada, o si por el contrario, conduce a una interface inestable con crecimiento de la onda y destrucción de la estratificación entre las dos capas de fluido.

La suposición principal en el análisis consiste en despreciar la diferencia de viscosidad entre los dos fluidos (Flujo potencial). Las fuerzas de gravedad y tensión superficial tienden a estabilizar la estratificación; mientras que el movimiento relativo entre las dos capas crea una fuerza de presión de succión, debido al efecto de Bernoulli, que tiende a destruir la estratificación; en base a este análisis en términos de la velocidad de propagación y la longitud de la onda.

Taitel y Dukler extendieron este análisis al caso de una onda finita estacionaria en la interfaz gas-líquido en el flujo a través de una tubería, despreciando el efecto de la tensión superficial. De acuerdo a los mecanismos gobernantes en el análisis son: La gravedad y las fuerzas de presión de succión debido al efecto de Bernoulli que tienden a destruir la estructura del flujo estratificado.

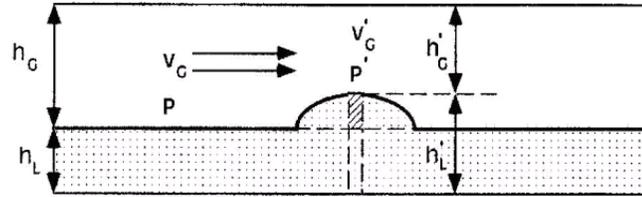


Figura N° 5. Análisis de la estabilidad de Kelvin -Helmholtz

La transición de estratificado a no estratificado ocurre cuando la fuerza de succión es mayor que la fuerza de gravedad. Entonces, se obtiene el criterio para una estructura de flujo estratificado inestable a partir de la ecuación 20:

$$v_g > \left[\frac{2(\rho_l - \rho_g)g \cos\theta (h'_l - h_l)}{\rho_g} \frac{A'^2_g}{A^2_g - A'^2_g} \right]^{1/2} \quad (20)$$

Rearreglando la ecuación anterior se obtiene el criterio final de transición:

$$v_g > \left(1 - \frac{h_l}{D} \right) \left[\frac{(\rho_l - \rho_g)g \cos\theta A_g}{\rho_g \frac{dA_l}{dh_l}} \right]^{1/2} \quad (21)$$

➤ **Transición intermitente (I)-anular (AN)**

Según el criterio original de Taitel y Dukler (1976), si el valor de \tilde{h}_L es mayor de 0,5. Una onda sinusoidal creciendo sobre la interfase toca la pared superior del tubo antes que el fondo, originando un patrón de flujo intermitente. Si el valor de \tilde{h}_L es menor que 0,5 la onda toca primero el fondo de la tubería, conduciendo a la formación del patrón anular. Por lo tanto, un valor de $\tilde{h}_L=0,5$ indica la frontera entre

los patrones intermitente y anular. Barnea y cols. (1991), modificaron posteriormente este criterio tomando en cuenta el posible contenido de gas en los tapones de líquido cercanos a la transición. El criterio revisado de transición es $\tilde{h}_L=0,35$.

A continuación se muestra en la figura N°6, el mapa de transición de patrones de flujo para la transición respectiva a través de la curva B-B :

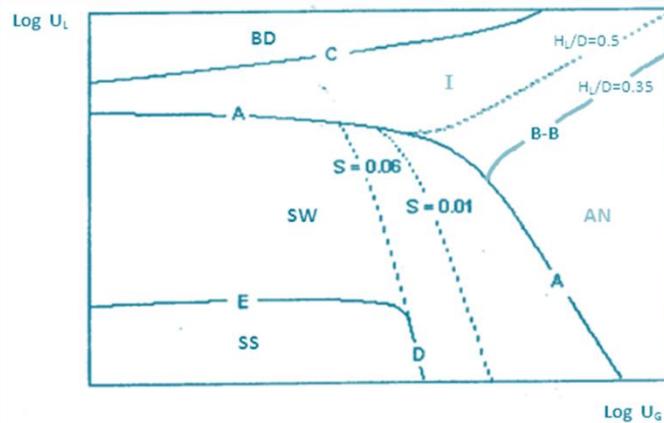


Figura N° 6.Mapa de Transición de los patrones de flujo Intermitente-Anular (B)

2.9 Modelos mecanicistas para la predicción de la transición estratificado- no estratificado.

Taitel y Duker (1976) aplicaron el análisis de estabilidad de Kelvin – Helmholtz (KH), el cual ocurre cuando un flujo se presenta dentro de un fluido continuo o cuando hay suficiente diferencia de velocidad a través de la interfaz entre dos fluidos. Esta teoría trata de predecir la presencia de inestabilidad y transición hacia un flujo turbulento en fluidos de diferentes densidades moviéndose a varias velocidades. Es decir, la teoría predice si una perturbación infinitesimal sobre la superficie conduce a una interfase estable con una estructura ondulada, o si por el contrario, conduce a una interfase inestable con crecimiento de la onda y destrucción de la estratificación entre las dos capas de fluido.

Taitel (1995), en sus investigaciones expone que el criterio de estabilidad de Kelvin-Helmholtz para la transición de flujo estratificado-no estratificado es expresado por la siguiente ecuación 22:

$$v_g > k \left[\frac{(\rho_l - \rho_g)g \cos \theta A_g}{\rho_g \left(\frac{dA_l}{dA_g} \right)} \right]^{1/2} \quad (22)$$

Donde el término k para el análisis Kelvin-Helmholtz no Viscoso (**IKH**), fue definido de la siguiente manera:

$$K^2 > 2 \frac{(A'_g / A_g)^2}{1 + A'_g / A_g} \quad (23)$$

El término k=1 para flujo de gas y líquidos no viscoso. Y para k=0.5 cuando el hl/D =0.5.

El análisis Kelvin-Helmholtz No Viscoso (**IKH**) no considera los esfuerzos de corte, sino que la transición se encuentra asociada a un crecimiento sin límite de la onda, donde las perturbaciones se obtienen como resultado de la transición de flujo estratificado para el flujo anular o flujo tapón, siendo este la base de los siguientes trabajos: Taitel y Dukler (1976), Kordyban y Ranov (1970) y Mishima e Ishii (1980).

Luego Taitel y Dukler (1976), modifican el criterio de estabilidad para usar un factor de corrección más simple que pueda calcular el factor K y tomar en cuenta el uso de una onda finita en sus análisis, planteando la siguiente ecuación:

$$K_{TD} = \left(1 - \frac{hl}{D} \right) \quad (24)$$

Sin embargo el término K_{TD} es también derivado utilizando la teoría de fluido no viscoso, ya que es válido sólo para flujos de líquido con viscosidades de 1 cP.

Luego de estos estudios, Taitel (1995) considera que hay mas aproximaciones del criterio de Kelvin-Helmholtz y propone estudiar el análisis viscoso presentado por algunos investigadores como Lind and Harantty, Wu y cols., Barnea y Barnea y Taitel. Siendo el análisis Kelvin-Helmholtz Viscoso (**VKH**), aquel criterio que considera el modelo de dos fluidos y toma en cuenta los esfuerzos de corte y es asociado con la formación de ondas de gran amplitud en la interfaz que pueden

bloquear el tubo de sección transversal cuando el nivel del líquido en el equilibrio es suficientemente alto.

Barnea y Taitel (1993), verificaron el efecto de la viscosidad a varias inclinaciones de la tubería en las condiciones de estabilidad neutral. En el cual, se basaron en un procedimiento que usa los resultados combinados de los análisis viscosos y no viscosos K-H sugeridos para la determinación de aparición de oleaje, flujo tapón y flujo anular. Luego los resultados calculados fueron comparados con el límite de transición de Taitel y Dukler (1976) y los datos experimentales, con el fin de examinar la estabilidad del flujo estratificado viscoso gas-líquido en una tubería.

Más adelante, Barnea (1991) muestra el análisis de estabilidad de flujo estratificado a través de las ecuaciones de continuidad integral transitoria y cantidad de movimiento, las cuales son aplicadas a cada fase del fluido, tomando el cuento los esfuerzos cortantes.

Donde la ecuación de continuidad para gas y el líquido son:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_l A_l) + \frac{\partial}{\partial x}(\rho_l A_l v_l) = 0 \quad (25)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_g A_g) + \frac{\partial}{\partial x}(\rho_g A_g v_g) = 0 \quad (26)$$

Las ecuaciones de cantidad de movimiento para cada fase son:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_l A_l v_l) + \frac{\partial}{\partial x}(\rho_l A_l v_l^2) = -\tau_l S_l + \tau_i S_i - A_l \frac{\partial P_{il}}{\partial x} - \rho_l A_l g \cos \theta \frac{\partial h_l}{\partial x} - \rho_l A_l g \sin \theta \quad (27)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_g A_g v_g) + \frac{\partial}{\partial x}(\rho_g A_g v_g^2) = -\tau_g S_g - \tau_i S_i - A_g \frac{\partial P_{ig}}{\partial x} - \rho_g A_g g \cos \theta \frac{\partial h_l}{\partial x} - \rho_g A_g g \sin \theta \quad (28)$$

Asumiendo fluido incompresible, combinando las ecuaciones de cantidad de movimiento y eliminando los términos de presión usando la siguiente relación:

$$P_{ig} - P_{il} = \sigma \frac{\partial^2 h_l}{\partial x^2} \quad (29)$$

Donde σ es la tensión superficial, se tiene:

$$\frac{\partial h_l}{\partial t} + \frac{A_l}{A_l'} \frac{\partial v_l}{\partial x} + v_l \frac{\partial h_l}{\partial x} = 0 \quad (30)$$

$$\frac{\partial h_l}{\partial t} - \frac{A_g}{A_l'} \frac{\partial v_g}{\partial x} + v_g \frac{\partial h_l}{\partial x} = 0 \quad (31)$$

La ecuación combinada de cantidad de movimiento está dada por:

$$\rho_l \frac{\partial v_l}{\partial t} - \rho_g \frac{\partial v_g}{\partial t} + \rho_l v_l \frac{\partial v_l}{\partial x} - \rho_g v_g \frac{\partial v_g}{\partial x} + (\rho_l - \rho_g) g \cos \theta \frac{\partial h_l}{\partial x} - \sigma \frac{\partial^3 h_l}{\partial x^3} = F \quad (32)$$

Así, el procedimiento de linealización que sigue el enfoque general presentado por Barnea y Taitel (1989) produce:

$$\begin{aligned} & \frac{A}{A_l'} \sigma \frac{\partial^4 \hat{h}_l}{\partial x^4} + \left[\frac{\rho_l v_l^2}{R_l} + \frac{\rho_g v_g^2}{R_g} - (\rho_l - \rho_g) g \cos \theta \frac{A}{A_l'} \right] \frac{\partial^2 \hat{h}_l}{\partial x^2} + 2 \left[\frac{\rho_l v_l}{R_l} + \frac{\rho_g v_g}{R_g} \right] \frac{\partial^2 \hat{h}_l}{\partial t \partial x} \\ & + \left[\frac{\rho_l}{R_l} + \frac{\rho_g}{R_g} \right] \frac{\partial^2 \hat{h}_l}{\partial t^2} = \left[-\frac{A}{A_l'} \frac{\partial F}{\partial h_l} - \frac{v_g}{R_g} \frac{\partial F}{\partial v_g} + \frac{v_l}{R_l} \frac{\partial F}{\partial v_l} \right] \frac{\partial \hat{h}_l}{\partial x} + \left[-\frac{1}{R_g} \frac{\partial F}{\partial v_g} + \frac{1}{R_l} \frac{\partial F}{\partial v_l} \right] \frac{\partial \hat{h}_l}{\partial t} \end{aligned} \quad (33)$$

Donde:

$$R_l = \frac{A_l}{A} \quad R_g = \frac{A_g}{A} \quad (34)$$

Para la solución se supone que la aparición de una perturbación cuya estabilidad es estudiada con el fin de predecir la estabilidad de este tipo de flujo. Esta perturbación obedece a la forma de ondas sinusoidales definida por:

$$\hat{h}_l = \varepsilon \cdot e^{i(\omega t - \kappa x)} \quad (35)$$

Donde:

- ε: Amplitud
- ω: Frecuencia Angular
- κ: Número de Onda
- i: Parte imaginaria
- x: Coordenada de la dirección de flujo
- t: Tiempo

Al sustituir la función de la perturbación del nivel de líquido, la ecuación se transforma de la siguiente forma, cuya incógnita es la velocidad de propagación de ondas:

$$\omega^2 - 2(ak - bi)\omega + ck^2 - dk^4 - eki = 0 \quad (36)$$

Donde:

$$a = \frac{1}{\rho} \left(\frac{\rho_l v_l}{R_l} + \frac{\rho_g v_g}{R_g} \right) \quad (37)$$

$$b = \frac{1}{2\rho} \left[\left(\frac{\partial F}{\partial v_{ls}} \right)_{v_{gs}, R_l} - \left(\frac{\partial F}{\partial v_{gs}} \right)_{v_{ls}, R_l} \right] \quad (38)$$

$$c = \frac{1}{\rho} \left(\frac{\rho_l v_l^2}{R_l} + \frac{\rho_g v_g^2}{R_g} - (\rho_l - \rho_g) g \cos \theta \frac{A}{A_l'} \right) \quad (39)$$

$$d = \frac{\sigma}{\rho} \frac{A}{A_l'} \quad (40)$$

$$e = -\frac{1}{\rho} \left(\frac{\partial F}{\partial R_l} \right)_{v_{ls}, v_{gs}} \quad (41)$$

$$\rho = \frac{\rho_l}{R_l} + \frac{\rho_g}{R_g} \quad (42)$$

La solución para el estado de equilibrio es inestable siempre que la parte imaginaria de la velocidad de propagación de ondas (ω) en ecuación (36) sea negativa, lo que lleva a un crecimiento exponencial de la variable perturbada a lo largo de la dirección del flujo. La condición marginal de la estabilidad se obtiene de la ecuación (36) para el caso concreto donde la parte imaginaria es igual a cero. Al sustituir y aproximar a cero la ecuación (36), lleva a las dos ecuaciones siguientes:

$$w^2_R - 2abw_R + ck^2 = 0 \quad (43)$$

$$2bw_R - ek = 0 \quad (44)$$

Sustituyendo por :

$$w_R = \frac{ek}{2b} \quad C_V = \frac{e}{2b} \quad (45)$$

Donde C_V es la velocidad de la onda al inicio de la inestabilidad. Insertando la ecuación (45) en la ecuación (46) se tiene la siguiente relación para la condición de estabilidad:

$$\left(\frac{e}{2b} - a\right)^2 - (a^2 - c) < 0 \quad (46)$$

Sustituyendo el valor de $a^2 - c$ se tiene:

$$\left(\frac{e}{2b} - a\right)^2 + \frac{\rho_l \rho_g}{\rho^2 R_l R_g} (V_g - V_l)^2 - \frac{\rho_l - \rho_g}{\rho} g \cos\theta \frac{A}{A'_l} < 0 \quad (47)$$

Los dos últimos términos en la ecuación (47) corresponden a la inestabilidad de Kelvin-Helmholtz en la interfaz. El primer término está asociado a efectos adicionales de corte, lo que tiende a amplificar las perturbaciones en el espesor de la película.

La ecuación de dispersión del análisis Kelvin-Helmholtz No Viscoso se obtiene con los parámetros e y b igual a cero de la ecuación (47). La velocidad de onda crítica en este caso resulta ser igual a la expresión:

$$C_{IV} = a = \frac{\rho_l V_l R_g + \rho_g V_g R_l}{\rho_l R_g + \rho_g R_l} \quad (48)$$

Mientras:

$$C_V = \frac{e}{2b} = \frac{\left(\frac{\partial \tau_i}{\partial R_l} - \frac{\partial \tau_{il}}{\partial R_l}\right)_{V_{sl}, V_{sg}}}{\left(\frac{\partial \tau_i}{\partial V_{sg}} - \frac{\partial \tau_{il}}{\partial V_{sg}}\right)_{V_{sl}, R_l} - \left(\frac{\partial \tau_i}{\partial V_{sl}} - \frac{\partial \tau_{il}}{\partial V_{sl}}\right)_{V_{sg}, R_l}} \quad (49)$$

En consecuencia el término adicional en el criterio de estabilidad K-H considerando el esfuerzo cortante, es relacionado a la diferencia entre la velocidad de onda obtenida para la teoría viscosa VKH y la velocidad de la onda para el caso no viscoso, al inicio de la inestabilidad. Entonces, toma la siguiente forma:

$$(C_V - C_{IV})^2 + \frac{\rho_l \rho_g}{\rho^2 R_l R_g} (V_g - V_l)^2 - \frac{\rho_l - \rho_g}{\rho} g \cos\theta \frac{A}{A'_l} < 0 \quad (50)$$

Adicionalmente el análisis de Kelvin-Helmholtz No Viscoso para la estabilidad del flujo estratificado está dada por:

$$V_g - V_l < \sqrt{\left(\rho_l R_g + \rho_g R_l\right) \frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_l \rho_g} g \cos\theta \frac{A}{\frac{dA_l}{dh_l}}} \quad (51)$$

Rearreglando la ecuación (50) se tiene:

$$K_v = \sqrt{1 - \frac{(C_v - C_{IV})^2}{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho} g \cos\theta \frac{A}{\frac{dA_l}{dh_l}}}} \quad (52)$$

El criterio de transición mencionado incorpora los esfuerzos de cortes, la velocidad del fluido y la relación geométrica del fluido que son funciones del nivel de líquido en equilibrio. Por lo tanto, el análisis de Kelvin-Helmholtz Viscoso para la estabilidad del flujo estratificado está dado por:

$$V_g - V_l < K_v \sqrt{\left(\rho_l R_g + \rho_g R_l\right) \frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_l \rho_g} g \cos\theta \frac{A}{\frac{dA_l}{dh_l}}} \quad (53)$$

En líneas generales el análisis de estabilidad de flujo estratificado (ecuación 53) considera distintas suposiciones, entre ellas que el valor de K dependerá del modelo que se evalúe, por ejemplo: En Taitel y Dukler (1976) vale $(1-h_l/D)$, en Kelvin Helmholtz Viscoso (VKH) es K_v y No Viscoso (IKH) es 1.

2.9.1 **Relación entre los modelos Kelvin-Helmholtz viscoso y no viscoso en tubería horizontal**

Barnea y Taitel (1993) comparan los resultados del criterio de estabilidad para flujo estratificado VKH e IKH, su trabajo se enfocó para el caso aire - agua, en un tubo horizontal de 5cm de diámetro. Según los autores se puede observar que para alta viscosidad del líquido el análisis de IKH predice resultados similares a VKH, pero se obtienen resultados diferentes para baja viscosidad de líquido. Este hecho se puede atribuir según Barnea y Taitel (1993), a que el aumento de la viscosidad del

líquido contribuye a la disminución del término $(C_V - C_{IV})^2$ en el cálculo del factor de Kelvin-Helmholtz Viscoso de la ecuación 52. Este fenómeno se representa en la figura N°7, donde a alta viscosidad del líquido (5000cP) ambos enfoques arrojan casi los mismos resultados, mientras que para la viscosidad del líquido de 1cP se tienen curvas con la misma tendencia, pero desplazadas.

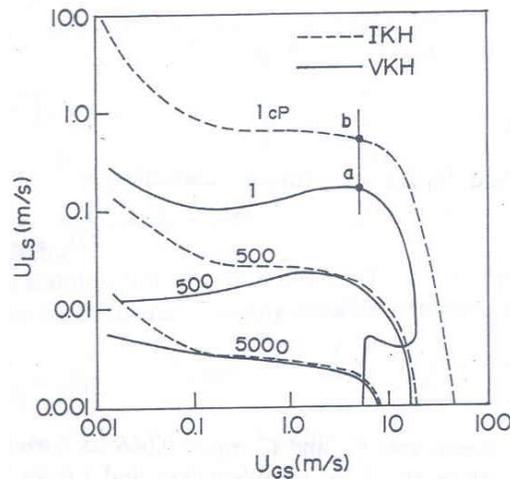


Figura N° 7. Efecto de la viscosidad del líquido en los criterios de estabilidad VKH e IKH. Sistema aire - líquido, presión atmosférica, tubería horizontal, diámetro 5cm (Adaptado de Barnea, 1993)

La región comprendida entre VKH e IKH está definida como una zona inestable para el modelo Kelvin-Helmholtz Viscoso y una zona estable para el Kelvin-Helmholtz No Viscoso. Siguiendo este orden de ideas, Barnea y Taitel (1994) concluyen que los dos análisis de Kelvin-Helmholtz predicen la transición de flujo estratificado para otros patrones de flujo como flujo tapón y flujo anular, dependiendo del tipo de inestabilidad y la fracción volumétrica de líquido en el estado estacionario del sistema.

2.9.2 Efecto de la viscosidad del líquido en el flujo estratificado

Barnea (1991), estudió el efecto de la viscosidad del líquido en la estabilidad del flujo estratificado gas - líquido, comparando sus resultados con el modelo de Taitel y Dukler (TD) (1976) y la aproximación del modelo Kelvin-Helmholtz No

Viscoso para el caso de flujo de aire – líquido en tubería horizontal de 5cm de diámetro. Obteniendo los mismos resultados para el caso de baja viscosidad de líquido en el análisis del modelo de TD y el análisis VKH, a pesar que este último considera los esfuerzos de corte. Sin embargo, a medida que aumenta la viscosidad del líquido, las aproximaciones de TD presentan diferencias con respecto al modelo VKH, como muestra la figura N°8. Adicionalmente, Barnea (1991) comparó sus resultados con los análisis del modelo IKH e indicó que presenta resultados favorables en el caso de baja viscosidad, similares a los obtenidos por el modelo de VKH y TD. Sin embargo, al incrementar la viscosidad del líquido la contribución del término $(C_V - C_{IV})^2$ en la ecuación (52), disminuye.

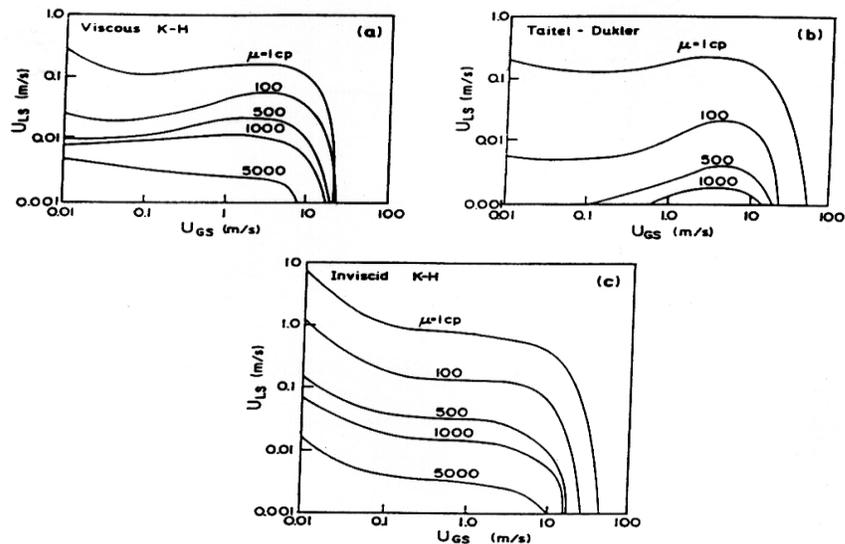


Figura N° 8. Efecto de la viscosidad del líquido en las curvas de estabilidad neutral (aire - líquido).
(Adaptado de Barnea, 1991).

En la figura N°9, Barnea (1991) comparó el factor de K_{TD} y K_V para una tubería horizontal de 5cm de diámetro, en sistema aire – líquido y presión atmosférica. En la gráfica se muestra una sola curva del factor de Taitel y Dukler (K_{TD}) en función de la velocidad superficial del gas, debido a la independencia que tiene el factor K_{TD} con respecto a la viscosidad. La figura N° 9 muestra el comportamiento de la inestabilidad con respecto a la velocidad superficial del gas; donde el inicio de la inestabilidad (bajas velocidad superficial de gas) no está afectada

por la viscosidad del líquido, depende únicamente del nivel del líquido y el diámetro de la tubería.

Por otro lado, el factor de Kelvin-Helmholtz Viscoso (K_V) es una función dependiente de la viscosidad del líquido, como se puede observar en la ecuación (52), al incrementar la viscosidad del líquido, K_V se aproxima a la unidad y se tiene una solución para IKH cercana a la de VKH. Para el caso especial donde la viscosidad del líquido es 1 cP, la curva de K_V presenta el mismo comportamiento que K_{TD} , siendo razonable debido a que ambos modelos (Taitel y Dukler y Kelvin Helmholtz Viscoso) fueron desarrollados y validados en sistemas aire – agua, líquido con viscosidad 1cP.

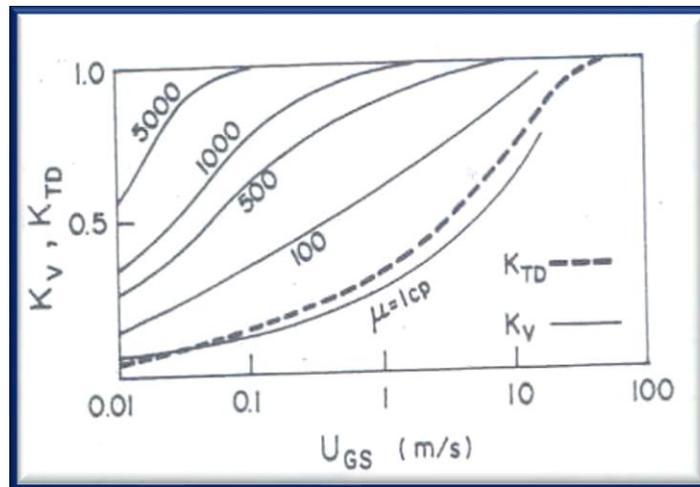


Figura N° 9.La influencia de la viscosidad del líquido en los coeficientes K_V y K_{TD} . Sistema aire – líquido, presión atmosférica, tubería horizontal de diámetro 5cm. (Adaptado de Barnea ,1991).

2.10 Modelo unificado mecanicista para flujo bifásico en tuberías de Xiao y cols. (1990)

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

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

identificadas en este trabajo: La transición de flujo Estratificado - No estratificado y la transición de flujo Intermitente- Anular, explicadas ya anteriormente por el modelo de Taitel y Dukler (1976).

El modelo de Xiao y cols. (1990) contribuye con la determinación de la predicción del gradiente de presión para todos los patrones de flujo, estos basados en los estudios realizados por Taitel y Dukler.

Modelo para la predicción del gradiente de presión

Xiao y cols. (1990), explican que después de predecir el patrón de flujo en la tubería bajo las condiciones de operación existentes, se necesitan de modelos separados para predecir la caída de presión, para cada patrón de flujo.

Estos autores consideran los siguientes patrones de flujo: estratificado, anular, burbujas dispersas e intermitente. Y para cada patrón de flujo, exponen las ecuaciones combinadas de conservación de masa y cantidad de movimiento definiendo rigurosamente la física del fenómeno.

De acuerdo a lo anterior, se muestra los modelos que presentan los diferentes patrones de flujo, según lo establecido por estos investigadores:

2.10.1 Modelo para flujo estratificado

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

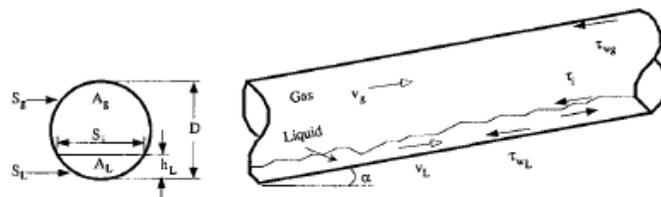


Figura N° 10.Flujo estratificado

2.10.2 Modelo para flujo Intermitente

El flujo intermitente se caracteriza por un flujo alternado de gas y líquido. Este se caracteriza normalmente por una burbuja alargada de gas que fluye sobre una película de líquido seguido de un tapón de líquido que puede contener burbujas dispersas como se muestra en la figura N° 11.

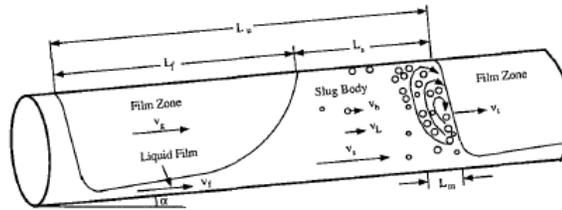


Figura N° 11.Flujo intermitente

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

2.10.3 Modelo para flujo anular

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

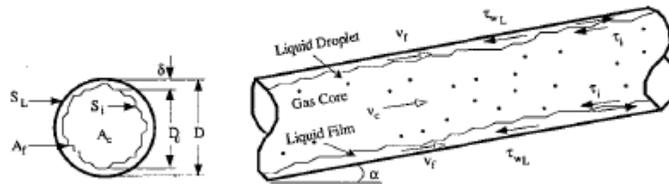


Figura N° 12.Flujo anular

2.10.4 *Modelo para Burbujas dispersas*

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

NOTA: El procedimiento de cálculo que comprende cada tipo de flujo, está codificado bajo el lenguaje Visual Fortran, programa principal que utilizaremos para este trabajo de investigación.

2.11 Relaciones de Clausuras

Tomando nuevamente el concepto de relaciones de clausura, que son aquellas correlaciones empíricas que permiten captar ciertos aspectos asociados a la hidrodinámica del flujo bifásico. Estas son empleadas en el cálculo de los factores de fricción y en la velocidad de deriva, las cuales son variables fundamentales para la determinación del gradiente de presión en flujos multifásicos.

2.11.1 *Factores de fricción*

Los factores de fricción son aplicados independientemente del patrón de flujo existente, por ende este procedimiento estará presente en todas las zonas que estudien el roce entre el gas y la pared, el líquido y la pared y la interface del líquido con el gas, para los patrones de flujo estratificado, intermitente y anular ya que se estudian como un modelo homogéneo. Así mismo, una vez calculado el factor de fricción de líquido-pared, gas-pared e interfacial, se procederá al cálculo del esfuerzo de corte y finalmente el gradiente de presión.

2.11.1.1 *Estudio del factor de fricción del líquido con la pared de la tubería*

Colebrook (1939), es una correlación empírica ampliamente utilizada para flujos monofásicos, permite determinar el factor de fricción para ambas fases a partir de la rugosidad relativa (k), el diámetro de la tubería (D) y el número de Reynolds del Líquido Re_L , (Xiao y cols. 1990).

$$\frac{1}{\sqrt{f_{wL}}} = -4 \log \left[\frac{k/D}{3.7} + \frac{1.255}{\text{Re}_L \sqrt{f_{wL}}} \right] \quad (54)$$

Siendo f_{wL} , el factor de fricción de Darcy-Weisbach para el líquido. Es una ecuación explícita de la primera aproximación del gráfico de Moody. Desde entonces, una serie de aproximaciones explícitas cada vez más precisas se han publicado. La correlación de Moody es una de ellas:

$$f_{wl} = \frac{16}{\text{Re}_L} \quad \text{para} \quad \text{Re}_L < 2100 \quad (1)$$

$$f_{wl} = 0.001375 \left[1 + \sqrt[3]{\left(\frac{2 \times 10^4 E_l}{D_L} + \frac{10^6}{\text{Re}_L} \right)} \right] \quad \text{para} \quad \text{Re}_L \geq 2100 \quad (56)$$

Donde E_l es la fracción volumétrica del líquido y los números de Reynolds de la fase líquida y gas respectivamente, son definidos como:

$$\text{Re}_L = \frac{\rho_l v_l D_l}{\mu_l} \quad \text{y} \quad \text{Re}_G = \frac{\rho_g v_g D_g}{\mu_g} \quad (57)$$

D_L y D_G representan los diámetros hidráulicos del líquido y del gas:

$$D_L = \frac{4A_l}{S_l} \quad \text{y} \quad D_G = \frac{4A_g}{S_g + S_l} \quad (58)$$

Esta correlación se ha basado en métodos numéricos y demuestran algún grado de precisión deseado para el factor de fricción. Además es la ecuación utilizada en el programa original de Xiao y cols. (1990).

Cabe resaltar que en el código del programa, calcula el factor de fricción de Moody usando el flujo laminar o la ecuación de Colebrook. Si el flujo es turbulento, usa primero la ecuación del factor de fricción de Swamee-Jain para convalidar la ecuación de Colebrook. Igualmente se utilizó este proceso de cálculo para la determinación del factor de fricción gas-pared y líquido-gas.

Spedding y Hand (1997), desarrolla nuevas correlaciones para los factores de fricción líquido-pared e interfacial para flujo en tubería horizontal. El rango completo de esta considera mayormente flujo estratificado.(Nieto 2010).

Esta dada por la siguiente ecuación:

$$f_{wl} = \frac{24}{Re_L} \text{ para } Re_L < 2100 \quad (59)$$

$$f_{wl} = 0.0262(E_l \times Re_{SL})^{-0.139} \text{ para } Re_L \geq 2100 \quad (60)$$

Donde:

$$Re_{SL} = \frac{\rho_l v_{SL} D}{\mu_l} \quad (61)$$

Este tipo de correlación para el factor de fricción líquido-pared, fue la que mejor porcentaje de predicción arrojó para los tres tipos de patrones de flujo en estudio: estratificado, intermitente y anular. Resultados que fueron tomados del trabajo de investigación de Nieto (2010).

2.11.1.2 Estudio del factor de fricción del gas con la pared de la tubería

El modelo de Hart y cols. (1988), utilizó la correlación empírica y válida para única fase y tubería lisa de Eck (1973) para el cálculo del factor de fricción gas-pared como función del número de Reynolds de esta fase Re_G . (Nieto 2010).

$$f_{wg} = \frac{0.07725}{\left[\log_{10} \left(\frac{Re_G}{7} \right) \right]^2} \quad 2100 < Re_G < 10^8 \quad (62)$$

$$Re_G = \frac{\rho_g v_g D_g}{\mu_g}, \quad D_G = \frac{4A_g}{S_g + S_l} \quad (63)$$

Este modelo es restringido al caso de flujo separado de gas y líquido, típico de los patrones de flujo estratificado liso, estratificado ondulado y anular. Es un modelo que predice el gradiente de presión de aire-agua en altas tasas de flujo de gas razonablemente bien. Se considera un modelo robusto también conocido como superficie rugosa aparente (ARS).

Este tipo de correlación para el factor de fricción gas-pared, fue la que mejor porcentaje de predicción arrojó para los tres tipos de patrones de flujo en estudio: estratificado, intermitente y anular. Resultados que fueron también tomados del trabajo de investigación de Nieto (2010).

2.11.1.3 Estudio del factor de fricción de la interfaz gas-líquido

El modelo de Hart y cols. (1989), también utilizó la correlación empírica de Eck (1973) para el factor de fricción de la interfase gas-líquido y se calcula mediante la representación de la interfaz como una superficie rugosa. (Nieto 2010).

$$f_i = \frac{0.0625}{\left[\log_{10} \left(\frac{15}{Re_G} + \frac{k}{3.715 D} \right) \right]^2} \quad (64)$$

Donde la k es la rugosidad de la superficie y se estima en un múltiplo del espesor de la película \tilde{h} es decir $k \approx 2.3 \tilde{h}$

$$\tilde{h} = \frac{D \cdot E_l}{4\phi} \quad (65)$$

La fracción del perímetro mojado ϕ es estimada usando la correlación basada en la data experimental (Hart y cols. 1989)

$$\phi = 0.52 \cdot E_l^{0.374} + 0.26 \cdot Fr^{0.58} \quad (66)$$

Y el número de Froude es definido como:

$$Fr = \frac{\rho_l v_{sl}^2}{(\rho_l - \rho_g) g \cdot D} \quad (67)$$

Cheremisinoff y Davis (1979), basados en el modelo de flujo estratificado usan un valor constante de $f_i=0,0142$ para flujo estratificado con pequeñas ondas en la interfase, basado en el experimento de Cohen y Hanratty (1968). (Nieto 2010)

Para flujo estratificado con remolinos desarrollados en la interfase Nieto (2010) usa una correlación basada en los experimentos de Miya y cols. (1971), la cual es:

$$f_i = 0.008 + 2 \times 10^{-5} Re_L \quad (68)$$

Se usa como el número de Reynolds para la fase líquida:

$$\text{Re}_L = \frac{\rho_l v_l D_L}{\mu_l} \quad (69)$$

Wallis (1969), desarrolló una relación para el factor de fricción interfacial en tuberías horizontales y fue validada para flujo anular. La misma también fue refinada en la literatura para flujo vertical. (Ottens, M., Hoefsloot, H.C.J., Hamersma P.J. 2001).

En el comportamiento horizontal, se encontró ser una buena aproximación para la correlación empírica expuesta a continuación:

$$f_i = 0.005(1 + 75 E_l) \quad (70)$$

Donde E_l es la fracción del líquido.

2.11.2 **Velocidad de deriva (Vd):**

La velocidad de deriva es un resultado de la diferencia de presión hidrostática entre el tope y el fondo de la burbuja.

Según Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010), la velocidad de deriva es una relación de clausura importante para el modelo unificado del flujo intermitente en flujos bifásicos de alta viscosidad.

Estos autores se basan en las investigaciones realizadas por Gokcal y cols. (2009), los cuales observaron experimentalmente que el flujo tapón es el que tiende a ser más dominante en los patrones de flujo para flujos de gas y líquido de alta viscosidad. Explican que el conocimiento de las características de este tipo de flujo es crucial para el diseño de tuberías y equipos de procesos y que para mejorar el comportamiento del mismo en flujos viscosos es necesario el empleo de nuevos modelos que hagan énfasis en correlación empírica de la velocidad de traslación.

La velocidad de traslación esta compuesta de una superposición de la velocidad de burbuja en líquido estancado, la velocidad de deriva, y la velocidad máxima en el cuerpo tapón.

Para una mejor visualización del efecto de dicha velocidad en el flujo intermitente, se muestra la siguiente figura:

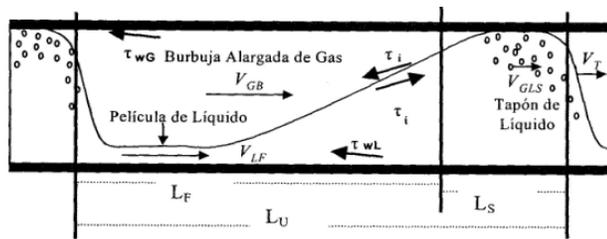


Figura N° 13.Flujo intermitente

En el cual este tipo de variable según lo explicado anteriormente, se sitúa en las burbujas que se forman dentro del tapón de líquido.

Los esfuerzos de investigación, han sido típicamente centrados en la velocidad de deriva en tubería horizontal e inclinada hacia arriba. Exponiendo para este estudio los investigadores Nicklin y cols. (1962), una ecuación para la velocidad de traslación como:

$$V_t = C_s * V_s + V_d \quad (71)$$

El parámetro C_s es aproximadamente el radio de la velocidad máxima o promedio de un perfil de velocidad completamente desarrollado. C_s es igual a 1.2 para flujo turbulento y 2.0 para flujo laminar. Y la variable V_s es la velocidad de la mezcla en el cuerpo tapón:

$$V_s = V_{sl} + V_{sg} \quad (72)$$

Ahora bien, una vez conocido el concepto sobre velocidad de deriva se muestra el proceso de cálculo que comprende el modelo original de Xiao y cols. (1990) y el modelo implementado por Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010) para determinar dicha variable.

2.11.2.1 Modelo original de Xiao y cols. (1990)

➤ **Velocidad de deriva en tubería horizontal:**

En la revisión de la literatura, se encontró que Benjamín (1968) calculó el valor del coeficiente de la velocidad de deriva usando la teoría de flujo potencial no viscoso donde la tensión superficial y viscosidad son despreciables. Este autor

propone la siguiente relación de clausura para la velocidad de deriva en tubería horizontal. (Jeyachandra y Al-Sarkhi, 2010).

$$V_{dh} = 0.542 * \sqrt{g * D} \quad (73)$$

Por medio de esta ecuación, explica que la velocidad en flujo tapón en tubería horizontal es la misma que la velocidad de penetración de una burbuja cuando el líquido es drenado a la salida de esta misma tubería.

➤ ***Velocidad de deriva en tubería vertical:***

Dumitrescu (1943) y Davis y Taylor (1950) realizaron un análisis de flujo potencial y encontraron la velocidad de deriva para flujo vertical. Davies y Taylor estimaron en su correlación el uso del valor de una constante como 0.328. Sin embargo, Dumitrescu hizo más precisión en sus cálculos y teóricamente determinó este valor como 0.351, que luego años más tarde añadió también Nicklin y cols. (1962) en su data experimental aire/agua. (Jeyachandra y Al-Sarkhi, 2010).

$$V_{dv} = 0.351 * \sqrt{g * D} \quad (74)$$

➤ ***Velocidad de deriva en tubería inclinada:***

Para el caso inclinado, Zukoski (1986), Bendiksen (1986), Weber (1986), Hasan y Kabir (1986) y Carew y cols. (1995) estudiaron experimentalmente la velocidad de deriva y encontraron que esta incrementa con el ángulo de inclinación y decreciente a valores muy bajos para flujo vertical, alcanzando el máximo valor en el ángulo intermedio de inclinación alrededor de 40° a 60° con respecto a la horizontal.

Bendiksen realizó un estudio experimental para velocidades de la burbuja elongada en el flujo del líquido a diferentes ángulos de inclinación. Las velocidades medidas fueron trazadas en contra de la velocidad del líquido para cada ángulo de inclinación. Detectando, que las velocidades de deriva fueron encontradas por la extrapolación de la data a velocidades de líquido igual a cero. (Jeyachandra y Al-Sarkhi, 2010).

Entonces, correlacionó la velocidad de deriva para flujos inclinados usando las velocidades de deriva para flujo horizontal y vertical como se muestra a continuación.

$$V_{d\theta} = V_d^h \cos\theta + V_d^v \operatorname{sen}\theta \quad (75)$$

El proceso de correlaciones empíricas en el que esta basado el modelo de Xiao y cols. (1990), muestra que investigaciones detalladas han sido conducidas para determinar el efecto de la tensión superficial, diámetro de tuberías y velocidad de deriva a diferentes ángulos de inclinación. Sin embargo, para el efecto de alta viscosidad sobre la velocidad de deriva, estudios experimentales y teóricos son escasos y conducidos para relativamente diámetro de tuberías pequeños. Es por esto que el modelo de Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010) proponen un estudio para considerar el efecto de la viscosidad.

2.11.2.2 Modelo de Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010):

➤ **Velocidad de deriva en tubería horizontal:**

Ben-Mansour y cols. (2010) explican que la velocidad de deriva en tubería horizontal puede ser correlacionada usando los números de Froude, Viscosidad y Eotvos. (Jeyachandra y Al-Sarkhi, 2010).

Donde dichos números fueron adimensionalizados como se muestran a continuación:

$$F_r = \frac{V_d}{\sqrt{gD}} \quad (76) \quad , E_o = \frac{\sigma}{\rho D^2 g} \quad (77) \quad , N_\mu = \frac{\mu}{\rho D^{3/2} g^{1/2}} \quad (78)$$

El primer grupo adimensional es el número de Froude F_r , el segundo es el número de viscosidad N_μ y el tercero es el número de Eotvos, E_o . Esto fue concluido que la velocidad de deriva en tubería horizontal puede ser modelado usando estos tres grupos adimensionales.

Entonces la correlación de velocidad de deriva en tubería horizontal propuesta por Ben-Mansour y cols. (2010), para diferentes viscosidades, diámetros y tensión superficial es la siguiente:

$$F_r^h = 0.53e^{-13.7N_\mu^{0.46}E_o^{0.1}} \quad (79)$$

➤ **Velocidad de deriva en tubería vertical:**

Joseph (2003) propuso un modelo para la velocidad de subida de las burbujas en flujo vertical tomando en consideración la viscosidad, la tensión superficial y la forma de los efectos que toma el frente de las burbujas que suben por la tubería. (Jeyachandra y Al-Sarkhi, 2010).

Explica que desde sus resultados experimentales, observó que el frente de estas burbujas es casi esférico. Por lo que el efecto de la tensión superficial desaparece y la ecuación se convierte sólo en función de la viscosidad del fluido y el radio de la capa esférica de la burbuja, como se muestra en la ecuación 80:

$$F_r^v = \frac{1}{\sqrt{gD}} \left[-\frac{4}{3} \frac{\mu}{\rho r} + \sqrt{\frac{4}{9} gr + \frac{16}{9} \frac{\mu^2}{(\rho r)^2}} \right] \quad (80)$$

Donde r es el radio de la capa, ρ y μ son la densidad y viscosidad del líquido.

Acota que el radio de las burbujas y la viscosidad del líquido deben ser conocidas para calcular la ecuación anterior. Comprendiendo el radio de burbuja un rango de aproximadamente 0.55 a 0.6 con respecto al radio de la tubería.

Joseph utiliza la data experimental de Weber (1986) y Shosho y Ryan (2001), quienes consideran viscosidades del líquido en el rango de 51 a 800 cP.

➤ **Velocidad de deriva en tubería inclinada:**

La correlación modificada de Bendiksen (1986), presenta el cálculo del número de Froude para todos los ángulos de inclinación de tuberías, que luego será utilizado para determinar la velocidad de deriva. (Jeyachandra y Al-Sarkhi, 2010).

Para esta correlación, usa la componente horizontal y vertical del número de Froude para valores de 0° a 90° , respectivamente, dichos valores cuentan en el efecto de la viscosidad.

$$F_{r\theta} = F_r^h \cos\theta + F_r^v \sen\theta \quad (81)$$

Donde $F_{r\theta}$ es el número de Froude en el ángulo de inclinación, θ es el ángulo de inclinación y las letras h y v son para los casos horizontales y verticales, respectivamente.

CAPÍTULO III

METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

En este capítulo se presenta la metodología que se utilizó para el desarrollo del presente Trabajo Especial de Grado (TEG), referido a los estudios previos realizados en el área, haciendo énfasis en aquellos aspectos relacionados con los modelos de predicción de los patrones de flujo y el gradiente de presión de flujo bifásico con líquidos de alta viscosidad en tubería horizontal, con el fin de alcanzar los objetivos inicialmente planteados.

La ejecución de la investigación correspondiente a este TEG, se llevó a cabo mediante una estrategia metodológica que contempla las siguientes etapas:

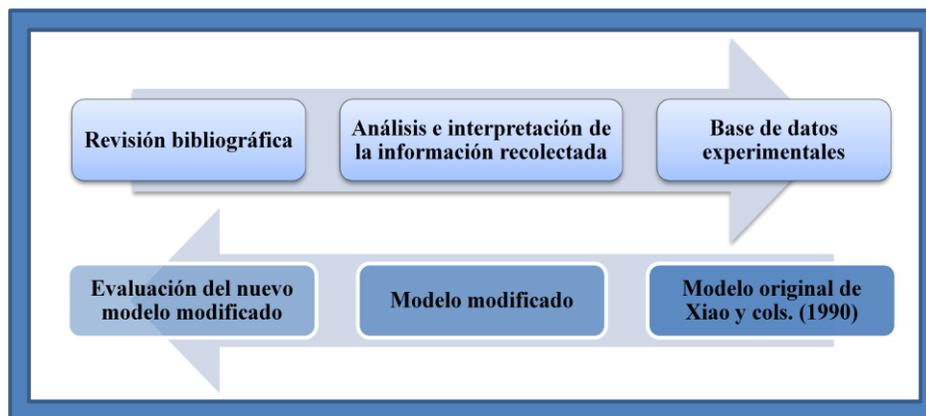


Figura N° 14. Esquema metodológico empleado para el desarrollado de la investigación.

3.1 Revisión bibliográfica

Esta etapa comprendió la búsqueda y exploración de fuentes de información referente a conceptos básicos y avances más recientes en el tema sobre flujo bifásico gas-líquido, patrones de flujo, modelos mecanicistas para tubería horizontal, efectos de los factores de fricción en la predicción del gradiente de presión y efecto de la viscosidad del líquido en dicha predicción.

Para llevar a cabo esta etapa, se consultaron diversas fuentes bibliográficas, revistas científicas, patentes y documentación técnica, que sirvieron de guía y de fundamento teórico para el desarrollo del presente trabajo. Dichos documentos, fueron obtenidos a través de la base de datos de PDVSA, la cual brinda servicios de información como el Centro de Información Técnica (CIT) y Archivos Técnicos de PDVSA-Intevep, así como también documentación referente a los hidrocarburos llamada Red de Información Petrolera y Petroquímica (RIPPET), que permite tener acceso a las publicaciones como Science-Direct y American Chemical Society, entre otras.

3.2 Análisis e Interpretación de la Información Recolectada

Esta etapa contempló el análisis, crítica e interpretación de datos extraídos de obras anteriores en fuentes documentales. Una vez culminado el proceso de recopilación de material documental que permitiera realizar la validación de los objetivos planteados, se procedió a una selección más específica de la información que se basó en los aspectos más relevantes de la investigación.

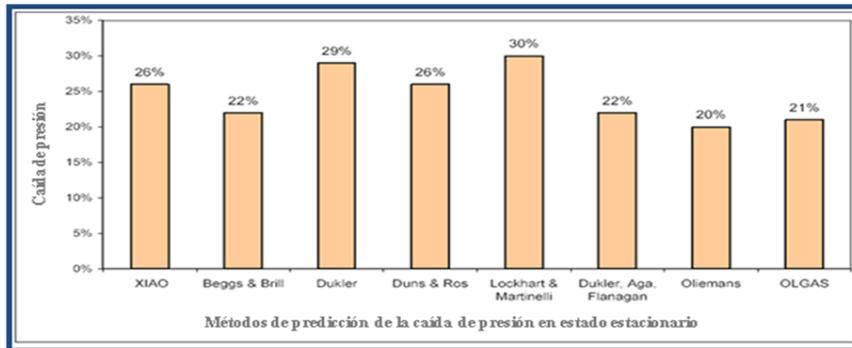
Con base a lo anterior, el análisis de la investigación está referida a determinar el modelo mecanicista más apropiado para predecir el patrón de flujo y el gradiente de presión en tubería horizontal, por lo cual se incorporaron algunas relaciones de clausura para determinar la caída de presión y el desarrollo de un algoritmo para predecir con precisión las transiciones de los patrones de flujo.

A continuación se presentan las técnicas e instrumentos que fueron utilizados para la recolección de datos:

- a. Estudio de los diferentes modelos mecanicistas:** Se enfocó en seleccionar artículos que evaluaran el comportamiento de diferentes modelos mecanicistas para predecir los patrones de flujo y caídas de presión en tubería horizontal, con una misma base de datos y especialmente con líquidos de alta viscosidad, los cuales proporcionaron información de las estimaciones del error asociado al valor del gradiente de presión predicho contra el medido experimentalmente.

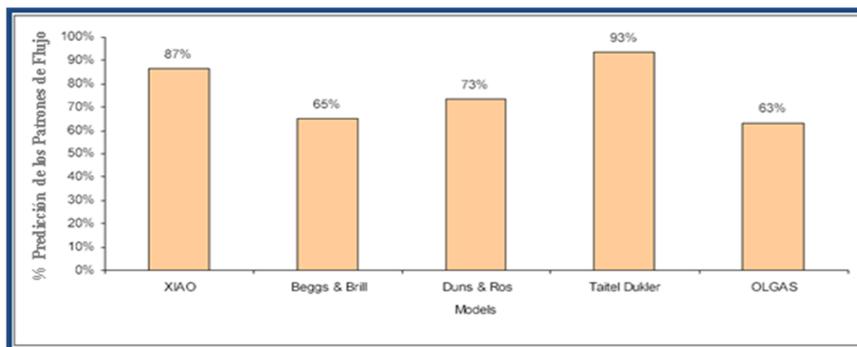
b. Selección del modelo mecanicista a modificar: El modelo mecanicista seleccionado y al cual se le realizaron algunas modificaciones para mejorarlo fue el de Xiao y cols. (1990), ya que de acuerdo a Nieto (2010) se determinó que es el modelo que demuestra tener la menor desviación en cuanto a la predicción de patrones de flujo y el gradiente de presión para tubería horizontal contra una base de datos de alta viscosidad de crudos pesados, y comparado con otros modelos, es el que arroja resultados razonables y confianza en su método siendo un modelo consistente para todos los casos aplicados.

A continuación se muestra la evaluación estadística que presentó el modelo de Xiao y cols. comparado con diferentes modelos mecanicistas, obtenido por los estudios realizados por Ruiz y cols. (2010):



Fuente: Ruiz, R. y cols. (2010, pág.14)

Figura N° 15. Predicción de los patrones de flujo.



Fuente: Ruiz, R. y cols. (2010, pág.14)

Figura N° 16. Error absoluto modelo gradiente de presión.

c. Revisión de la predicción de la transición de los patrones de flujo estratificado – no estratificado (IKH/VKH) y la predicción de transición de flujo anular-intermitente (Taitel y Dukler):

En cuanto a la transición de patrones de flujo estratificado - no estratificado, Nieto (2010) identificó que existe cierta desviación cuando es aplicado para toda la base de datos, en su efecto demostró que sólo un 12% de los datos experimentales concuerdan con la predicción del modelo de Xiao y cols. (1990). Por lo que esta investigación se enfocó en incorporar las correlaciones empíricas propuestas por Barnea y Taitel (1993), los cuales considera los esfuerzos de cortes para incluir el término de viscosidad (VKH) en este estudio y así generar una mejor predicción en la transición estratificado-no estratificado.

También, Nieto (2010) identificó que el modelo predicho de Xiao y cols. (1990) para la transición de flujo anular – intermitente arrojó un 92% de predicción al ser comparado con los datos experimentales. Dicho porcentaje se estimó que mejorara al corregir en esta transición el nivel de líquido a $h_l/D= 0.5$, factor propuesto por Taitel y Dukler (1976).

d. Selección e implementación de las relaciones de clausura a emplear para los factores de fricción y la velocidad de deriva en la estimación de la caída de presión

De acuerdo a la predicción de la caída de presión para cada patrón de flujo, se mostró en investigaciones anteriores (Nieto 2010), que los patrones de flujo que produjeron mayor margen de error fueron el flujo estratificado y el flujo tapón. Por tal razón, esta investigación se enfocará en reducir la desviación que producen los factores que influye en determinados flujos como el factor de fricción interfacial y la velocidad de deriva.

En el factor de fricción interfacial, Nieto (2010) evaluó contra una base de datos general con fluidos líquidos de viscosidad comprendida

entre 10 y 1200[cP] y determinó que la correlación con mejor desempeño fue la correlación de Miya (1971) con un error absoluto promedio de 31,27% y contra una base de datos con viscosidad de líquidos comprendida entre 200 y 1200[cP], la correlación de Eck (1973) fue la mejor correlación para predecir el gradiente de presión en líquido de alta viscosidad con un error absoluto promedio de 17,41%. Sin embargo, a pesar de que estas correlaciones predicen mejor el factor de fricción interfacial, en esta investigación se pretendió evaluar la correlación empírica propuesta por Wallis (1969), la cual presenta un método de cálculo más simplificado en comparación a la de Eck (son no lineales) y de acuerdo a Ottens y cols. (2001), es la correlación que mejor predice el factor de fricción interfacial cuando es comparada con las correlaciones anteriores para una base de datos experimental de baja viscosidad del líquido, objetivo que se pretendió alcanzar cuando es aplicada a una data experimental pero con líquidos de alta viscosidad. Entonces, se seleccionó el factor de fricción interfacial gas-líquido con mejor desempeño para estimar el gradiente de presión en flujo estratificado usando las relaciones de clausura de Miya, Eck y Wallis. (Nieto , 2010).

Para la velocidad de deriva, investigadores describen que esta se encuentra presente en el flujo tapón y ha generado algunas desviaciones cuando es afectada por aceites de alta viscosidad. Explican que es una velocidad muy compleja en el comportamiento del flujo, ya que es una variable que se encuentra implícita en la velocidad de traslación, dicha velocidad es la dominante en el flujo tapón. Por ello, se incorporó un modelo actual (Modelo de Jeyachandra y Al-Sarkhi, 2010) propuesto para la velocidad de deriva que puede ser fácilmente implementado dentro de las relaciones de clausura de la velocidad de traslación para así mejorar la predicción de los modelos mecanicistas de flujos de dos fases tomando en cuenta el efecto de la viscosidad. Este nuevo modelo luego fue

comparado con el modelo establecido por Xiao y cols. (1990), para seleccionar el modelo que mejor prediga el patrón de flujo tapón.

3.3 Base de datos experimentales

En esta etapa se presenta en resumen las condiciones de operación, propiedades del fluido y diámetro de tubería; bajo la cual fue evaluada la precisión en la predicción de los patrones de flujo y el gradiente de presión en tubería horizontal del modelo mecanicista modificado, comparando así las predicciones de este modelo con el modelo de Xiao y cols. (1990) en función de la base de datos aquí utilizada.

Se contó con una base de datos experimental en Microsoft Excel de 372 puntos de flujo bifásico de gas y de líquido en tubería horizontal, provenientes de las bases de datos de flujo bifásico gas-crudo y aire-aceite de PDVSA-Intevep y de datos obtenidos por la Universidad de Stanford. Esta data experimental consta de 36 puntos pertenecientes al patrón de flujo anular, 219 puntos de flujo intermitente, 99 flujo estratificado y 18 puntos que pertenecen a transiciones como intermitente-anular, estratificado ondulado-anular y tapón y estratificado liso-estratificado ondulado. Los patrones de flujo estratificado liso y ondulado se consideran iguales y el patrón de flujo burbuja dispersa no fue tomado en cuenta para esta investigación.

A continuación se presenta un resumen de la base de datos experimental para flujo gas-líquido de la Universidad de Stanford, esta contiene una recopilación de datos de la Universidad de Calgary y diferentes compañías, las cuales consideran líquidos con viscosidades comprendidas entre 22 y 80 cP y con dos tipos de fluidos gaseosos: aire y gas natural.

Tabla N° 1. Base de datos experimental de la Universidad de Stanford.

Fuente: Base de datos de flujo multifásico de la Universidad de Stanford (SMFD)

Ident.Liq	Líquido	N° datos	Patrón flujo	μL [mPa.s]	Vsl [m/s]	Vsg [m/s]	D [m]	DP [Pa/m]
Alves(1954)	Aire-aceite	22	AN SL SW	80	0,02-1,78	0,12-13,16	$2,66 * 10^{-2}$	3118,916
Compañía SU 187	Aire-agua Aire-aceite	93	AN SL	48	0,02-3,40	0,10-24,05	$3,81 * 10^{-2}$	1700,179
Compañía SU	Aire-HL Aire-agua Aire-aceite	93	AN SL SS SW	22	0,03-7,10	0,4-47,75	$9,09 * 10^{-2}$	1608,758

De la misma manera, se presenta un resumen de las condiciones operacionales de los fluidos bifásico adquirido de PDVSA-Intevep, el cual está conformado por aire y aceites lubricantes, y gas-hidrocarburo líquido (HL) con viscosidad de líquido comprendidas desde 10 a 1200[cP].

Tabla N° 2. Base de datos experimental de PDVSA-Intevep.

Fuente: Banco de datos de Intevep

dent. Liq	Líquido	N° datos	Patrón de flujo	μL [mPa.s]	Vsl [m/s]	Vsg [m/s]	D [m]	DP [Pa/m]
Bis_hor_		15	SL	98-121	0,17-0,57	0,5-1,94	$2.54 \cdot 10^{-2}$	2607,78
Mayela	Aire-aceite	38	SW	75	0,02-0,14	0,7-11,89	$5.08 \cdot 10^{-2}$	230,486
Mayela	Aire-aceite	24	SW	200	0,02-0,19	0,6-7,8	$5.08 \cdot 10^{-2}$	334,389
(P-150)	Aire-aceite	46	AN SL SS SW SL-AN	200-500	0,10-2,32	0,02-19,35	$5.08 \cdot 10^{-2}$	4838,429
(P-320)	Aire-aceite	47	AN SL SW SL-AN SW-AN AN SW-SL	800-1200	0,01-0,80	0,23-24,4	$5.08 \cdot 10^{-2}$	4568,669
Batch1: Tía Juana liviano	Gas-HL	15	SL	10	0,6-2,39	0,7-11,6	$7.79 \cdot 10^{-2}$	1710,303
Batch2: Tía Juana mediano	Gas-HL	20	SL	30	0,6-2,29	0,6-10,4	$7.79 \cdot 10^{-2}$	1841,554
Batch3: CPG	Gas-HL	20	SL	100	0,6-2,30	0,25-6,10	$7.79 \cdot 10^{-2}$	2032,27
Batch4: Urdaneta	Gas-HL	25	SL	220	0,5-2,30	0,30-12,5	$7.79 \cdot 10^{-2}$	2325,368
Batch5: Lagunillas Heavy	Gas-HL	24	SL	350	0,5-2,29	0,5-11,98	$7.79 \cdot 10^{-2}$	2458,458
Batch6: Bachaquero	Gas-HL	5	SL	400	0,6-1,9	0,3-3,9	$7.79 \cdot 10^{-2}$	2390,185

El significado de las columnas está explicado en las mismas excepto que: “N° datos”, es el numero de experimentos, HL, es hidrocarburo líquido y el “patrón de flujo” está representado por AN, SL, SS, y SW que significa flujo anular, intermitente, estratificado liso y estratificado ondulado, respectivamente.

3.4 Estructura general del programa original de Xiao y cols. (1990)

Para esta investigación utilizaremos como herramienta principal el lenguaje de programación Visual fortran, el cual está codificado bajo el modelo mecanicista universal para flujo bifásico en tubería horizontal e inclinada de Xiao y cols. (1990). Este programa tiene como función determinar los patrones de flujo de dos fases y calcular el nivel del líquido (El) y gradiente de presión en la tubería usando la aproximación de dicho modelo mecanicista.

Su procedimiento de cálculo en el programa, consiste en determinar primero el régimen de flujo, y una vez determinado este, se muestran los métodos para el cálculo de la fracción de líquido y la caída de presión para el patrón de flujo existente en la tubería, tales como; estratificado, intermitente y anular.

Para facilitar el entendimiento de la secuencia de operaciones que se ejecutan en determinado orden en el programa, este algoritmo de cálculo necesita como valores de entrada los datos experimentales anteriormente mencionados.

A continuación en la figura N°17 se muestra de manera gráfica este proceso:

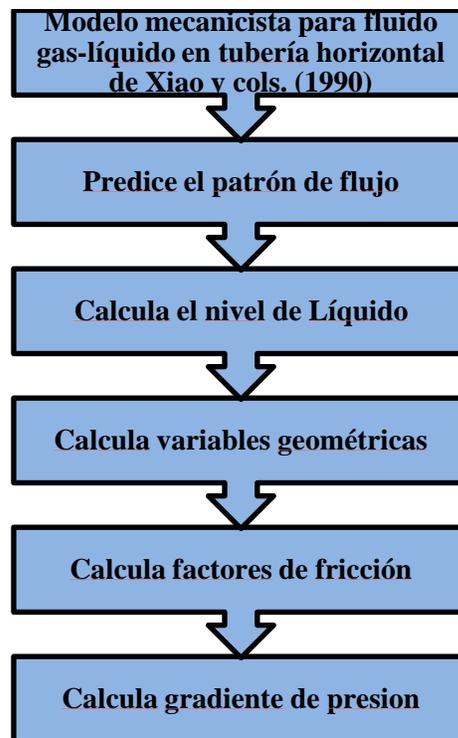


Figura N° 17. Diagrama de estructura del proceso en el programa.

El procedimiento de cálculo de acuerdo a lo planteado en el diagrama anterior, se describe en el apéndice H.

3.5 Modelo Modificado

De acuerdo a esta investigación, se implementó en el programa original de Xiao y cols. (1990) una serie de modificaciones basadas en algunos autores que estudiaron el fluido bifásico en tuberías horizontales. Esto con el fin de mejorar el modelo mecanicista empleado por Xiao y cols. (1990) para una base de datos general y con alta viscosidad de líquido.

Luego, una vez implementadas dichas modificaciones contra la base de datos experimental, se procedió a comparar el modelo modificado con el modelo de Xiao y cols. (1990) para la predicción de los patrones de flujo y el gradiente de presión.

Con respecto a las modificaciones que se realizaron sobre el programa original se muestran a continuación:

3.5.1 Predicción del patrón de flujo

3.5.1.1 Transición estratificado-no estratificado:

Se implementó un algoritmo para la predicción de la transición de flujo estratificado-no estratificado con el criterio VKH.

El algoritmo utilizado fue basado en el análisis de estabilidad propuesto por Barnea y Taitel (1994) para fluidos viscosos, dicho análisis fue codificado e implementado en el programa de Xiao y cols. (1990).

Primeramente, para poder explicar el método de cálculo a emplear para el algoritmo propuesto, es importante referenciar que este tipo de análisis de estabilidad ha sido frecuentemente utilizado para determinar si el flujo estratificado liso es o no estable y que la inestabilidad es debida a la interacción de dos capas de líquidos de diferentes densidades ρ y ρ' que fluyen con un promedio de velocidades por un conducto horizontal, según Barnea (1991).

En el criterio de Kelvin Helmholtz, existen dos tipos de análisis: El análisis viscoso (VKH), el cual considera el modelo de dos fluidos y toma en cuenta los

esfuerzos de corte y es asociado a la formación de ondas de gran amplitud en la interfaz que pueden bloquear el tubo de sección transversal cuando el nivel del líquido en el equilibrio es suficientemente alto. Y el análisis IKH que no toma en cuenta el efecto de la viscosidad.

El análisis de estabilidad de flujo estratificado realizado con las ecuaciones del modelo de dos fluidos planteado por Barnea y Taitel. (1994). determinó la siguiente ecuación:

$$K_v = \sqrt{1 - \frac{(C_v - C_{IV})^2}{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho} g \cos\theta \frac{A}{dh_l}}} \quad (200)$$

La ecuación 200 y los pasos que comprendieron la misma para su determinación, fueron ejecutados en el código del programa de Xiao y cols. (1990). Esta codificación fue implementada en una subrutina del programa llamada HBVEL, la cual determina las velocidades de los fluidos en el límite de transición de los patrones de flujo para flujos bifásicos en tuberías horizontales e inclinadas.

Esta modificación se muestra en el apéndice C, en la cual se desarrolla el procedimiento de cálculo para obtener el factor Kv propuesto por Barnea y Taitel. (1994).

La codificación mostrada en el apéndice C, comprende la aplicación de algunas derivadas parciales evaluadas numéricamente para cumplir con las ecuaciones planteadas por el modelo de Barnea (1991), entre ellas están:

$$\left(\frac{\partial F}{\partial v_{ls}}\right)_{v_{gs}, R_l}, \left(\frac{\partial F}{\partial v_{gs}}\right)_{v_{ls}, R_l}, \left(\frac{\partial F}{\partial R_l}\right)_{v_{ls}, v_{gs}}$$

La explicación sobre derivación numérica se puede encontrar en el apéndice B.

Igualmente, se realizó e implementó un algoritmo para aplicar el criterio de Kelvin Helmholtz No Viscoso (IKH), sin embargo el proceso de cálculo fue relativamente fácil porque el factor K es igual a 1. Esto con el fin de poder realizar una mejor comparación entre ambos criterios.

Se presenta nuevamente, la ecuación del análisis de estabilidad de flujo estratificado, la cual comprende diferentes valores para el factor K dependiendo del modelo que se evalúe:

$$V_g - V_l < K \sqrt{\left(\rho_l R_g + \rho_g R_l\right) \frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_l \rho_g} g \cos\theta \frac{A}{\frac{dA_l}{dh_l}}} \quad (201)$$

✓ Taitel y Dukler: $K = \left(1 - \frac{hl}{D}\right)$, modelo utilizado en el programa original de Xiao y cols. (1990).

✓ Kelvin Helmholtz No Viscoso (IKH): $K = 1$, una simple sustitución.

✓ Kelvin Helmholtz Viscoso (VKH): $K_v = \sqrt{1 - \frac{(C_v - C_{IV})^2}{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho} g \cos\theta \frac{A}{\frac{dA_l}{dh_l}}}}$,

proveniente del algoritmo basado en el modelo de Barnea (1993).

3.5.1.2 Transición anular-tapón:

En este tipo de transición se implementó el nivel del líquido ($hl/D=0.5$) propuesto por Taitel y Dukler (1976), en el que originalmente era utilizado el criterio de Barnea y cols (1982) con un $HL/D=0.35$.

De acuerdo a la teoría, según el criterio original de Taitel y Dukler (1976), si se satisface la condición para el crecimiento de la onda en el patrón estratificado, se pueden iniciar otros patrones de flujo por los mecanismos siguientes:

A bajas tasas de flujo de líquido y alto flujo de gas, el nivel de líquido es bajo y el valor de hl/D es menor que 0,5 la onda toca primero el fondo de la tubería, conduciendo a la formación del patrón anular. A bajas tasas de flujo de gas y alto flujo de líquido, el nivel de líquido en la tubería es alto y su valor correspondiente es mayor de 0,5 donde la onda sinusoidal crece sobre la interface toca la pared superior del tubo antes que el fondo, originando un patrón de flujo intermitente. Por lo tanto,

sugieren que esta transición depende únicamente del nivel de líquido en la tubería, intuitivamente un valor de $h_l/D = 0,5$ indica la frontera entre los patrones intermitente y anular, para este caso la cresta de la onda alcanza el tope de la pared de la tubería al mismo tiempo que el canal de la onda alcanza el fondo de la tubería.

Entonces, el límite de transición intermitente-anular propuesto para la modificación que se realizó en el programa original de Xiao y cols. (1990) se observa en el apéndice D. Esta modificación fue sustituida en la subrutina llamada HNHFPDT, quien se encarga de predecir los patrones de flujo para flujos bifásicos en tuberías horizontales e inclinadas.

3.5.2 ***Predicción del gradiente de presión***

3.5.2.1 *Efecto del factor de fricción interfacial:*

En el programa original de Xiao y cols. (1990), se implementaron las relaciones de clausura para los factores de fricción gas-pared, líquido-pared y gas-líquido en la estimación de la caída de presión.

Esta sección se basó en los resultados obtenidos por Nieto (2010), quien en su trabajo de investigación evaluó el efecto del factor de fricción sobre la precisión de la caída de presión para flujo gas-líquido a partir de los parámetros estadísticos E1 (Error porcentual promedio) y E2 (Error porcentual absoluto promedio). Ver apéndice E.

De acuerdo al trabajo realizado por Nieto (2010), se seleccionaron las correlaciones empíricas que arrojaron mejores resultados en los diferentes patrones de flujo para ser aplicadas en el presente trabajo, como:

Tabla N° 3. Correlación del factor de fricción Líquido-Pared.

Referencias	Condición	Ecuación	Nomenclatura
Spedding y Hand (1997)	Laminar Rel < 2100	$f_L = 24 / \text{Re}_L$	$\text{Re}_{sL} = \frac{\rho_l V_{sL} D}{\mu_l}$
	Turbulento Rel \geq 2100	$f_L = 0,0262 (E_L \cdot \text{Re}_{sL})^{-0,139}$	Re _{sL} =velocidad superficial líquido E _L = Nivel volumétrico del líquido

Tabla N° 4. Correlación del factor de fricción Gas-Pared.

Referencias	Condición	Ecuación	Nomenclatura
Eck (1973) gas-pared	Re _G > 2100 Re _G < 10 ⁸	$f_G = \frac{0.07725}{\left[\log_{10} \left(\frac{\text{Re}_G}{7} \right) \right]^2}$	$\text{Re}_G = \frac{\rho_g V_g D_g}{\mu_g}$ $D_G = \frac{4A_g}{S_g + S_i}$

Tabla N° 5. Correlación del factor de fricción interfacial gas-líquido.

Referencias	Ecuación	Nomenclatura
Eck(1973) gas-líquido	$f_i = \frac{0.0625}{\left[\log_{10} \left(\frac{15}{\text{Re}_G} + \frac{k}{3.715 D} \right) \right]^2}$	Donde la rugosidad superficial es $k \approx 2.3 \tilde{h}$ $\tilde{h} = \frac{D \cdot E}{4\phi}$ $\phi = 0.52 \cdot E^{0.374} + 0.26 \cdot Fr^{0.58}$ $Fr = \frac{\rho_l U_{sl}^2}{(\rho_l - \rho_g) g \cdot D}$ E _L = Nivel volumétrico del líquido Fr = Número de Froude Φ =fracción de perímetro mojado.
Miya y cols. (1971)	$f_i = 0.008 + 2 \times 10^{-5} \text{Re}_L$	$\text{Re}_L = \frac{\rho_l U_l D_l}{\mu_l}$
Wallis (1969)	$f_i = 0.005 + (1 + 75 \varepsilon_L)$	$\varepsilon_l =$ Nivel volumétrico del líquido

Las primeras dos correlaciones empíricas que son utilizadas para el factor de fricción líquido-pared (Spedding y Hand, 1997) y gas-pared (Eck 1973), son aplicadas independientemente del patrón de flujo existente.(Nieto, 2010).

Y las correlaciones que fueron alternadas son los factores de fricción interfacial. Por lo que el punto a tratar, fue seleccionar la correlación del factor de fricción interfacial que en conjunto con los factores de gas-pared y líquido-pared arrojará mejores resultados para cada uno de los patrones de flujo.

Entonces, una vez planteados los factores de fricción a utilizar se muestra su respectiva codificación en el programa a través del apéndice. Pero antes señalando que sólo se mostrará el procedimiento de cálculo de uno de los régimen de flujo (Flujo estratificado-Subrutina GEOMST), ya que comprende el mismo proceso para los demás como flujo intermitente (Subrutina GEOMIT) y flujo anular (Subrutina GEOMAN). Estas subrutinas se encargan de pasar el valor obtenido por los esfuerzos de corte (TAUL, TAUG Y TAUI), necesarios para la determinación del gradiente de presión en cada patrón de flujo.

Cabe destacar, que en el código del apéndice, se evaluó primeramente la llamada al factor de fricción interfacial de Eck (1973), por lo que las demás llamadas están seguidas de una letra C que las convierte en comentarios. Por lo tanto, se hizo la primera corrida del programa con el factor de Eck (1973), luego Miya (1971) y por último Wallis (1969). Esto aplica para el resto de las subrutinas de interés como GEOMIT Y GEOMAN en el programa.

Igualmente, para la codificación de los factores de fricción se utilizó de un programa separado para calcular las correlaciones empíricas por medio de las subrutinas, las cuales son referidas desde las llamadas de los diferentes factores de fricción. Esto se muestra en el apéndice F.

3.5.2.2 Efecto de la viscosidad sobre la velocidad de deriva

Para la estimación de la caída de presión con fluidos de alta viscosidad, se implementó la relación de clausura de velocidad de deriva.

Haciendo referencia al concepto de velocidad de deriva (V_d) y el modelo que la misma comprende, se implementó la correlación modificada de Bendiksen (1986) por la que originalmente utiliza el programa original, Bendiksen (1984). Esto con el objeto de incorporar el efecto de la viscosidad para observar la relación que tiene con la velocidad de deriva, según Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010).

Investigadores como Gokcal y cols. (2008), describen que la velocidad de deriva se encuentra presente en el flujo tapón y ha generado algunas desviaciones cuando es afectada por aceites de alta viscosidad. Explican que es una velocidad muy compleja en el comportamiento del flujo, ya que es una variable que se encuentra implícita en la velocidad de traslación (V_T), dicha velocidad es la dominante en el flujo tapón.

Entonces, de acuerdo al procedimiento de cálculo que la variable de velocidad de deriva comprende, se exponen a través de la tabla N°6 las modificaciones que se realizaron en la correlación original de Bendiksen (1984) según Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010).

Tabla N° 6. Modelos comparativos para el cálculo de la velocidad de deriva (V_d).

Modelo original de Xiao y cols. (1990): Correlación Bendiksen (1984)	Modelo de Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010) Correlación Bendiksen Modificado (1986)
$V_t = C_s V_s + V_d$	$F_r = F_r^h \cos \theta + F_r^v \operatorname{sen} \theta$
$V_d = V_d^h \cos \theta + V_d^v \operatorname{sen} \theta \quad \text{(Bendiksen)}$	$F_r^h = 0.53 e^{-13.7 N_\mu^{0.46} E_o^{0.1}} \quad \text{(Ben-Mansour)}$
$V_d^h = 0.542 \sqrt{gD} \quad \text{(Benjamin)}$	<p style="text-align: center;">(Zukoski)</p>
$V_d^v = 0.351 \sqrt{gD} \quad \text{(Nicklin)}$	$N_\mu = \frac{\mu}{\rho D^{3/2} g^{1/2}} \quad E_o = \frac{\sigma}{\rho D^2 g}$
	<p style="text-align: center;">(Joseph)</p>
	$F_r^v = \frac{1}{\sqrt{gD}} \left[-\frac{4}{3} \frac{\mu}{\rho r} + \sqrt{\frac{4}{9} gr + \frac{16}{9} \frac{\mu^2}{(\rho r)^2}} \right]$
	$F_r = \frac{V_d}{\sqrt{gD}}$

Ahora, una vez mostrado el modelo de Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010) para el cálculo de la velocidad de deriva, este algoritmo es implementado en la subrutina llamada ITMODEL del programa original de Xiao y cols. (1990), la cual se encarga de determinar el nivel del líquido y el gradiente de presión para flujo intermitente, Ver apéndice G.

3.5.3 Esquema general de las modificaciones a implementar en el modelo original de Xiao y cols. (1990):

Se propuso un esquema general para tener una mejor visualización de los pasos que se harán sobre el programa original.

Entonces a continuación se muestra el diagrama de estructura del proceso y brevemente su explicación:

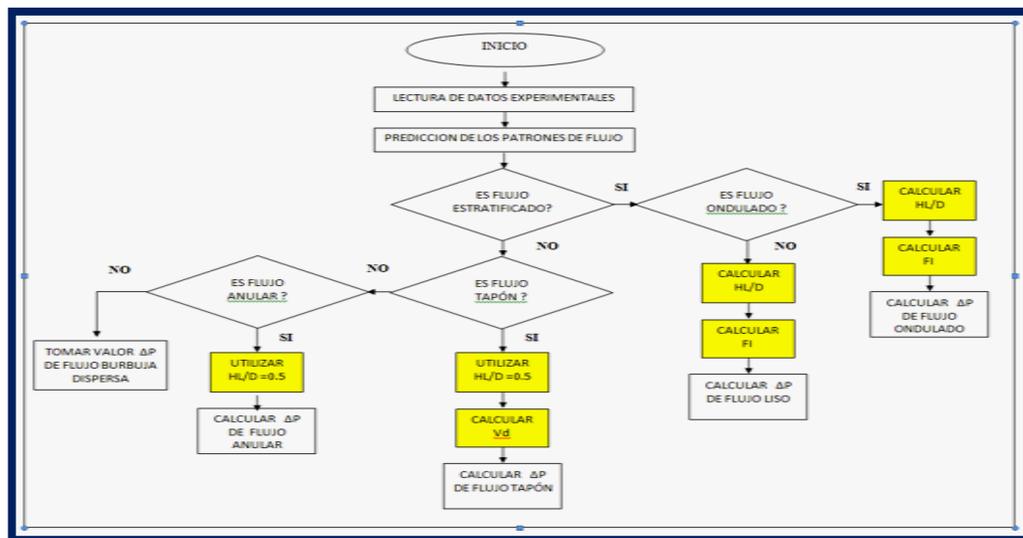


Figura N° 18. Diagrama de estructura del proceso.

El algoritmo se inicia con la entrada de la base de datos experimental, luego con la evaluación del patrón de flujo: si el patrón de flujo es estratificado (estable) o no estratificado (inestable). Si es estable, de acuerdo al comportamiento de la interfaz el patrón de flujo estratificado se subdivide en dos patrones de flujo: estratificado ondulado o estratificado liso. En caso de ser estratificado ondulado, la teoría predice que existe una perturbación infinitesimal sobre la superficie y conduce a una interfase

estable con una estructura ondulada. Si no es estratificado ondulado entonces es estratificado liso, flujo que es caracterizado por la separación de las fases gas-líquido y el cual su proceso de cálculo para la caída de presión es el mismo que el patrón de flujo anterior.

Luego para la evaluación de la transición estratificado-no estratificado, se incorpora el efecto de la viscosidad del líquido usando el criterio de inestabilidad de Kelvin Helmholtz (VKH), ya que Nieto (2010) determinó una baja precisión para la predicción de estos patrones de flujo.

Si el flujo no es estable, ocurre un cambio de flujo no estratificado en cuyo caso se debe determinar el patrón de flujo resultante ya sea flujo tapón o anular. Se evalúa primero si el patrón es tapón, en caso de que así sea, se aplica el proceso de cálculo en función a la variable de velocidad de deriva para poder determinar la caída de presión. A no ser flujo tapón, entonces se evalúa si es flujo anular, y se determina la caída de presión a través del modelo de Xiao y cols. Si no es flujo tapón ni flujo anular, entonces es flujo burbuja dispersa, y se muestra el resultado para la caída de presión de este tipo de flujo, ya que este resultado es obtenido directamente por el modelo de Xiao y cols. que demostró en investigaciones anteriores (Nieto 2010), una mínima desviación en su predicción.

Después se evalúa la transición intermitente-anular a través de la modificación propuesta por Taitel y Dukler (1976) para el nivel del líquido con $h_l/D=0.5$, variable importante para determinar los demás factores que conforman el proceso de cálculo.

Para todos los patrones de flujo se utilizan los diferentes factores de fricción interfacial que utilizó Nieto (2010) en sus investigaciones como: Miya (1971), Eck (1973) y Wallis (1969), con la finalidad de evaluar el impacto que genera el uso de estas correlaciones en la determinación de la caída de presión.

En función del algoritmo planteado, se procede al cálculo y programación de forma ordenada de las modificaciones correspondientes a cada etapa de estudio. Donde las codificaciones que comprende cada modificación ya fueron explicadas anteriormente.

En cuanto a los lenguajes de programación utilizados, primero se ejecutó el programa Visual Fortran para cada modificación y se procedió a exportar como su producto el archivo *dll* (dynamic link library) hacia la herramienta computacional Microsoft Office Excel, dicha herramienta consta de un editor de Macros llamado Visual Basic el cual contiene como dirección fundamental el enlace *dll*, que es un archivo con código ejecutable que se cargan bajo demanda de un programa por parte del sistema operativo. Luego esta extensión *dll* se ejecuta en la macro para obtener las variables deseadas, que en este caso son los patrones de flujo producto de la reproducción de cada uno de los puntos de la base de datos.

Obtenidos los 372 patrones de flujo predichos a través de las diferentes modificaciones realizadas, estos se clasificaron de acuerdo al tipo de régimen de flujo entre estratificados (SS Y SW), intermitentes (SL) y anular (AN) para luego ser graficados en un mapa de transición de patrones de flujo.

El mapa de transición de patrones de flujo utilizado fue tomado del programa creado por Pesquera (2009), el cual está editado bajo el lenguaje de programación Basic en Visual Basic de Windows y su finalidad es reproducir las curvas de transición estratificado – no estratificado según el modelo o los modelos seleccionados por el usuario, ya sea Taitel y Dukler, Kelvin Helmholtz Viscoso (VKH) y Kelvin Helmholtz No Viscoso (IKH) y las curvas de transición intermitente-anular. Este mapa está representado por las coordenadas de la velocidad superficial del líquido (VSL) y la velocidad superficial del gas (VSG), dichas variables son necesarias para poder exponer en los mapas los diferentes patrones de flujo ya sean experimentales o los predichos por los modelos en conjunto con las curvas de transición.

La base de datos utilizada, está contenida en el libro de Excel y compuesta por las propiedades de los diferentes fluidos (Viscosidad del gas y del líquido, densidad del gas y del líquido, velocidades superficiales, etc), diámetro y rugosidad de la tubería que propusieron varios autores como set de puntos para el estudio de fluidos bifásicos.

3.6 Elaboración y ajuste del nuevo modelo modificado

El ajuste del nuevo modelo, constó de la incorporación en el programa original de aquellas modificaciones que arrojaron mejores resultados en cuanto a la predicción de los patrones de flujo y el gradiente de presión en comparación con las que comprende el modelo de Xiao y cols. (1990).

Este nuevo modelo modificado tiene como objetivo disminuir el porcentaje de desviación que arroja el modelo original, el cual comprende un 31,55% de error absoluto en la predicción del gradiente de presión, según Nieto (2010).

CAPÍTULO IV

DISCUSIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

En este capítulo se analizarán los resultados obtenidos a partir de la metodología explicada en el capítulo anterior. Inicialmente se presentará el desarrollo de un algoritmo aplicado al criterio de Kelvin Helmholtz Viscoso (VKH), luego la incorporación del criterio de Taitel y Dukler para la predicción de transición del patrón de flujo anular-intermitente e igualmente para las relaciones de clausura de velocidad de deriva y factores de fricción en la caída de presión. Por último, se presenta el nuevo modelo modificado constituido por aquellas modificaciones que arrojaron mejores resultados en el modelo de Xiao y cols..

Como herramienta principal se utilizará el programa original de Xiao y cols. (1990), el cual fue codificado en el lenguaje de programación Visual Fortran versión 6.0 bajo el proyecto para flujos de fluidos de la Universidad de Tulsa.

El objetivo de los análisis de resultados para esta investigación, es con el fin de mejorar el modelo mecanicista empleado por Xiao y cols. (1990) para una base de datos de alta viscosidad de líquido. Esto se hará a partir de las evaluaciones posteriores donde se procederá a comparar el modelo modificado con el modelo de Xiao y cols. para la predicción de los patrones de flujo y el gradiente de presión.

4.1 Evaluaciones para la predicción del patrón de flujo:

4.1.1 *Transición estratificado-no estratificado:*

Para este tipo de evaluación se calculó la transición de flujo estratificado-no estratificado a partir de los criterios de inestabilidad de Kelvin Helmholtz para líquidos viscosos (VKH) y no viscoso (IKH) y el modelo de Taitel y Dukler. Luego se agruparon los resultados en tres partes de acuerdo al rango de viscosidad del líquido que comprende cada modelo, estimando a los líquidos de alta viscosidad para

los modelos VKH=IKH, los de baja viscosidad para IKH y los de mediana viscosidad en el modelo aplicado por Taitel y Dukler (1976).

Con el fin de comparar si los modelos antes mencionados en la transición estratificado- no estratificado fueron bien programados, antes de evaluar la base de datos experimental se procedió al uso de dos tipos de set artificial, los cuales fueron creados cada uno con un total de 159 puntos, uno con viscosidad de 100 cP y otro con 400 cP, manteniendo ambos el mismo diámetro y propiedades del fluido.

Estos dos tipos de set fueron ejecutados con los tres modelos para obtener los patrones de flujo predichos que luego fueron verificados con el mapa de transición programado por Pesquera (2009).

A continuación se muestra la comprobación de los resultados obtenidos por los tres programas Taitel y Dukler, IKH y VKH usando los dos tipos de sets creados y los mapas de transición de Pesquera (2009):

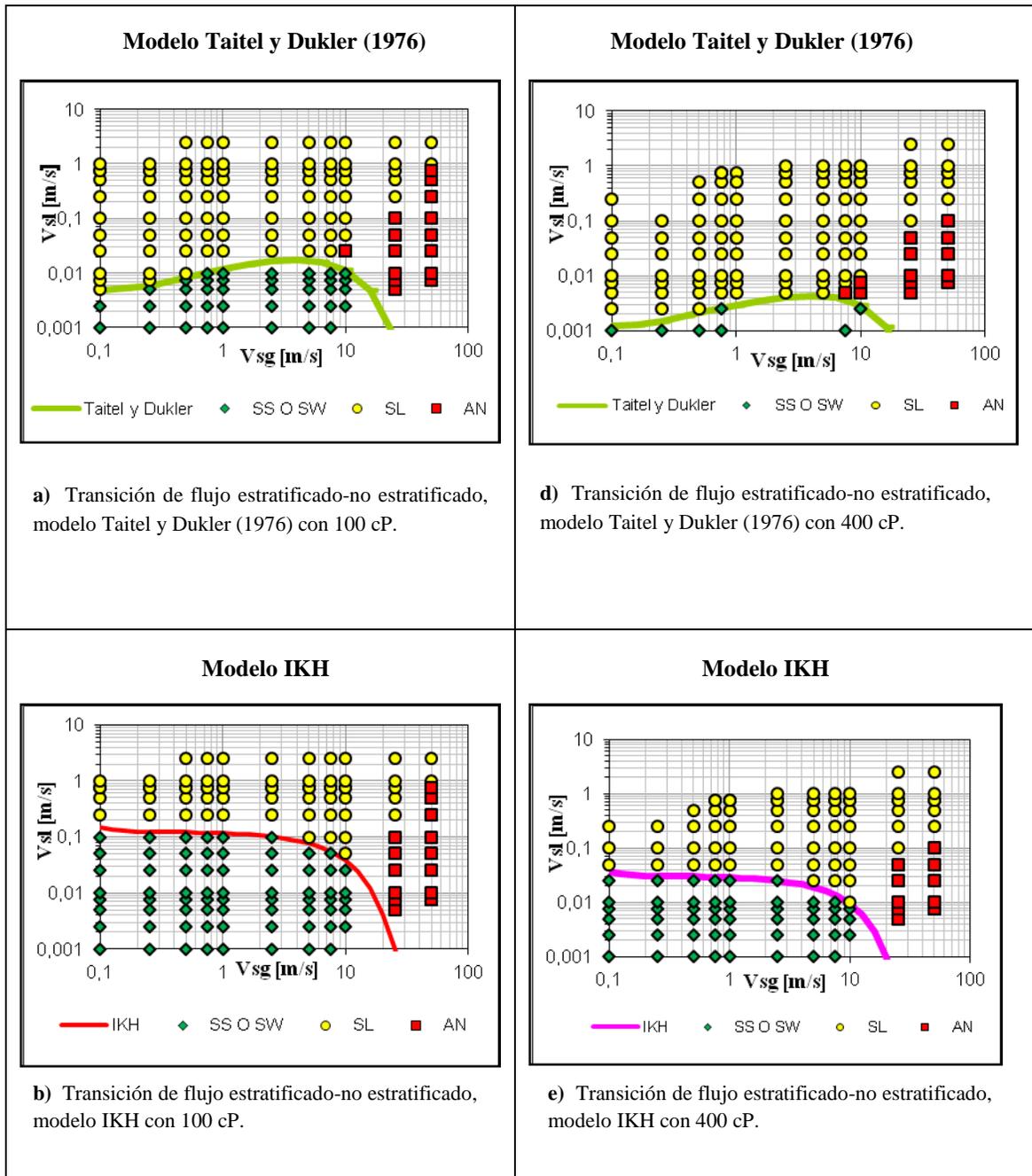


Figura N° 19. Mapas de comprobación para los modelos Taitel y Dukler (1976) e IKH.

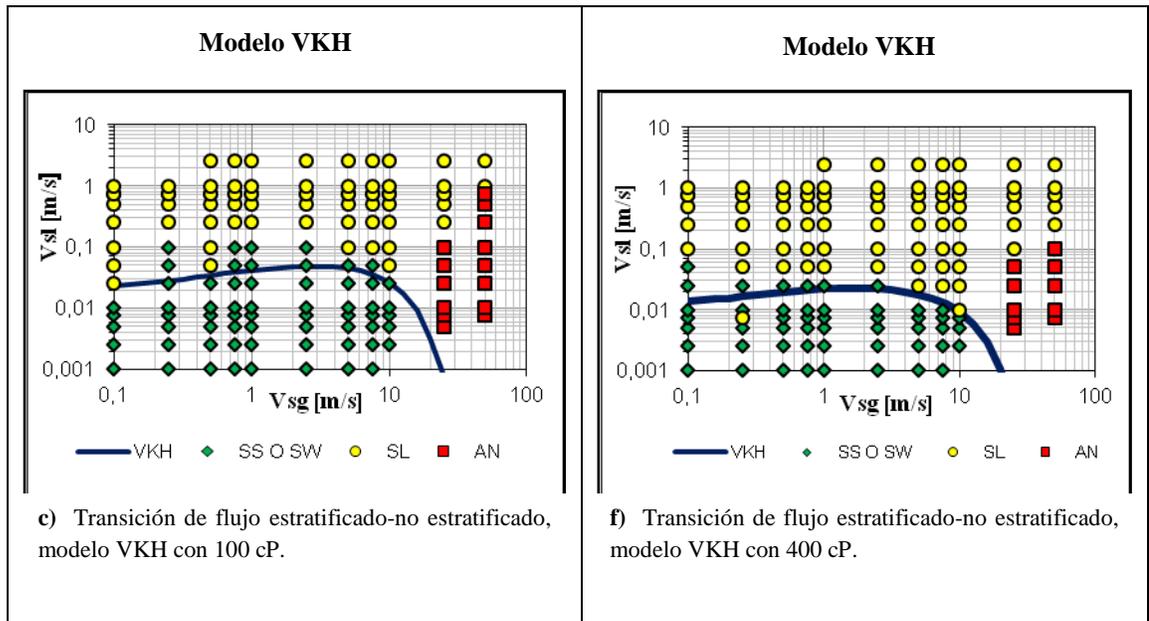


Figura N° 20. Continuación Mapas de comprobación para el modelo VKH.

Como se puede observar en la figura N°19 y 20, los mapas de patrones de flujo están constituidos por las curvas de transición (Líneas continuas) respectivas para cada modelo (Taitel y Dukler, IKH y VKH) y por los patrones de flujo experimentales situados en grupo de acuerdo al régimen de flujo que comprenden (SS o SW, SL y AN).

En el caso de las transiciones de IKH y de Taitel y Dukler (1976) con viscosidades de 100 cP (figuras a y b) y 400 cP (figuras d y e), se constata que la predicción de los patrones de flujo se posicionan adecuadamente con respecto a las curvas de transición obtenidas por el programa de Pesquera (2009). Esto es debido a que todos los patrones de flujo estratificados (SS o SW) se encuentran en forma de maya limitados por estas curvas de transición y los demás patrones de flujo (SL Y AN) se encuentran situados en sus respectivas áreas. Por lo que se comprueba que los modelos de Taitel y Dukler (1976) e IKH fueron programados de forma adecuada en Visual Fortran.

Sin embargo, para el mapa VKH tanto en 100 cP como en 400 cP (figuras c y f) no sigue la misma tendencia de los otros modelos, pues se puede observar en ambos mapas que ocurre cierta dispersión en algunos puntos del régimen de flujo estratificado (SS o SW), ya que no concuerdan con su respectiva curva de transición porque sobresalen del límite de la misma y de acuerdo a este modelo aplicado a flujos viscoso presenta más margen de error debido a que uno de los patrones de flujo de SL se desvía de su área y pasa a los estratificados. Por lo tanto, esto se debe a errores en la resolución numérica aplicada en el programa Visual Fortran, los cuales no se pudieron detectar y corregir en el tiempo estipulado para esta tesis de grado.

Entonces, debido a que la programación del modelo VKH presentaba problemas en el análisis de la base de datos con los modelos estratificado-no estratificado, este quedó descartado y sólo se realizará el análisis para los modelos IKH y el de Taitel y Dukler (1976).

El análisis presentado a continuación, se basa en un balance general el cual comprende el número total de aciertos que predice cada modelo para cada set de puntos, ya que la base de datos contiene 19 tipos de set diferentes, en el cual algunos grupos de set se diferencian en las propiedades del fluido, diámetro y rugosidad relativa de la tubería. Y la ecuación que corresponde a dicho balance general se expresa de la siguiente manera:

$$\textit{Balance general} = \textit{Aciertos} - \textit{Errores}$$

Tabla N° 7. Balance general de los modelos Taitel y Dukler (1976) e IKH para cada uno de los sets en la transición de flujo estratificado-no estratificado.

Tipo de Set	Modelo	Aciertos	Errores	Balance General
Bifas hor-100cP (13 puntos)	Taitel y Dukler	13	0	13
	IKH	13	0	13
Mayela-75 cP (38 puntos)	Taitel y Dukler	0	38	-38
	IKH	17	15	2
Mayela-200 cP (24 puntos)	Taitel y Dukler	0	24	-24
	IKH	6	18	-12
P-320,> 800Cp (16 puntos)	Taitel y Dukler	13	3	10
	IKH	13	3	10
P-150, 200-500Cp (27 puntos)	Taitel y Dukler	23	2	21
	IKH	25	2	23
Batch 2 Tía Juana Mediano- 30 cP con 116 psi. (12 puntos)	Taitel y Dukler	12	0	12
	IKH	12	0	12
Batch 2 Tía Juana Mediano- 30 cP con 450 psi. (5 puntos)	Taitel y Dukler	5	0	5
	IKH	5	0	5
Batch 5 Lagunillas Heavy-1000 cP con 116 psi. (12 puntos)	Taitel y Dukler	12	0	12
	IKH	12	0	12
Batch 5 Lagunillas Heavy-1000 cP con 450 psi. (9 puntos)	Taitel y Dukler	9	0	9
	IKH	9	0	9
Batch 3 CPG-100 cP con 116 psi. (12 puntos)	Taitel y Dukler	12	0	12
	IKH	12	0	12
Batch 3 CPG-100 cP con 450 psi. (5 puntos)	Taitel y Dukler	5	0	5
	IKH	5	0	5
Batch 4 Urdaneta-300 cP con 116 psi. (14 puntos)	Taitel y Dukler	14	0	14
	IKH	14	0	14
Batch 4 Urdaneta-300 cP con 450 psi. (8 puntos)	Taitel y Dukler	8	0	8
	IKH	8	0	8
Batch 1 Tía Juana Liviano- 10 cP con 116 psi. (9 puntos)	Taitel y Dukler	9	0	9
	IKH	9	0	9
Batch 1 Tía Juana Liviano- 10 cP con 450 psi. (3 puntos)	Taitel y Dukler	3	0	3
	IKH	3	0	3
Batch 6 Bachaquero-1500 cP con 450 psi. (5 puntos)	Taitel y Dukler	5	0	5
	IKH	5	0	5
FLUIDO DE 25cP (19 puntos)	Taitel y Dukler	18	1	17
	IKH	15	4	11
FLUIDO DE 22cP (86 puntos)	Taitel y Dukler	75	11	64
	IKH	15	4	11
FLUIDO DE 80cP (17 puntos)	Taitel y Dukler	12	5	7
	IKH	12	5	7

Se realizó el balance general, con el objeto de obtener una forma cuantitativa para poder comparar los modelos Taitel y Dukler (1976) e IKH en cuanto a su nivel de predicción. El balance general está compuesto de los aciertos, los cuales reúnen los patrones de flujo que son predichos correctamente por el modelo con respecto a los patrones de flujo obtenidos experimentalmente y por los errores que son los puntos erróneos que el modelo arroja en comparación con los experimentales.

Por lo tanto, el balance general que sea mayor es el que se va a seleccionar, ya que este representará el modelo que tiene mejor predicción porque sus aciertos son mayores en comparación con los errores que afectan su precisión.

Entonces, en cuanto a la tabla N° 7 se puede observar que para los sets que comprenden viscosidades bajas como 22 y 25 cP, el modelo que predomina es el de Taitel y Dukler (1976), concordando esto con lo establecido en la teoría donde estos autores explican que para este tipo de modelo es sólo usado para sistemas de aire-agua, con viscosidades de gas y aceite de 0.015 y 0,5 cP respectivamente. Sin embargo, este modelo también resultó adaptarse a las viscosidades del líquido de la base de datos utilizada.

Y para el modelo de Kelvin Helmholtz No Viscoso (IKH), según Barnea y Taitel (1993) explican que este tipo de análisis no considera los esfuerzos de corte y es una buena aproximación para líquido de baja viscosidad en el rango de 1 hasta 200 cP; por lo que esto se constata en la mayoría de los sets que comprenden ese mismo rango de viscosidad en la tabla anteriormente expuesta. Y para líquidos de alta viscosidad (> 200 cP), explican que los resultados de la teoría IKH son casi idénticos a los obtenidos por la teoría VKH, esto está referenciado a partir de la siguiente frase: “Como la viscosidad del líquido incrementa, la contribución del término $(C_V - C_{IV})^2$ en la ecuación Kv (52) disminuye, y por lo tanto el factor Kv que es una función dependiente de la viscosidad del líquido, se aproxima a la unidad y se tiene una solución para IKH cercana a la de VKH” (Barnea y Taitel, 1993).

Luego del análisis cuantitativo, se seleccionaron cuatro sets de los 19 que comprende la base de datos general para así compararlos con los mapas de transición de patrones de flujo referidos de Pesquera (2009), es decir, verificar los resultados

obtenidos que arrojó el balance general con las curvas de transición. Para ello, se utilizaron la representación de los patrones de flujo experimentales que contienen los diferentes set de datos.

A continuación se muestran los diferentes mapas de transición de patrones de flujo para el análisis cualitativo de la transición estratificado-no estratificado:

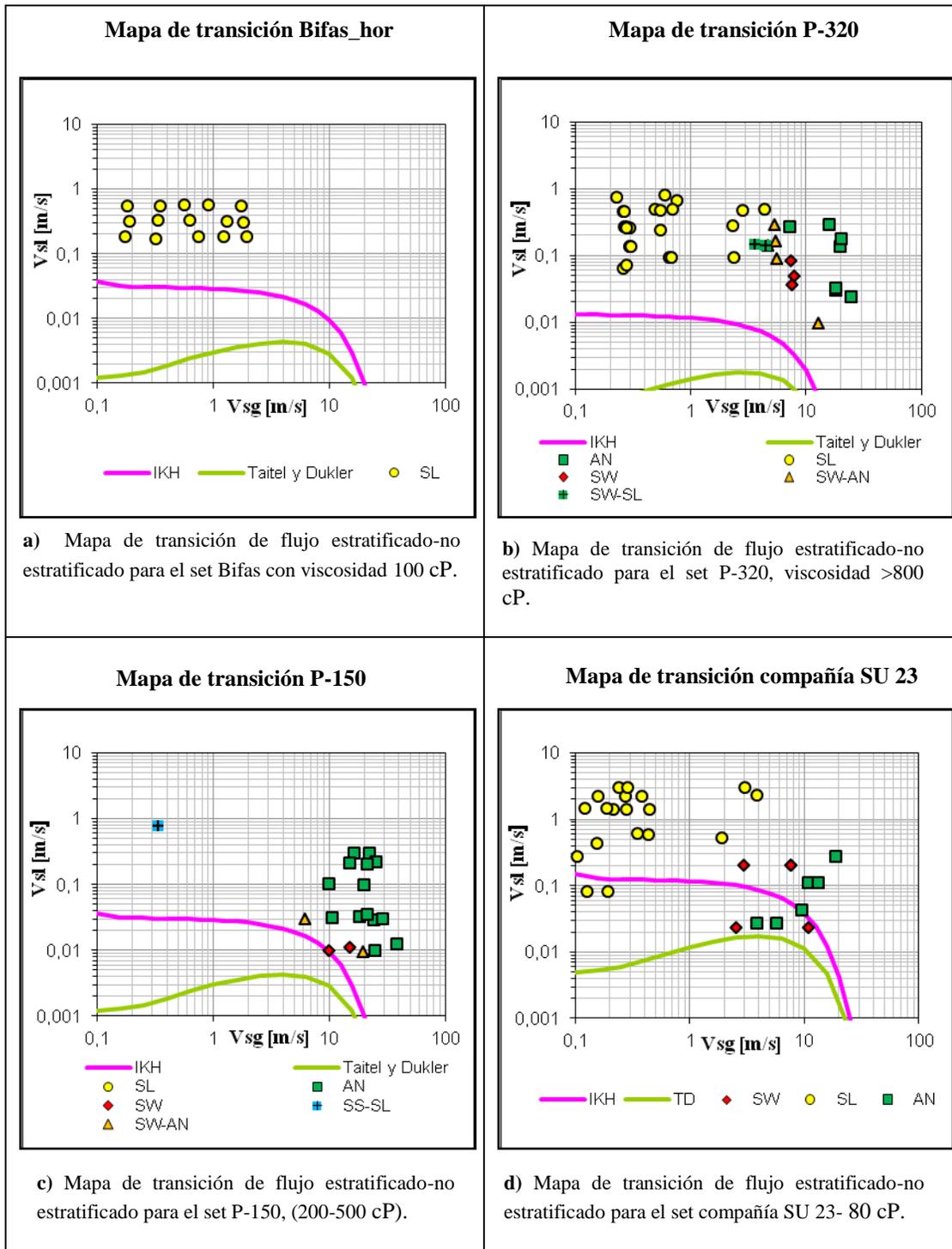


Figura N° 21. Mapa de transición de flujo estratificado-no estratificado para los diferentes sets seleccionados.

Como se muestra en el mapa a) de la figura N°21, el mapa de transición para este tipo de set sólo comprende el patrón de flujo tapón experimental (SL). Con respecto a lo obtenido cuantitativamente, este tipo de set arrojó que los modelos que dieron mejores resultados son IKH y VKH, por lo que estos resultados coinciden con las curvas de transición mostradas en el mapa, ya que estos dos tipos de curvas se acercan más al único patrón de flujo experimental presentado SL, situándose este régimen de flujo en su respectiva área.

En la figura b) se puede apreciar la inclusión de otros patrones de flujo y algunas transiciones entre ellos como: Anular (AN), tapón (SL), estratificado ondulado (SW) y las transiciones (SW-AN y SW-SL). Sin embargo, ocurre cierta desviación en algunos patrones de flujo, más que todo para los puntos de flujo estratificado. Este tipo de set comparado con lo obtenido en la tabla N° 7, arroja que los dos modelos empleados se comportan iguales, sin embargo se observa gráficamente que la curva que representa al modelo IKH es la que más se acerca a los patrones de flujo estratificados y los puntos de transición a pesar que estos se encuentran mal posicionados en el mapa, ya que dichos puntos deberían estar limitados por algunas de estas curvas de transición.

Luego tenemos en el mapa de transición para P-150 figura c), que los patrones de flujo estratificado ondulado (SW) y estratificado ondulado-anular (SW-AN) se aproximan más a la curva de transición IKH, dicha curva está más cercana a recoger estos puntos en su área y se verifica su precisión con lo obtenido en el balance general.

Asimismo para la figura d), se cumple lo obtenido por el balance general y lo observado gráficamente, en donde la curva de transición estratificado-no estratificado de Taitel y Dukler (1976) es la que mejor se adapta con los patrones de flujo experimentales, pese a la desviación que sucede con algunos puntos estratificado ondulado.

Por último, se presenta el desempeño global que arrojaron tanto el modelo de Taitel y Dukler como el modelo IKH para la base de datos general, ya que para la transición de flujo estratificado - no estratificado, Nieto (2010) identificó que existe cierta desviación en esta transición y en su efecto demostró que sólo un 12% de los datos experimentales para flujo estratificado (SW y SS) concuerdan con la predicción del modelo de Xiao y cols. (1990).

A continuación se muestra la tabla de contenido que muestra el porcentaje de predicción obtenido por ambos modelos usando la base de datos general:

Tabla N° 8. Porcentaje de predicción de los modelos mecanicistas estudiados para la transición estratificado-no estratificado usando la base de datos general.

MODELOS MECANICISTAS	Porcentaje de predicción (%)
Número de patrones de flujo estratificados experimentales para toda la base de datos: 99 puntos.	
Porcentaje de predicción Xiao y col (1990). Modelo Taitel y Dukler	12
Porcentaje de predicción del Modelo Modificado Modelo IKH.	42

Los resultados del porcentaje de predicción muestran que el modelo IKH es el que mejor predice la transición con respecto a un total de 99 puntos experimentales totales de flujo estratificado. Por lo que se obtuvo una pequeña mejora sobre el programa original de Xiao y cols. (1990).

Igualmente se realizó el procedimiento anterior pero tomando datos experimentales con líquidos de alta viscosidad (>200 cP):

Tabla N° 9. Porcentaje de predicción de los modelos mecanicistas estudiados para la transición estratificado-no estratificado usando líquidos de alta viscosidad.

MODELOS MECANICISTAS	Porcentaje de predicción (%)
Número de patrones de flujo estratificados experimentales para la base de líquidos con alta viscosidad: 29 puntos	
Porcentaje de predicción Xiao y col (1990). Modelo Taitel y Dukler	0
Porcentaje de predicción del Modelo Modificado Modelo IKH	21

A través de la tabla N°9, se muestra que el modelo IKH se desempeña mejor en comparación con el modelo de Taitel y Dukler (1976) en la transición estratificado-no estratificado para líquidos con alta viscosidad.

4.1.2 Transición intermitente-anular:

Para la transición de flujo intermitente-anular se corrigió el nivel de líquido a 0.5 a partir del criterio implementado por Taitel y Dukler (1976), con el fin de mejorar la precisión de la predicción de dicha transición.

Por último, se presentaron las estimaciones del error (E2) para ambas modificaciones, la usada por el programa original de Xiao y cols. (1990) que se basa en el nivel de líquido usado por Barnea, Shoham, Taitel. (1982) con 0.35 y el propuesto por el nuevo modelo modificado de 0.5, para así seleccionar el modelo que presentó la menor desviación en la predicción de estos patrones de flujo.

El análisis comprendido para los resultados obtenidos en esta transición, aplica el mismo criterio de evaluación que fue utilizado en el programa VKH. En el cual principalmente, nos basamos en un análisis cuantitativo usando un balance general aplicado a los dos valores de nivel de líquido. Y luego nos enfocamos en la representación de los mapas de transición de patrones de flujo referidos de Pesquera (2009), para constatar lo obtenido en el análisis cuantitativo.

Entonces el balance general aplicado a los diferentes sets se presenta en la siguiente tabla:

Tabla N° 10. Balance general de los modelos Taitel y Dukler (1976) y Barnea para cada uno de los sets en la transición de flujo intermitente-anular.

Tipo de Set	Modelo	Aciertos	Errores	Balance General
Bifas_hor-100cP (13 puntos)	Barnea (hl/D=0,35)	13	0	13
	Taitel y Dukler (hl/D=0,5)	13	0	13
Mayela-75 cP (38 puntos)	Barnea (hl/D=0,35)	0	0	0
	Taitel y Dukler (hl/D=0,5)	0	0	0
Mayela-200 cP (24 puntos)	Barnea (hl/D=0,35)	0	0	0
	Taitel y Dukler (hl/D=0,5)	0	0	0
P-320,> 800Cp (19 puntos)	Barnea (hl/D=0,35)	13	6	7
	Taitel y Dukler (hl/D=0,5)	17	2	15
P-150, 200-500Cp (33 puntos)	Barnea (hl/D=0,35)	25	8	17
	Taitel y Dukler (hl/D=0,5)	30	3	27
Batch 2 Tía Juana Mediano- 30 cP con 116 psi. (12 puntos)	Barnea (hl/D=0,35)	12	0	12
	Taitel y Dukler (hl/D=0,5)	9	3	6
Batch 2 Tía Juana Mediano- 30 cP con 450 psi. (5 puntos)	Barnea (hl/D=0,35)	5	0	5
	Taitel y Dukler (hl/D=0,5)	4	1	3
Batch 5 Lagunillas Heavy-1000 cP con 116 psi. (12 puntos)	Barnea (hl/D=0,35)	12	0	12
	Taitel y Dukler (hl/D=0,5)	11	1	10
Batch 5 Lagunillas Heavy-1000 cP con 450 psi. (9 puntos)	Barnea (hl/D=0,35)	9	0	9
	Taitel y Dukler (hl/D=0,5)	8	1	7
Batch 3 CPG-100 cP con 116 psi. (12 puntos)	Barnea (hl/D=0,35)	12	0	12
	Taitel y Dukler (hl/D=0,5)	12	0	12
Batch 3 CPG-100 cP con 450 psi. (5 puntos)	Barnea (hl/D=0,35)	5	0	5
	Taitel y Dukler (hl/D=0,5)	5	0	5
Batch 4 Urdaneta-300 cP con 116 psi. (14 puntos)	Barnea (hl/D=0,35)	14	0	14
	Taitel y Dukler (hl/D=0,5)	13	1	12
Batch 4 Urdaneta-300 cP con 450 psi. (8 puntos)	Barnea (hl/D=0,35)	8	0	8
	Taitel y Dukler (hl/D=0,5)	7	1	6
Batch 1 Tía Juana Liviano- 10 cP con 116 psi. (9 puntos)	Barnea (hl/D=0,35)	9	0	9
	Taitel y Dukler (hl/D=0,5)	6	3	3
Batch 1 Tía Juana Liviano- 10 cP con 450 psi. (3 puntos)	Barnea (hl/D=0,35)	3	0	3
	Taitel y Dukler (hl/D=0,5)	2	1	1
Batch 6 Bachaquero-1500 cP con 450 psi. (5 puntos)	Barnea (hl/D=0,35)	5	0	5
	Taitel y Dukler (hl/D=0,5)	5	0	5
FLUIDO DE 25cP (19 puntos)	Barnea (hl/D=0,35)	18	2	16
	Taitel y Dukler (hl/D=0,5)	20	0	20
FLUIDO DE 22cP (76 puntos)	Barnea (hl/D=0,35)	75	1	74
	Taitel y Dukler (hl/D=0,5)	69	7	62
FLUIDO DE 80cP (14 puntos)	Barnea (hl/D=0,35)	12	2	10
	Taitel y Dukler (hl/D=0,5)	12	2	10

De acuerdo a lo expresado en la tabla N°10, se puede notar que el modelo de Barnea y cols (1982) fue el que más se desempeñó en la mayoría de los sets estudiados. Por lo que esto conduce a predecir que este modelo es el que se comporta mejor en este tipo de transición.

Sin embargo, a través de los resultados obtenidos se muestran los mapas de transición de patrones de flujo para constatar si la localización de la transición de flujo anular-intermitente ($hl/d=0.35$) se comporta mejor con respecto a la propuesta con $hl/d=0.5$.

Cabe señalar, que al igual que lo aplicado para el análisis VKH, se seleccionaron los mismos cuatro set de los 19 que comprende la base de datos general para así compararlos con los mapas de transición de patrones de flujo referidos de Pesquera (2009). Para ello, se utilizaron la representación de los patrones de flujo experimentales que contienen los diferentes set de datos.

A continuación se muestran los diferentes mapas de transición de patrones de flujo para el análisis cualitativo de la transición intermitente-anular:

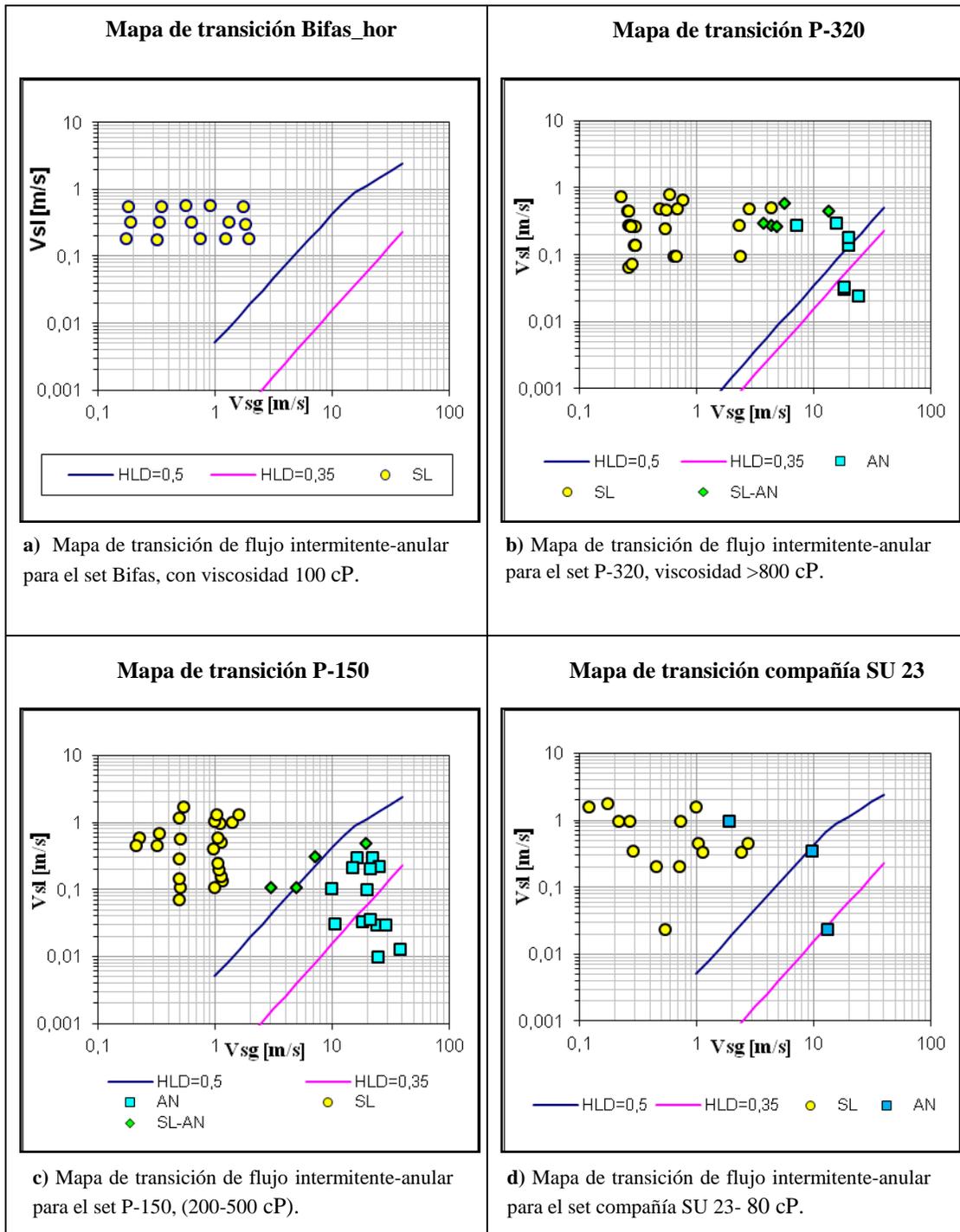


Figura N° 22. Mapa de transición de flujo intermitente-anular para los diferentes sets seleccionados.

Para los mapas de transición presentados en la figura N° 22, están compuestos de dos líneas de transición: Una la cual representa el modelo de Barnea ($hL/D=0.35$) y la otra el modelo de Taitel y Dukler ($hL/D=0.5$). Todos ellos con sus respectivos patrones de flujo experimentales para cada tipo set.

Ahora bien, en la figura a), el patrón de flujo predominante es el flujo tapón (SL) y se observa que ambos modelos se comportan adecuadamente al patrón de flujo existente, ya que no existe ningún problema entre la frontera de las líneas de transición con la maya de puntos SL.

Seguidamente para la figura b), el mapa de transición añade otro patrón de flujo como el anular (AN) y el de transición entre ambos (SL-AN). Notándose una gran desviación entre los patrones predichos experimentales con respecto a las líneas de transición, debido a que a pesar de que el modelo $hL/D=0.5$ se comporta mejor porque recoge más puntos anulares que el $hL/D=0.35$, este se encuentra alejado de los patrones de flujo de transición. Esta desviación conlleva a fijarnos en los errores producidos por el set P-320 de acuerdo al balance general, ya que estos arrojaron 6 puntos erróneos para el modelo de Barnea y 2 para el modelo de Taitel y Dukler.

Luego en el set llamado P-150 (figura c), se muestra un excelente comportamiento de la línea de transición propuesta por Taitel y Dukler, ya que gráficamente se puede observar que sus fronteras separan correctamente los patrones de flujo experimentales, incluyendo los puntos de patrones de transición pese a que uno de ellos se encuentra un poco aislado de la misma. Esto se comprueba con lo obtenido en el balance general, en el cual el modelo que propone un nivel de líquido con 0.5 muestra ventaja con respecto a su opositor que propone un nivel de líquido de 0.35.

Por último, se muestra el mapa del set compañía SU 23 (figura d), el cual presenta desviación en uno de los puntos de patrones de flujo anular (AN) debido a que se dispersa completamente del área que puede limitar la transición 0.5 o 0.35 y se encuentra situado en el grupo de puntos SL. Por lo que para evaluar los dos modelos planteados se basó en los puntos anulares restantes que no presentan tanta desviación: Observando cualitativamente que el modelo de Taitel y Dukler se desempeña mejor

que el propuesto por Barnea porque toma los dos puntos anulares planteados en comparación con este que toma sólo un punto.

En resumen para la figura N° 22, se muestra que los set seleccionados cumplen con los resultados obtenidos por el balance general en el cual el modelo de Taitel y Dukler se desempeña mejor que Barnea para estos tipos de sets. Sin embargo, se realizó un análisis global para concretar cual es el mejor modelo en función de la base de datos general y para fluidos de alta viscosidad.

En el análisis global de la transición anular –intermitente usando la base de datos general, se realizó el cálculo del porcentaje de predicción que abordaron los dos modelos planteados. Ya que según Nieto (2010), identificó que el modelo predicho de Xiao y cols. (1990) basado en el modelo de Barnea y cols. (1982), arrojó una predicción de 92% comparado con el total de datos de la base experimental. Hecho que conllevó a realizar el mismo procedimiento aplicando la nueva modificación.

A continuación se presenta el porcentaje de predicción que arrojaron los dos modelos utilizando la base de datos general:

Tabla N° 11. Porcentaje de predicción de los modelos mecanicistas estudiados para la transición intermitente-anular usando la base de datos general.

MODELOS MECANICISTAS	Porcentaje de predicción (%)
Número de patrones de flujo experimentales anular e intermitente para toda la base de datos: 255 puntos.	
Porcentaje de predicción Xiao y col (1990). Modelo Barnea ($hl/D=0.35$)	92
Porcentaje de predicción Modelo Taitel y Dukler ($hl/D=0.5$)	89

De acuerdo a la tabla N°11, se puede apreciar que el modelo de Barnea y cols. (1982) tiene mejor predicción que el modelo de Taitel y Dukler (1976) para la base de datos general, con un total de 255 puntos experimentales de flujo anular e intermitente.

Ahora se muestra el análisis global de la transición anular –intermitente usando líquidos de alta viscosidad (>200 cP), para así evaluar si el modelo de Barnea y cols. (1982) sigue manteniendo su desempeño.

A continuación se presenta el porcentaje de predicción que arrojaron los dos modelos utilizando líquidos mayores a 200 cP:

Tabla N° 12. Porcentaje de predicción de los modelos mecanicistas estudiados para la transición intermitente-anular usando líquidos de alta viscosidad.

MODELOS MECANICISTAS	Porcentaje de predicción (%)
Número de patrones de flujo experimentales anular e intermitente para la base de líquidos con alta viscosidad: 100 puntos	
Porcentaje de predicción Xiao y col (1990). Modelo Barnea (hl/D=0.35)	86
Porcentaje de predicción Modelo Taitel y Dukler (hl/D=0.5)	91

En la tabla N° 12, el modelo que arrojó mejor predicción para la transición intermitente-anular usando fluidos de alta viscosidad (>200cP), fue el de Taitel y Dukler (1976) con un 90% de predicción en el total de 100 puntos de datos experimentales.

No conforme con lo obtenido, se decidió explorar un valor intermedio para descartar la posibilidad de un mejor desempeño. Este valor fue para un nivel de líquido de 0.425, el cual resultó dar mejor precisión en el balance global arrojando así un 94% de predicción, por lo que mejora ligeramente la transición intermitente-anular y conduce a ser recomendado para nuevos estudios.

4.2 Evaluaciones para la predicción del gradiente de presión:

4.2.1 Factores de fricción:

El gradiente de presión es uno de los factores más importantes en el estudio del transporte de fluidos en tuberías horizontales e inclinadas, por lo que nos enfocamos a evaluar el efecto del factor de fricción en el modelo mecanicista de Xiao

y cols. (1990), modelo que según García (2004) es el que mejor se comporta dentro de las propiedades de crudos pesados.

En este inciso, se ejecutaron una serie de operaciones para el factor de fricción interfacial, en el cual se estudiaron diferentes relaciones de clausura como Miya (1971), Eck (1973) y Wallis (1969) para determinar cual de ellas arrojaba mejor desempeño. Y para los factores de fricción líquido-pared y gas-pared se utilizaron los resultados obtenidos por el trabajo de investigación de Nieto (2009), quien determinó que las correlaciones empíricas que mejor desempeño arrojaron fueron Speding y Hand (1997) y Eck (1973) respectivamente.

En este proceso se utilizó como método de evaluación dos parámetros estadísticos E1 y E2 correspondientes a los errores porcentuales relativos y absolutos promedios respectivamente, con el fin de determinar la capacidad de predicción de las correlaciones seleccionadas y las usadas en el modelo original de Xiao y cols. (1990) para el gradiente de presión.

Para el análisis de resultados de dicha evaluación, se realizaron los siguientes pasos:

4.2.1.1 Evaluación del Desempeño de las Correlaciones del Factor de Fricción Gas-Líquido.

En esta sección se evaluó el desempeño en la predicción del gradiente de presión de las tres correlaciones del factor de fricción gas-líquido nombradas anteriormente. El resultado de la evaluación, se muestra en la siguiente tabla en donde se expresan los errores de precisión E1 y E2 obtenidos por cada correlación contra una base de datos experimental de 372 puntos.

La comparación de la precisión de la predicción del gradiente de presión del modelo y de las correlaciones de los diferentes autores, se realiza usando el error porcentual promedio E₂. Igualmente, es representado el error porcentual promedio E₁ que indica en promedio el grado de sobrestimación (valores positivos) y de subestimación de los valores calculados con respecto a los experimentales, para cada correlación

Tabla N° 13. Comparación de la precisión de la predicción del gradiente de presión de las correlaciones del factor fricción gas-líquido (base de datos general).

Correlaciones empíricas gas-líquido	E1 (%)	E2 (%)
Miya (1971). Modelo Nieto	-9,63	32,70
Xiao y cols. (1990)	1,71	41,67
Eck (1973). Modelo Nieto	53,42	84,50
Wallis (1969). Modelo modificado	74,47	103,82

Se obtiene a partir de la tabla N°13 que la correlación que mejor se desempeña para la base de datos general es el de Miya (1971) arrojando un error porcentual absoluto promedio de 32,70% y un error porcentual promedio de -9,63% respectivamente, teniendo una ligera subestimación del total de los puntos. Seguidamente, se encuentra Xiao y cols. (1990) con una desviación del error porcentual absoluto promedio de 41,67% y un error porcentual promedio de apenas 1,71%. Wallis es la que representa el mayor porcentaje de error con aproximadamente 104% de error absoluto porcentual promedio y también con un alto error porcentual promedio de 74,47%.

Así mismo, en la figura N° 23 se representa la comparación de la capacidad de predicción de dichas correlaciones y el modelo mecanicista, evaluadas con una base de datos general de 372 puntos de datos experimentales:

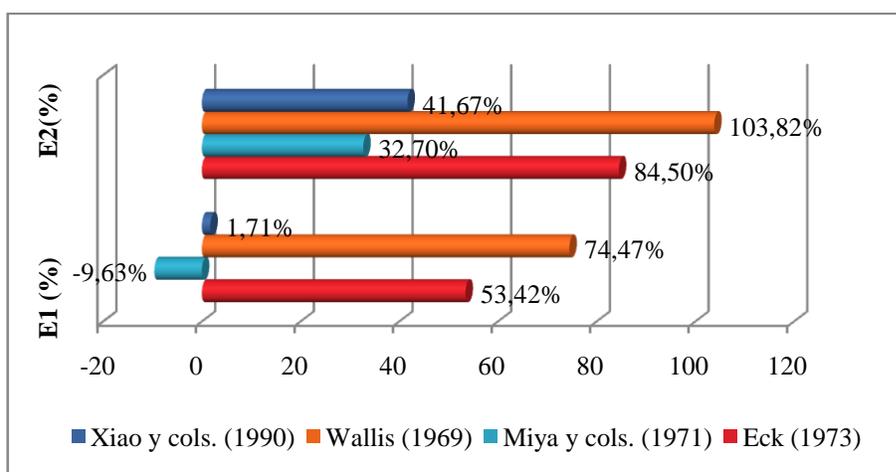


Figura N° 23. Efecto del factor de fricción interfacial sobre la desviación en la predicción del gradiente de presión (agrupado para toda la base de datos)

Igualmente se exponen en la siguiente figura, los diferentes casos para observar el desempeño de la correlación del factor de fricción gas-líquido con la caída de presión calculada respecto a la experimental, usando unidades de DP [Pa/m]:

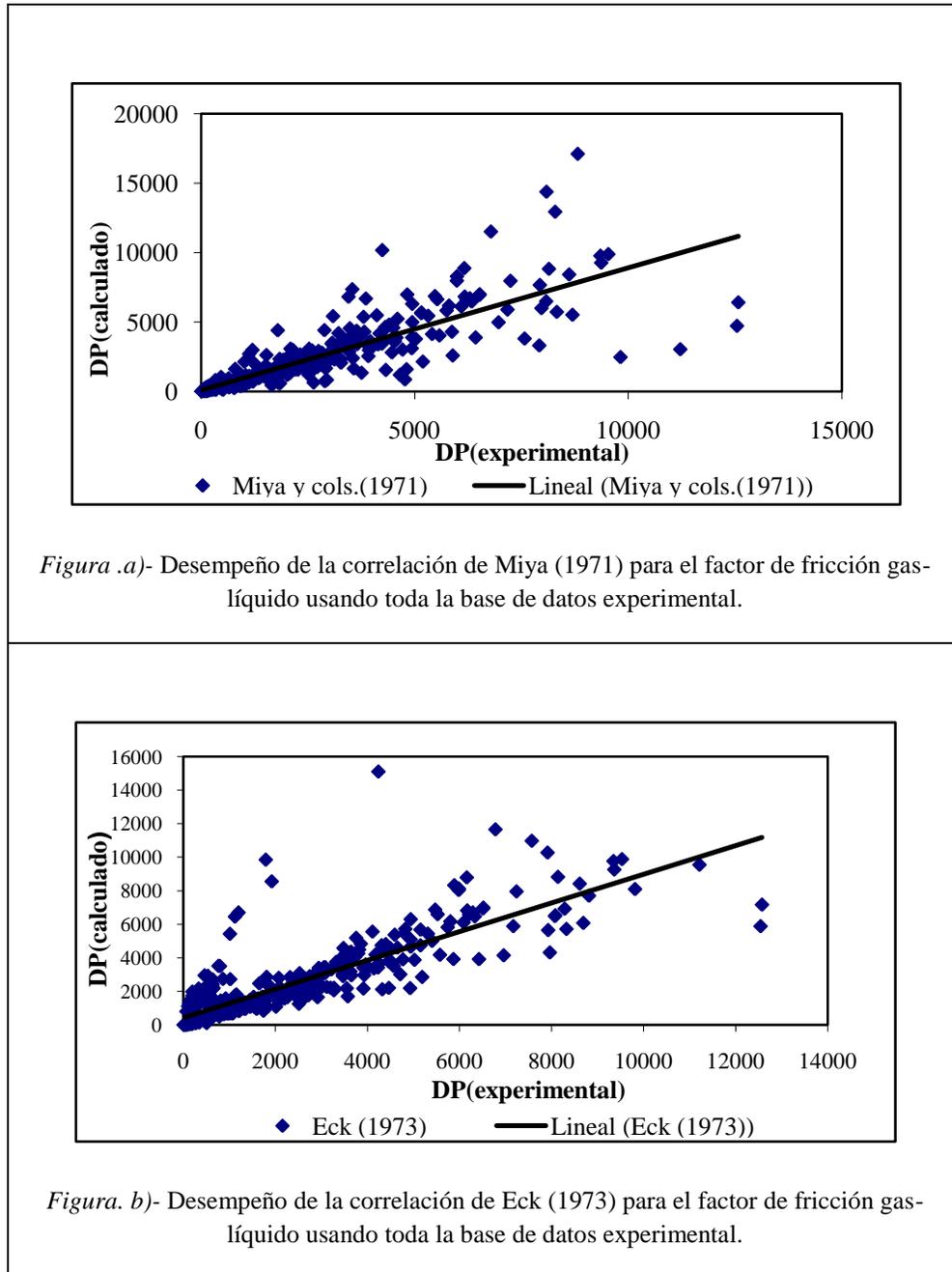


Figura N° 24. Desempeño del gradiente de presión para el factor de fricción líquido-gas, con respecto a toda la base de datos.

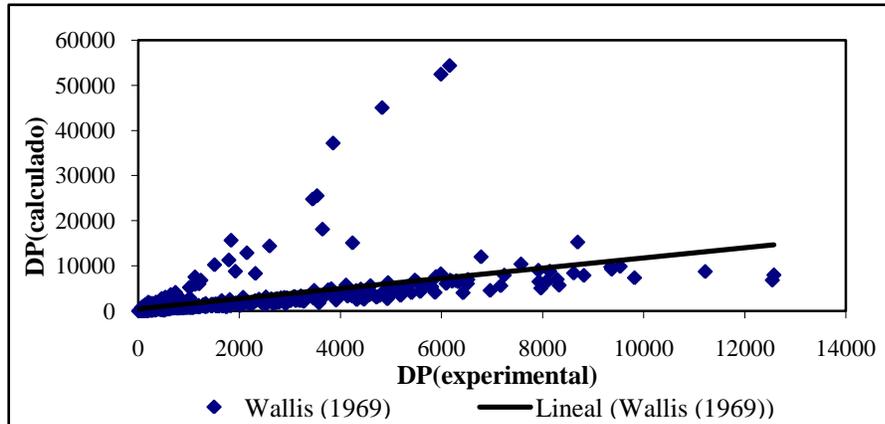


Figura. c)- Desempeño de la correlación de Wallis (1969) para el factor de fricción gas-líquido usando toda la base de datos experimental.

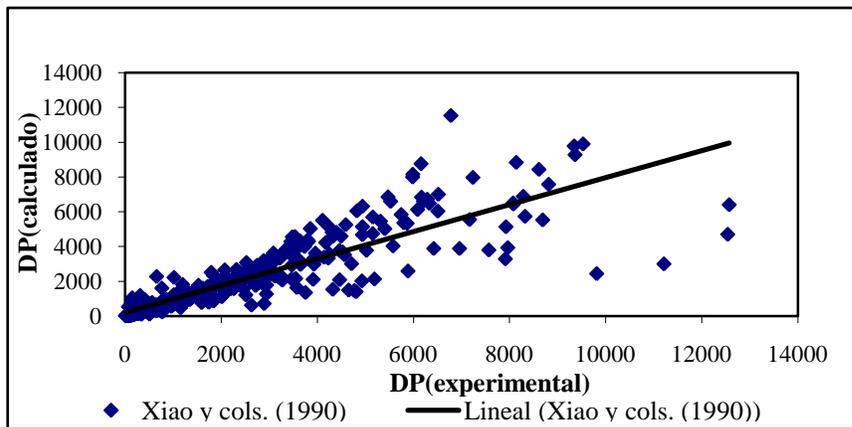


Figura. d)- Desempeño de la correlación usada en el modelo de Xiao y cols. (1990) para el factor de fricción gas-líquido usando toda la base de datos experimental.

Figura N° 25. Desempeño del gradiente de presión para el factor de fricción líquido-gas, con respecto a toda la base de datos.

Con respecto a las figuras N° 24 Y 25 general del gradiente de presión, se observa que la correlación de Miya (1971) es la que tiene mejor desempeño tanto en los errores absolutos promedios (E2) como en la dispersión de sus puntos mostrados en la figura a.

Sin embargo, la correlación empírica de Xiao y cols. (1990) en la figura d muestra que sus puntos son mucho más concentrados en la línea de comportamiento con respecto al valor experimental y su límite de caída de presión experimental es más bajo que el de Miya (1971).

Las demás correlaciones en las figuras b y c, presentan un comportamiento ligeramente disperso, siendo la que tiene peor desempeño la correlación de Wallis, la cual concuerda con lo obtenido en cuanto a los errores porcentuales.

4.2.1.2 Clasificación por patrón de flujo, de las evaluaciones correspondientes a la interfaz gas-líquido para la base de datos general

Una vez evaluadas las predicciones de las correlaciones para la interface y el modelo Xiao et al.(1990) de forma general, se presenta la comparación de las predicciones cuando los datos experimentales se restringen por tipo de flujo (flujo intermitente, flujo estratificado y flujo anular), estos presentes en el conjunto de datos.

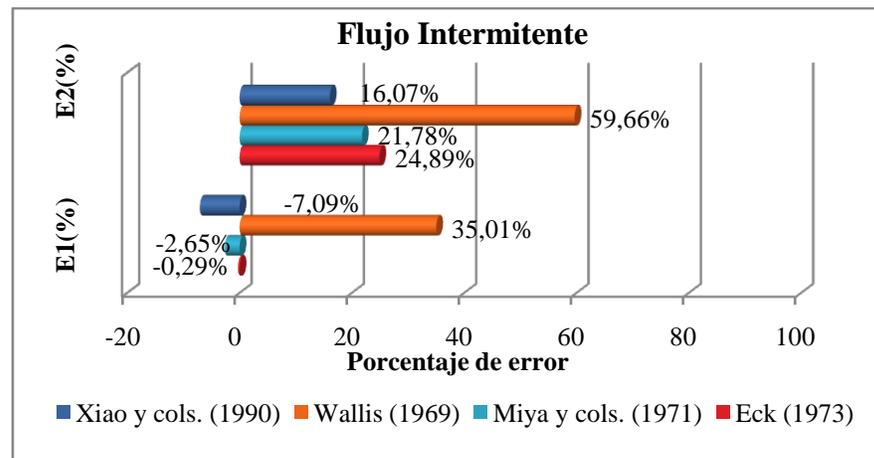


Figura N° 26. Desviación en la predicción del gradiente de presión en el patrón de flujo intermitente, para correlaciones gas-líquido.

La comparación de las correlaciones junto al modelo, muestra a través de la figura N° 26 que el modelo de Xiao y cols. (1990) es el más preciso en cuanto a predicción se trata, con un error porcentual absoluto promedio de 16,07% y un error porcentual promedio de -7,09%, seguidamente se tiene que la segunda más precisa en predecir es la correlación de Miya y cols. (1971) con un error porcentual absoluto

promedio de 21,78% y un error porcentual promedio de -2,65%. Ambas correlaciones con una ligera subestimación. Igualmente la correlación de Wallis (1969) sigue siendo la correlación con los errores más altos.

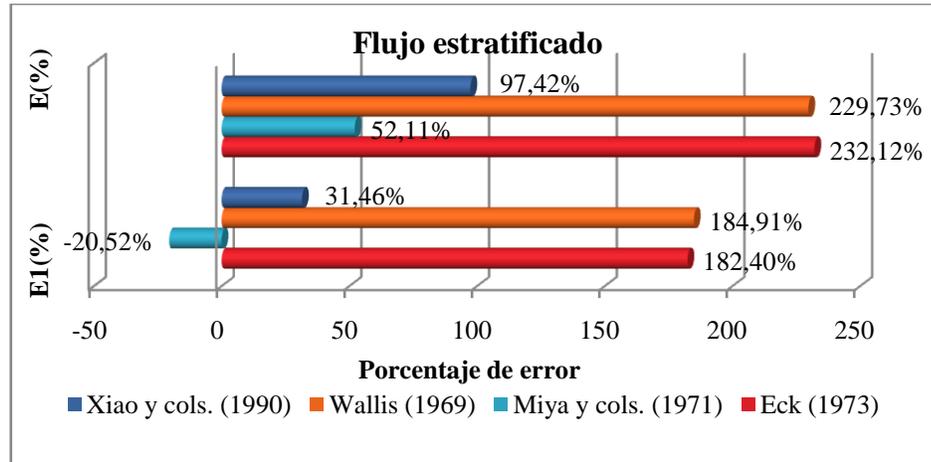


Figura N° 27. Desviación en la predicción del gradiente de presión en el patrón de flujo estratificado, para correlaciones gas-líquido.

En lo que se refiere al patrón de flujo estratificado, la comparación de las correlaciones es mostrada en la figura N° 27, la correlación más precisa es Miya y cols. (1971) con un error porcentual absoluto promedio de 52,11% y un error porcentual promedio de -20,52%, respectivamente. Las desviaciones de Miya y cols. (1971) en el error porcentual promedio tiende mayormente a subestimar, cabe destacar que este error sigue siendo en magnitud menor que el error porcentual promedio de Xiao et al. (1990) de 31,46%. La correlación de Eck (1973) es la que genera errores más altos, uniéndose a ella la correlación de Wallis (1969).

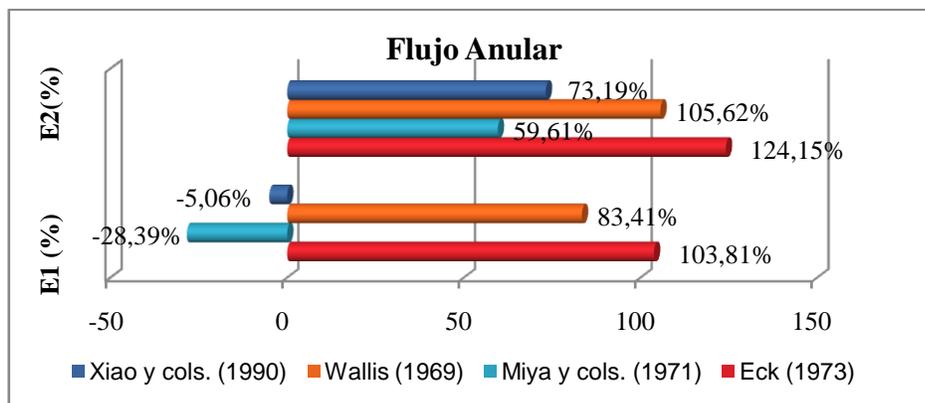


Figura N° 28. Desviación en la predicción del gradiente de presión en el patrón de flujo anular, para correlaciones gas-líquido

La comparación de la predicción de las correlaciones para la interfaz gas-líquido en el flujo anular, es mostrada en la figura N°28, en esta evaluación la correlación de Miya y cols. (1971) en cuanto a la predicción del gradiente de presión es la más precisa, su error porcentual absoluto promedio es de 59,61% respecto a Xiao y cols. (1990) con un error porcentual absoluto promedio de 73,19%. Sin embargo, Xiao y cols. (1990) presenta menor desviación que Miya y cols. (1971), con una ligera subestimación de -5,06%, mientras que Miya y cols. (1971) muestra una clara tendencia a subestimar en la mayoría de sus puntos con un error porcentual promedio de -28,39%.

4.2.1.3 Evaluación del factor de fricción gas-líquido, con una base de datos de viscosidad ($\mu_L \geq 200$ Cp).

Esta sección evalúa las correlaciones del factor de fricción gas-líquido y Xiao y cols. (1990) contra una base de datos con líquidos de alta viscosidad. El resultado de la evaluación, contra esta base de datos se muestra en la tabal N°14, por medio de los errores porcentual promedio E_1 y porcentual absoluto promedio E_2 .

Tabla N° 14. Comparación de la precisión de la predicción del gradiente de presión de las correlaciones del factor fricción gas-líquido (alta viscosidad).

Correlaciones empíricas gas-líquido	E1 (%)	E2 (%)
Miya y cols. (1971). Modelo Nieto	-15,64	27,18
Xiao y cols. (1990).	-10,33	31,55
Eck (1973). Modelo Nieto	30,58	52,38
Wallis (1969). Modelo Modificado	49,63	69,10

Se obtiene a partir de la tabla N°14 que la correlación que es más precisa prediciendo el gradiente de presión en líquidos con viscosidades altas es la de Miya (1971) arrojando un error porcentual absoluto promedio de 27,18% y un error porcentual promedio de -15,64% respectivamente, teniendo una subestimación del total de los puntos. Seguidamente, se encuentra Xiao y cols. (1990) con una desviación del error porcentual absoluto promedio de 31,55% y un error porcentual promedio de -10,33%. La correlación de Wallis cae en último lugar, con un porcentaje de error porcentual absoluto promedio de 69,10% y también con un alto error porcentual promedio de 49,63%. Se puede notar que estos resultados concuerdan con los obtenidos usando la base de datos general, donde la mejor correlación también es la de Miya y cols. (1971).

Así mismo, en la figura N° 29 se representa la comparación de la capacidad de predicción de dichas correlaciones y el modelo mecanicista, evaluadas con una base de datos experimental con líquidos mayores a 200 cP:

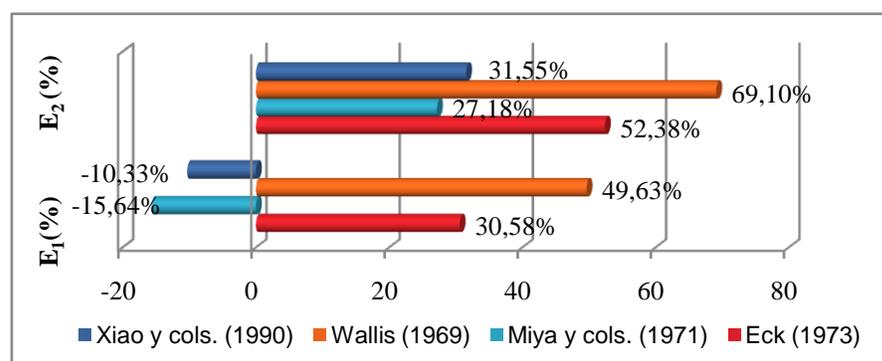


Figura N° 29. Efecto del factor de fricción interfacial sobre la desviación en la predicción del gradiente de presión (agrupado para una base de datos de $\mu_L \geq 200$ CP)

Cabe destacar, que las correlaciones con mayores errores como Eck (1973) y Wallis (1969) se reducen notablemente en magnitud para cuando son evaluadas contra líquidos viscosos.

A continuación se muestran en la siguiente figura N° 30 y 31, las tendencias que toman las correlaciones gas-líquido cuando son evaluadas bajo una base de datos alta viscosidad, para ellos se usaron unidades de DP [Pa/m]:

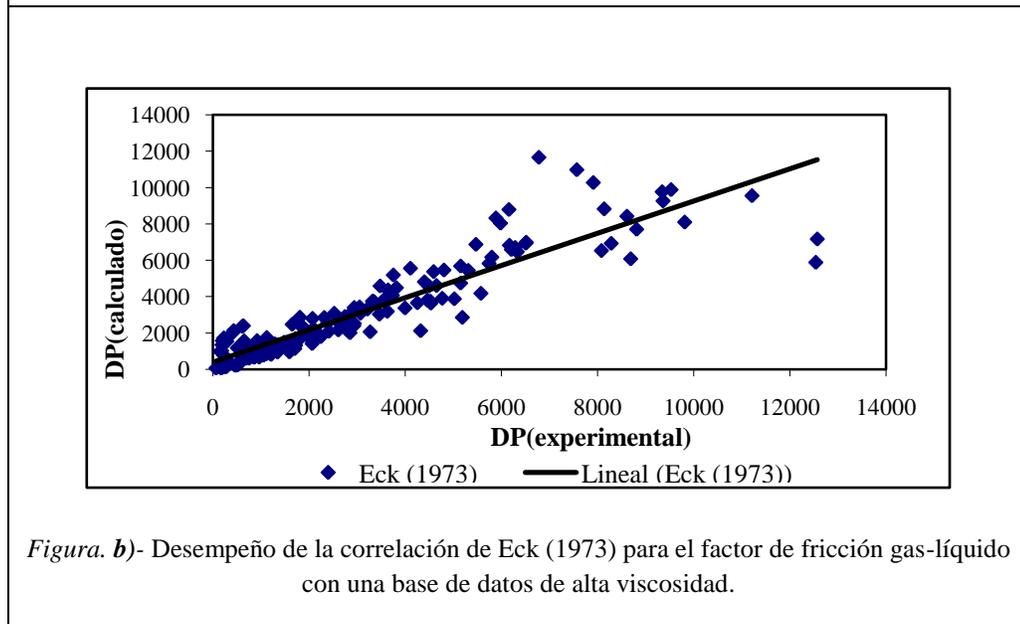
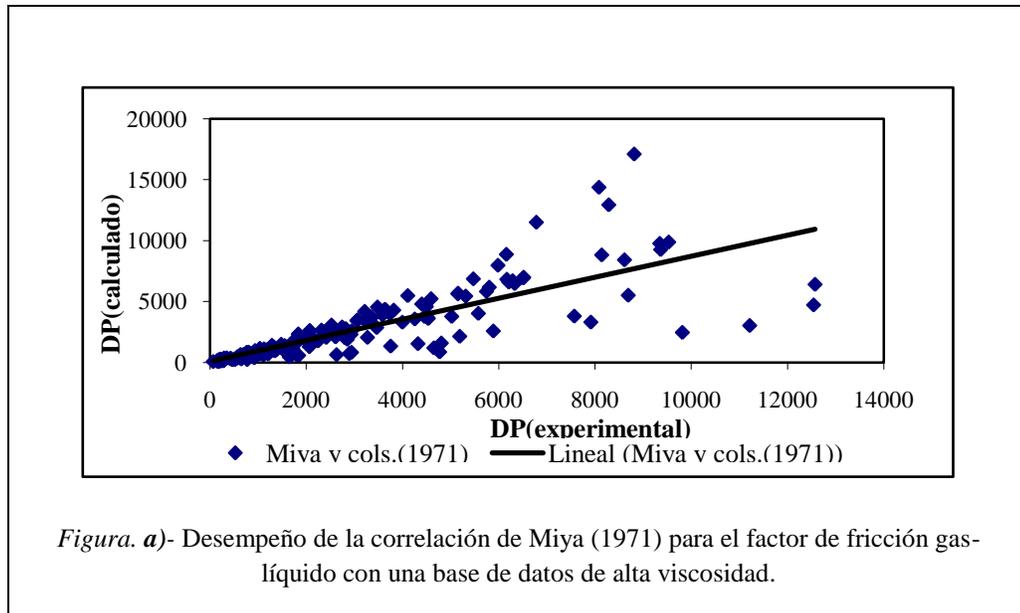


Figura N° 30. Desempeño del gradiente de presión para el factor de fricción líquido-gas, con respecto a líquidos de alta viscosidad > 200 cP.

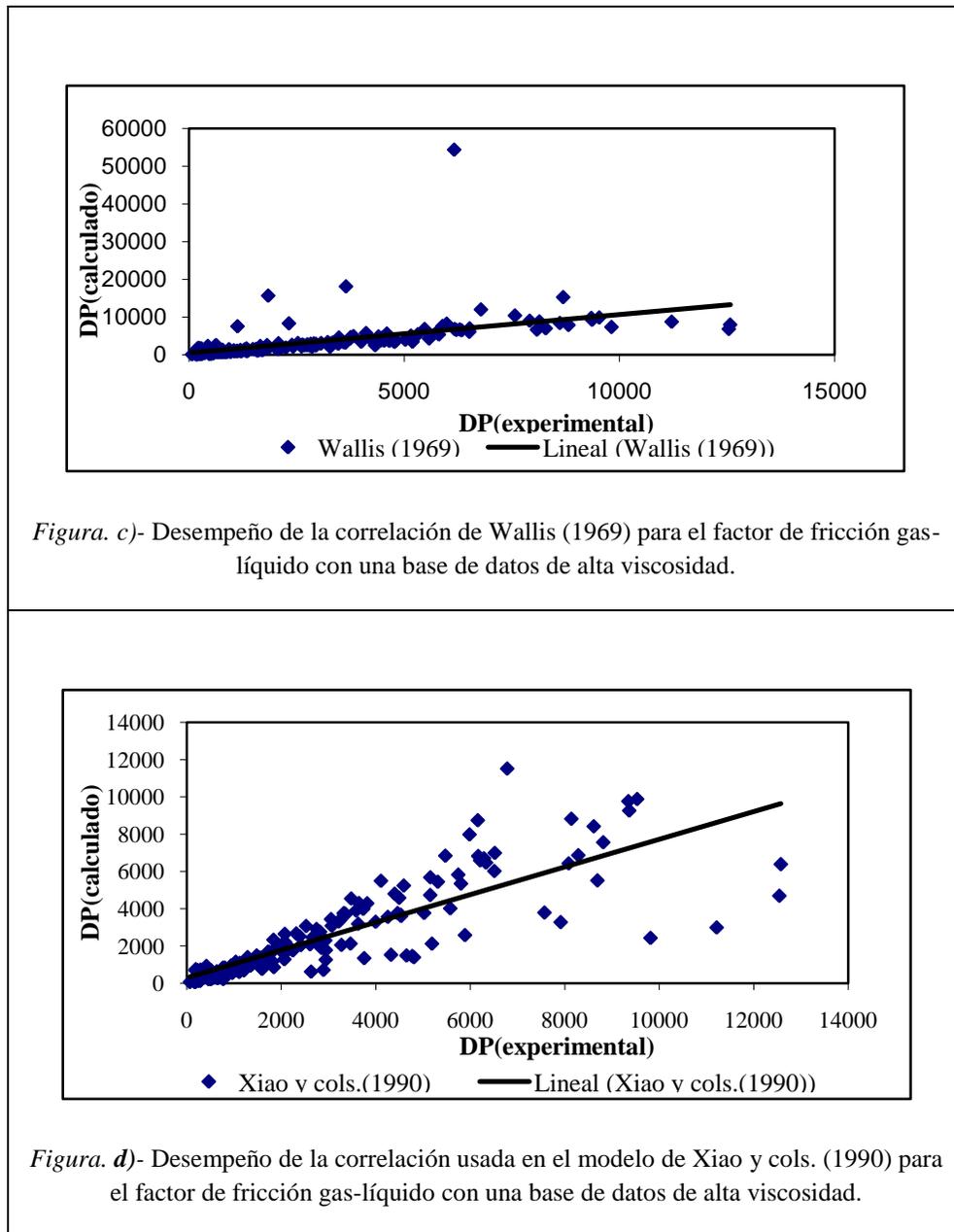


Figura N° 31. Continuación Desempeño del gradiente de presión para el factor de fricción líquido-gas, con respecto a líquidos de alta viscosidad > 200 cP.

Se puede observar a través de la figura general N° 30 y 31, que para el comportamiento de la correlación de Miya (1971) (figura a) los puntos de gradiente de presión representado son concentrados con respecto al comportamiento de los experimentales, esta tendencia puede decirse que se presenta hasta valores de

gradientes de presión de 6000[Pa/m], luego su comportamiento cambia a ser muy disperso. Seguidamente encontramos que la correlación de Xiao y cols. (1990) figura e, se comporta más dispersa. Y en las demás correlaciones como Eck (1973) figuras b y Wallis (1969) figura c, se puede apreciar que su comportamiento no es disperso entre sí, por lo que mejoraron su precisión en el gradiente de presión para fluidos viscosos.

4.2.1.4 Clasificación por patrón de flujo, de las evaluaciones correspondientes a la interfaz gas-líquido para la base de datos alta viscosidad

Igualmente para la base de datos de alta viscosidad, se presenta la comparación de la predicción del gradiente de presión de las correlaciones del factor de fricción gas-líquido evaluadas, clasificado para los patrones de flujo correspondientes al flujo intermitente, estratificado y flujo anular.

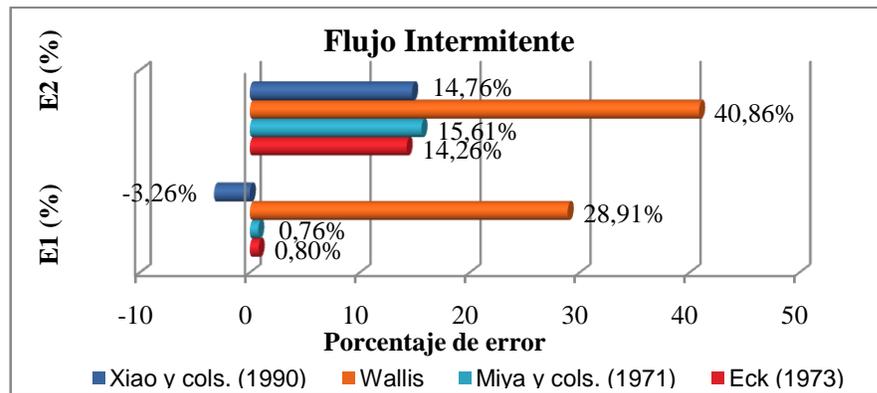


Figura N° 32. Desviación en la predicción del gradiente de presión en el patrón de flujo intermitente, para correlaciones gas-líquido con una base de datos de alta viscosidad.

En la figura N° 32, se puede apreciar la comparación de las predicciones del gradiente de presión de las diferentes correlaciones para gas-líquido con respecto al flujo intermitente. Se muestra que el modelo de Eck. (1973) es el más preciso con un error porcentual absoluto promedio de 14,26% y un error porcentual promedio de 0.80%. Seguidamente, la correlación de Xiao y cols. (1990) se comporta como la segunda más precisa para predecir el gradiente de presión con un error porcentual

absoluto promedio de 14,76% y un error porcentual promedio de -3,26%. Se puede observar que la peor correlación es la de Wallis (1990) con el error más alto.

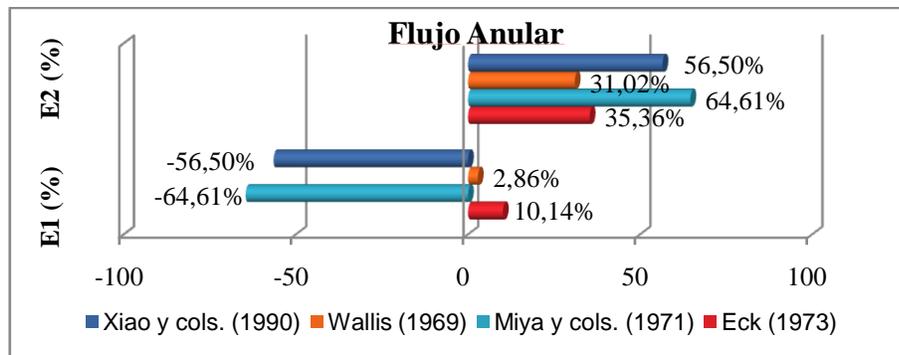


Figura N° 33. Desviación en la predicción del gradiente de presión en el patrón de flujo anular, para correlaciones gas-líquido con una base de datos de alta viscosidad.

Con respecto a la evaluación realizada para determinar las predicciones en el flujo anular, la comparación entre las correlaciones se puede observar en la figura N° 33, siendo la correlación más precisa la correlación de Wallis (1969) con un error porcentual absoluto promedio de 31,02% y con una tendencia muy baja de sobrestimar sus puntos. Seguidamente, se encuentra Eck (1973) con una capacidad de predicción de 35,36%.

La razón por la cual la correlación de Wallis (1969) arrojó mejores resultados, es por el hecho de que esta correlación fue validada sólo para el patrón de flujo anular, información que está sustentada en investigaciones realizadas por Ottens y cols. (2001).

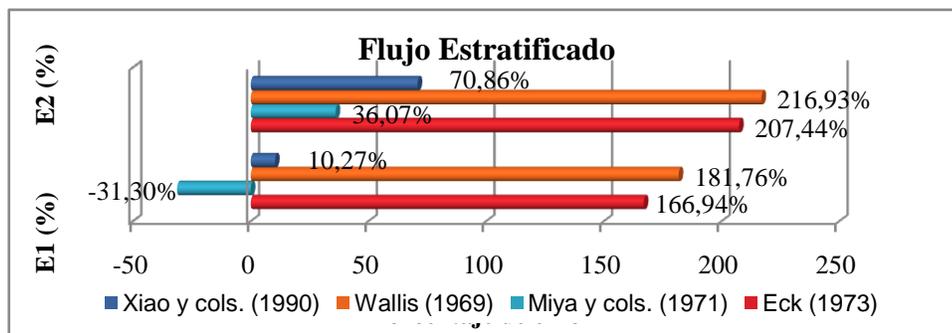


Figura N° 34. Desviación en la predicción del gradiente de presión en el patrón de flujo estratificado, para correlaciones gas-líquido con una base de datos de alta viscosidad.

Por último en la evaluación del flujo estratificado, volvemos a encontrar que las correlaciones de Miya (1971) y Xiao y cols. (1990) son las que predominan en cuanto a nivel de precisión, siendo la mejor de ambas la correlación de Miya arrojando un 36,07% de error porcentual absoluto promedio y un error porcentual promedio de -31,30%.

4.2.2 *Velocidad de deriva (VD):*

De acuerdo a lo descrito en el marco metodológico sobre la velocidad de deriva, se muestran los resultados obtenidos por esta relación de clausura, la cual tiene como objetivo incorporar el efecto de la viscosidad del líquido en el modelo original de Bendiksen (1984) y así observar su efecto en la caída de presión para el patrón de flujo intermitente según Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010).

Tabla N° 15. Comparación de la precisión de la predicción del gradiente de presión de las correlaciones de la velocidad de deriva para flujo intermitente (base de datos general).

Correlaciones empíricas flujo intermitente	E1 (%)	E2 (%)
Bendiksen (1984). Modelo de Xiao y cols. (1990)	-16,19	25,16
Bendiksen modificado (1986). Modelo de Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010)	-16,56	25,12

En la tabla anteriormente planteada, se muestran los resultados arrojados por los dos tipos de correlaciones de velocidad de deriva usando toda la base de datos, siendo la de Bendiksen (1984) la utilizada por el programa original de Xiao y cols. (1990) y la correlación implementada de Bendiksen modificado (1986) por el modelo propuesto de Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010).

Como se puede observar, la comparación de la precisión de la predicción del gradiente de presión se realiza considerando en primer lugar el error porcentual absoluto promedio E_2 . Igualmente, es de gran utilidad el error porcentual promedio E_1 que indica en promedio el grado de sobrestimación (valores positivos) y de subestimación de los valores calculados con respecto a los experimentales, para cada

correlación. Teniendo en cuenta, que los valores que se seleccionaron para este tipo de comparación fueron los predichos por los modelos para el patrón de flujo tapón.

Por consiguiente, se nota claramente que ambas correlaciones arrojan aproximadamente los mismos resultados, ya que sólo tendría un mínimo de diferencia y eso sería en los decimales de los mismos. Ambos arrojan un error porcentual absoluto promedio de 25% y un error porcentual promedio de -16%.

Entonces de acuerdo a lo obtenido, esto conduce a concluir que es indiferente usar cualquiera de las dos correlaciones cuando son aplicadas a fluidos bifásicos en tuberías completamente horizontales, caso que estamos aplicando en esta investigación.

Ahora bien, se muestra igual que el caso anterior los resultados obtenidos por las correlaciones empíricas aplicadas en el flujo intermitente pero para una base de datos con líquidos de viscosidad mayor a 200 cP.

Tabla N° 16. Comparación de la precisión de la predicción del gradiente de presión de las correlaciones de la velocidad de deriva para flujo intermitente (líquidos >200 Cp).

Correlaciones empíricas flujo intermitente	E1 (%)	E2 (%)
Bendiksen (1984). Modelo de Xiao y cols. (1990)	-18,82	27,58
Bendiksen modificado (1986). Modelo de Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010)	-18,91	27,63

Se observa a través de los resultados expuestos por la tabla N° 16, que se obtiene el mismo análisis que el aplicado en la base de datos general ya que las dos correlaciones predicen aproximadamente los mismos errores porcentuales absolutos promedios arrojando un 27% y para los errores porcentuales promedios un -18%. Por lo que se concluye que la velocidad de deriva no afectó la caída de presión para flujo intermitente con la base de datos estudiada.

Cabe destacar, que para flujos viscosos algunos estudios realizados por Weber y cols. (1986) explican que la velocidad de deriva (Vd) aumenta con el incremento de la inclinación de la tubería para ángulos de 30 a 50 grados y para después de estos

picos ella disminuye. Por lo que es importante realizar estudios posteriores tomando en cuenta la inclinación de la tubería. (Jeyachandra y Al-Sarkhi, 2010).

A pesar de que la velocidad de deriva no tuvo un gran impacto en la caída de presión puede que si tenga impacto sobre la estimación de la frecuencia y longitud del flujo tapón, por lo que se incluyen los detalles del nuevo modelo de Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010).

Según estos autores para la sección de la velocidad de deriva en tuberías horizontales, se enfocaron en analizar el comportamiento que tuvieron los datos experimentales de la velocidad de deriva con respecto a la viscosidad para tubería horizontal de diferentes diámetros. Y encontraron que el efecto que produjo este comportamiento fue que la velocidad de deriva decrementa con el incremento de la viscosidad. Además, obtuvieron que cuando el diámetro de tubería incrementa, la velocidad también incrementa. Explican que el decremento de la velocidad de deriva con viscosidad del líquido es mas inclinada para tuberías pequeñas que para tuberías grandes.

A continuación se muestra el gráfico que representa el estudio explicado:

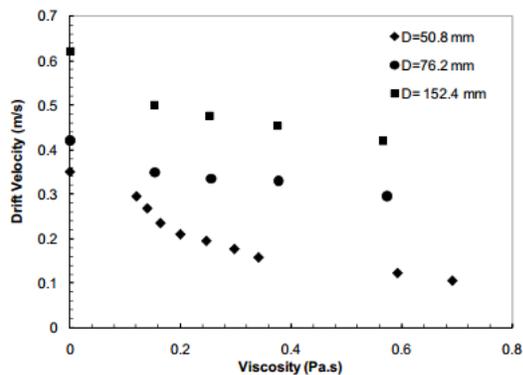


Figura N° 35. Variación de la velocidad de deriva vs viscosidad, usada en el modelo de Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010).

Con respecto a lo anterior, se utilizaron los valores de las velocidades de deriva obtenidas por las dos correlaciones, para generar un gráfico semejante al expuesto por Jeyachandra y Al-Sarkhi.

Se muestra el gráfico de la velocidad de deriva (VD) en variación con la viscosidad usando la correlación de Bendiksen (1984):

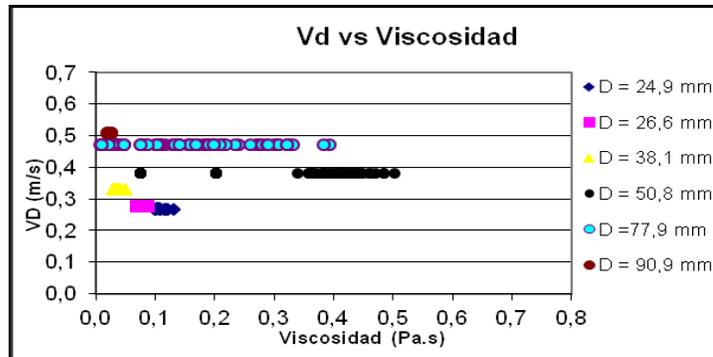


Figura N° 36. Variación de la velocidad de deriva vs viscosidad, usada en la correlación Bendiksen (1984), modelo de Xiao y cols. (1990).

Con respecto a la figura N° 36 se observa que la velocidad de deriva en función de la viscosidad para diferentes set de diámetros, se mantiene constante, es decir que esta velocidad no varía con respecto a la viscosidad. Sin embargo, si presenta el mismo comportamiento que comprende el modelo original de Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010) figura N° 35, de que la velocidad de deriva aumenta a medida que incrementa el diámetro de tubería.

Se muestra a continuación el gráfico de la velocidad de deriva en variación con la viscosidad usando la correlación de Bendiksen modificada (1986):

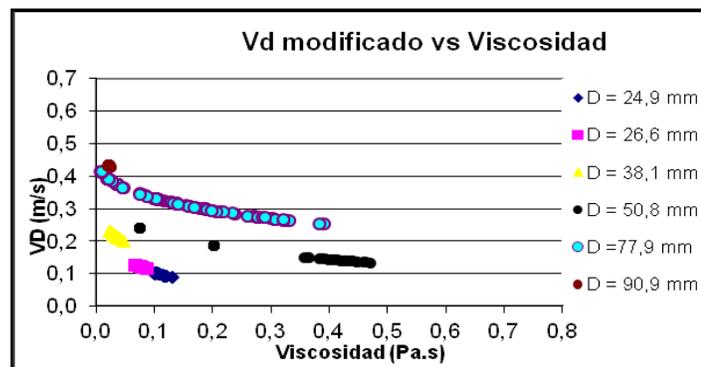


Figura N° 37. Variación de la velocidad de deriva vs viscosidad usada en la correlación Bendiksen modificada (1986), modelo de Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010).

Como se puede observar en la figura N° 37, se obtuvo el comportamiento esperado, ya que el gráfico obtenido fue usando la correlación empírica de Bendiksen (1986) planteada por el modelo de Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010).

Se tiene que a medida que aumenta la viscosidad, esto conduce a una pequeña variación en la velocidad de deriva. Para lo cual esta figura muestra que la viscosidad del líquido más alta es de aproximadamente 0.5 Pa.s (500 cP).

Igualmente, Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010) se basaron en analizar la correlación empírica de Ben-Mansour y cols. (2010), la cual comprende la velocidad de deriva en tubería horizontal en función del número de Froude (Ecuación 76), el número de viscosidad (Ecuación 77) y el número de Eotvos (Ecuación 78). Y a partir de esta correlación, estos autores generaron el siguiente gráfico basado en sus datos experimentales que incluyen líquidos de diferentes viscosidades y agua en diferentes diámetros de tubería, dichos datos expresan la correlación para la velocidad de deriva en tuberías horizontales.

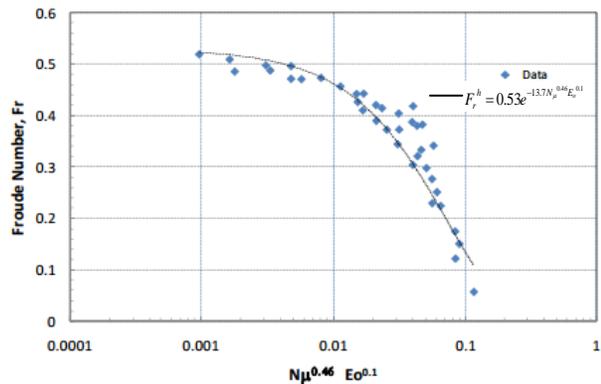


Figura N° 38. Correlación del Número de Froude Horizontal Vs Data experimental, usada en el modelo de Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010).

De la misma manera, se realizó un gráfico semejante al expuesto anteriormente usando la base de datos experimental de la presente investigación:

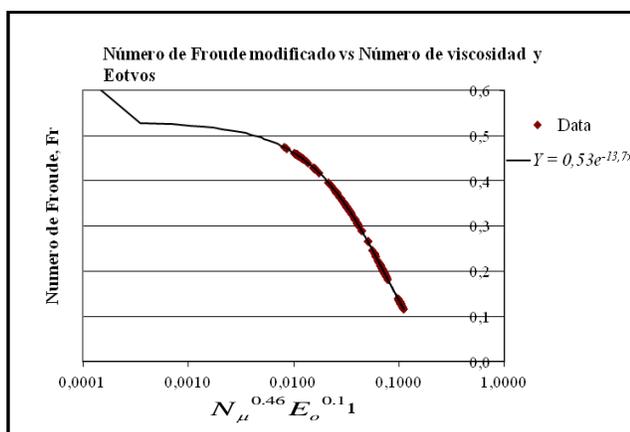


Figura N° 39. Correlación del Número de Froude Horizontal Vs base de datos. Modelo modificado.

Se obtiene a partir de la figura N°39, que la presente investigación captura el mismo comportamiento planteado por el modelo de Jeyachandra y Al-Sarkhi (figura N° 38) y se demuestra que la velocidad de deriva predicha se relaciona con el diámetro, la viscosidad y la tensión superficial.

4.3 Ajuste del nuevo modelo modificado:

En esta etapa se obtuvo el porcentaje de error que arrojó el modelo de Xiao et al (1990) al implementar aquellas modificaciones que mejoraron en los diferentes casos aplicados. Igualmente se obtuvo el porcentaje de error predicho por el modelo original.

A continuación se muestran los resultados obtenidos por ambos modelos para toda la base de datos experimental.

Tabla N° 17. Comparación de la precisión de ambos modelos usando la base de datos general.

Modelo de Xiao y cols. (1990)	E1 (%)	E2 (%)
Modelo modificado	-26,81	34,91
Modelo original de Xiao y cols. (1990)	1,71	41,67

En la tabla N° 17 para toda la data experimental, se observa que el modelo modificado presenta mejor desempeño con respecto al modelo original, arrojando un error porcentual absoluto promedio de 34,91% y un error porcentual promedio de -26.81.

También se presentan los resultados obtenidos por ambos modelos pero para una base de datos con líquidos de alta viscosidad mayores a 200 cP.

Tabla N° 18. Comparación de la precisión de ambos modelos usando líquidos de alta viscosidad (>200 cP).

Modelo de Xiao y cols. (1990)	E1 (%)	E2 (%)
Modelo modificado	-17,68	28,93
Modelo original de Xiao y cols. (1990)	-10,33	31,55

Para líquidos de alta viscosidad, también el modelo modificado se comporta mejor con respecto al modelo original, con un error porcentual absoluto promedio de 31,55% y un error porcentual promedio de -10,33%.

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES

En base a los objetivos planteados en el presente trabajo especial de grado, se presentan a continuación las conclusiones:

- El modelo IKH predice la transición de flujo estratificado – no estratificado para toda la base de datos con un porcentaje de predicción del 42 % en comparación con el modelo de Xiao y cols. (1990) que arroja un 12%.
- El modelo IKH predice la transición de flujo estratificado – no estratificado para líquidos de alta viscosidad (>200 cP) con un porcentaje de predicción del 21% pero el modelo de Xiao y cols no predice para esta base de datos.
- El modelo de Xiao y cols. (1990) predice mejor la transición de flujo intermitente – anular para toda la base de datos con un 92% de aciertos.
- El modelo de Taitel y Dukler (1976) predice mejor la transición de flujo intermitente – anular para líquidos de alta viscosidad (>200 cP) con un 91% de aciertos en comparación con el modelo de Xiao y cols. (1990) que obtuvo un 86%.
- El factor de fricción interfacial de Miya y cols. (1971) predice mejor el gradiente de presión para toda la base de datos y para líquidos de alta viscosidad (>200 cP) reduciendo el error que arroja Xiao y cols. (1990) aproximadamente a un 10%.
- El factor de fricción interfacial de Miya y cols. (1971) predice mejor el gradiente de presión en el patrón de flujo estratificado para líquidos de alta viscosidad (>200 cP) reduciendo un 34% sobre el error que produce Xiao y cols. (1990).

- La correlación empírica de Wallis (1969) para el factor de fricción interfacial, predice mejor el gradiente de presión en el patrón de flujo anular para líquidos de alta viscosidad (>200 cP) reduciendo el error de Xiao y cols en un 25%.
- El modelo de Jeyachandra y Al-Sarkhi (2010) se comporta igual al modelo de Xiao y cols. (2010) para la velocidad de deriva en la predicción del gradiente de presión, usando toda la base de datos experimental con un error de aproximadamente de 25% y para líquidos de alta viscosidad con un error de 27% .
- El algoritmo planteado para el modelo VKH no fue analizado para la transición de flujo estratificado – no estratificado con flujos bifásicos en tubería horizontal, debido a la dificultad para obtener una programación adecuada.

CAPÍTULO VI

RECOMENDACIONES

- Revisar el algoritmo VKH codificado en el programa original de Xiao y cols. (1990) para flujos bifásicos en tubería horizontal y ligeramente inclinada.
- Estudiar valores intermedios entre los niveles de líquidos utilizados en este estudio, para descartar la posibilidad de un mejor desempeño en la transición intermitente-anular.
- Continuar con las investigaciones para la precisión del gradiente de presión en el patrón de flujo estratificado, ya que se obtuvieron errores absolutos promedios muy altos.
- Realizar esta investigación con tuberías de diferentes ángulos de inclinación.

CAPÍTULO VII

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Barnea, D. (1991). On the effect of viscosity on stability of stratified gas-liquid flow-Application to flow pattern transition at various pipe inclinations. *Chemical Engineering Science*, vol.46, No.8, pp. 2123-2131.
2. Barnea, D. y Taitel, Y. (1993). Kelvin –Helmholtz stability criteria for stratified flow: Viscous versus non-viscous (Inviscid) approaches. *Int. J. Multiphase flow*, vol.19, No.4, pp 639-649.
3. Barnea, D. y Taitel, Y. (1994). Interfacial and structural stability of separated flow. *Int. J. Multiphase flow*, vol.20, pp 387-414.
4. Barnea, D., Shoham, O., Taitel, Y. (1982). Flow pattern transition for down ward inclined two phase flow: Horizontal to vertical. *Chemical Engineering Science*, vol. 37, No. 5, pp 735-740.
5. Cravino, A. y cols. (2009). Evaluación de modelos homogéneos de correlación y mecanicistas en la predicción del gradiente de presión de flujo de gas y de líquido en tuberías verticales. *Revista de la facultad de Ingeniería U.C.V*, vol. 24, No.3, pp. 75-82.
6. Eck, B. (1973). *Technische Stromungslehre*. Springer- Verlag.
7. Ellul, I.R. (1989). The prediction of dispersed gas-liquid flow in complex pipe geometries. PhD. Thesis, University of London.
8. Ellul, I.R., Saether, G., Shippen, M.E. (2004). The modeling of multiphase systems under steady-state and transient conditions. Pipeline Simulation Interest Group, No.0403, pp 1-21.
9. García, F. (2004). Factor de fricción para flujo bifásico de gas y de líquido en tuberías horizontales para régimen laminar y turbulento. Tesis de doctorado. Universidad Central de Venezuela, Caracas.

10. García, F. y cols. (2003). Power law and composite power law friction factor correlations for laminar and turbulent gas-liquid flow in horizontal pipelines. Science Direct, pp 1605-1624.
11. Gokcal, B. y cols. (2008). Effects of high oil viscosity on oil/gas flow behavior in horizontal pipes. SPE, 1-11.
12. Gokcal, B., Al-Sarkhi, A.S., Sarica, C. (2009). Effects of high oil viscosity on Drift Velocity for horizontal and Upward inclined pipes. SPE, pp 32-40.
13. Jeyachandra, B.C. y Al-Sarkhi, A.S. (2010). A Unified drift velocity closure relationship for high viscosity oil-gas flow. pp 213-222.
14. Miya, M., Woodmansee, D.E and Hanaratty. (1971). A model for roll waves in gas-liquid flow. Chem Eng Sci, pp 1915-1931.
15. Nieto, H. (2010). Evaluación del efecto factor de fricción sobre la precisión de un modelo de predicción de caída de presión para flujo gas-líquido. Tesis de Grado. Universidad Nacional Experimental "ANTONIO JOSÉ DE SUCRE", Caracas.
16. Ottens, M., Hoefsloot, H.C.J., Hamersma P.J. (2001). Correlations predicting liquid hold-up and pressure gradient in steady-state (Nearly) horizontal co-current gas-liquid pipe flow. Institution of Chemical Engineers, vol. pp. 79, 581-592.
17. Pesquera, M. (2009). Evaluación del efecto de la viscosidad del líquido en la transición estratificado-no estratificado para flujo bifásico gas-líquido en tubería horizontal. Tesis pregrado. Universidad Central de Venezuela, Caracas.
18. Ruiz, R., Brito, A., Trujillo, J. (2010). Evaluation of multiphase flow models to predict pressure gradient in horizontal pipelines with natural gas and heavy oil data. Ponencia presentada en el World heavy Oil Congress (pp. 1-14). Puerto la Cruz, Venezuela.
19. Shoham, O. (2000). Two-Phase Flow Modeling Handbook. Maestría en Ingeniería Mecánica, mención Producción de Petróleo. University of Tulsa, USA.
20. Spedding, P.L and Hand, N.P. (1995). Prediction of hold-up and frictional pressure loss in two-phase co-current flow, in Two-Phase Flow Modelling and Experimentation. Edizioni ETS, pp. 573-581.

21. Taitel, Y. y Dukler A. (1976). A model for predicting flow regime transitions in horizontal and near horizontal gas-liquid flow. *AIChE Journal*, vol. (22), No. 1, pp. 47-54.
22. Taitel, Y. (1995). Advances in flow mechanistic modeling. *SPE*, No.27959, pp. 1-20.
23. Trallero, J.L., Sarica, C., Brill, J.P. (1997). A study of oil/water flow patterns in horizontal pipes. *SPE*, pp 165-172.
24. Wallis, G.B. (1969). *One dimensional two phase flow*. McGraw-Hill, pp 320.
25. Weber, M.E. (1981). *Drift in intermittent two-phase flow*. McGraw-Hill, New York.
26. Xiao, J.J. y Shoham, O. (1990). A comprehensive mechanistic model for two-phase flow in pipelines.

CAPÍTULO VIII

APÉNDICES

**[APÉNDICE A] CODIFICACIÓN
DEL PROGRAMA ORIGINAL DE
XIAO Y COLS. (1990) EN VISUAL
FORTRAN.**

NOTA: LAS LETRAS C,
SIGNIFICAN LOS COMENTARIOS.

```
SUBROUTINE XIAODLL (VSG1 [REFERENCE],VSL1
[REFERENCE],
&
ANGX1 [REFERENCE],
DI1 [REFERENCE], ED1 [REFERENCE],
```

```
&
PX1 [REFERENCE],
DENG1 [REFERENCE], DENL1 [REFERENCE],
&
VISG1
[REFERENCE],VISL1 [REFERENCE],SURL1
[REFERENCE],
&
E1 [REFERENCE],
PGF1 [REFERENCE],PGE1 [REFERENCE],
&
PGA1 [REFERENCE],
PGT1 [REFERENCE], IFP1 [REFERENCE],
&
IOERR1
[REFERENCE], IERR1 [REFERENCE])
!DEC$ ATTRIBUTES DLLEXPORT::XIAODLL
```

```
CPO
C IMPLICIT NONE
```

```
REAL*4
VSG1,VSL1,ANGX1,DI1,ED1,PX1,VM1,ENS1,DENG1,
&
DENL1,VISG1,VISL1,SURL1,E1,PGF1,PGE1,PGA1,PG
T1
```

```
C INTEGER*2 IOERR,IERR,JJ,KK,IFP
INTEGER*2 IOERR1,IERR1,IFP1
```

```
CHARACTER*4 FPAT
CHARACTER*12 ARCRES
```

```
CPJO
ARCRES='RESULT.OUT'
OPEN (99,FILE=ARCRES,
STATUS='UNKNOWN')
```

```
CPO *****VOLVIENDO EL VALOR DE LAS
VARIABLES INTERMEDIAS
```

```
VSG=VSG1
VSL=VSL1
ANGX=ANGX1
DI=DI1
ED=ED1
PX=PX1
DENG=DENG1
DENL=DENL1
VISG=VISG1
VISL=VISL1
SURL=SURL1
```

```
C*****CONVERSIÓN DE SI A INGLÉS
```

```
DI=DI*3.28083990
VSL=VSL*3.28083990
VSG=VSG*3.28083990
DENL=DENL*2.20462262/35.31466672
DENG=DENG*2.20462262/35.31466672
VISL=VISL*1000.
VISG=VISG*1000.
SURL=SURL*1000.
PX=PX*0.00014504
```

```
CPO
IOERR=6
IERR=0
IFP=0
```

```
CPO
VM=VSL+VSG
ENS=VSL/VM
```

```
CPO
CALL
XMODEL(ANGX,DI,ED,PX,VM,ENS,DENG,DENL,VI
SG,VISL,SURL,
+
E,PGF,PGE,PGA,PGT,FPAT,IFP,IOERR,IERR)
```

```
CPO
CPO
CONVERSION DE UNIDADES
PGF1=PGF
PGE1=PGE
PGA1=PGA
PGT1=PGT
E1=E
ED1=ED
IFP1=IFP
```

```
PGF1=PGF1* 6894.78017694/ 0.3048
PGE1=PGE1* 6894.78017694/ 0.3048
PGA1=PGA1* 6894.78017694/ 0.3048
PGT1=PGT1* 6894.78017694/ 0.3048
```

```
IOERR1=IOERR
IERR1=IERR
```

```
WRITE(99,*)
WRITE(99,*) IFP1
WRITE(99,*) PGF1
WRITE(99,*) PGE
WRITE(99,*) PGT1
WRITE(99,*) E1
```

```
END SUBROUTINE XIAODLL
```

```
C
*****
***** XMODEL
C COMPREHENSIVE MECHANISTIC MODEL FOR
TWO-PHASE FLOW IN HORIZONTAL XMODEL
C AND NEAR HORIZONTAL PIPES (-15 TO +15
DEGREES) XMODEL
C WRITTEN BY: Jinjiang Xiao
XMODEL
C * * TULSA UNIVERSITY FLUID FLOW
PROJECTS * * XMODEL
C
*****
***** XMODEL
C XMODEL
C XMODEL
```

```

C This subroutine determines two-phase flow patterns
and calculate XMODEL
C liquid nivel and pressure gradient using the
mechanistic XMODEL
C approach. The English system of units is used for
input data but XMODEL
C converted to the SI system of units for the subsequent
XMODEL
C calculations.
XMODEL
C
C REFERENCES XMODEL
XMODEL
C -----
XMODEL
C 1. J. J. Xiao: "A Comprehensive Mechanistic Model
for Two-Phase XMODEL
C Flow in Pipelines," M.S. Thesis, The University
of Tulsa XMODEL
C (1990).
XMODEL
C XMODEL
C *****
***** XMODEL
C XMODEL
C XMODEL
C INPUT/OUTPUT LOGICAL FILE
VARIABLES XMODEL
C -----
XMODEL
C XMODEL
C IOERR = Output file for error messages when input
values passed XMODEL
C to the subroutine are out of range or error occurs
in XMODEL
C the calculation.
XMODEL
C XMODEL
C XMODEL
C SUBPROGRAMS CALLED
XMODEL
C -----
XMODEL
C XMODEL
C HNHFPDT= This subroutine predicts flow pattern for
two-phase XMODEL
C flow in horizontal and near horizontal pipes.
XMODEL
C SINGLE = This subroutine calculates pressure
gradient for single XMODEL
C phase flow of liquid or gas.
XMODEL
C STMODEL= This subroutine calculates liquid nivel
and pressure XMODEL
C gradient for stratified flow.
XMODEL
C ITMODEL= This subroutine calculates liquid nivel
and pressure XMODEL
C gradient for intermittent flow.
XMODEL
C ANMODEL= This subroutine calculates liquid nivel
and pressure XMODEL
C gradient for annular flow.
XMODEL
C DBMODEL= This subroutine calculates liquid nivel
and pressure XMODEL
C gradient for dispersed bubble flow.
XMODEL
C XMODEL
C XMODEL
C XMODEL
C VARIABLE DESCRIPTION
XMODEL
C -----
XMODEL
C XMODEL
C *ANG = Angle of flow from horizontal. (deg.)
XMODEL
C ANGR = Angle of flow from horizontal. (rad)
XMODEL
C *DENG = Gas density. (lbm/ft**3)
XMODEL
C *DENL = Liquid density. (lbm/ft**3)
XMODEL
C *DI = Inside pipe diameter. (ft)
XMODEL
C E = Liquid nivel fraction.
XMODEL
C *ED = Relative pipe roughness.
XMODEL
C *ENS = No-slip liquid nivel fraction.
XMODEL
C FPAT = Flow pattern (Chr.):
XMODEL
C 'NA-' = Not Available
XMODEL
C 'LIQ' = Liquid
XMODEL
C 'GAS' = Gas
XMODEL
C 'S-S' = Stratified-Smooth
XMODEL
C 'S-W' = Stratified-Wavy
XMODEL
C 'ANUL' = Annular
XMODEL
C 'ITMI' = Intermittent
XMODEL
C 'DBUB' = Dispersed Bubble
XMODEL
C IERR = Error code:
XMODEL
C 0 = OK
XMODEL
C 1 = input variables out of range
XMODEL
C 2 = extrapolation of correlation occurring
XMODEL
C *P = Pressure. (psia)
XMODEL
C PGA = Acceleration pressure gradient. (psi/ft)
XMODEL
C PGE = Elevation pressure gradient. (psi/ft)
XMODEL
C PGF = Friction pressure gradient. (psi/ft)
XMODEL
C PGT = Total pressure gradient. (psi/ft)
XMODEL
C *SURL = Gas-liquid surface tension. (dynes/cm)
XMODEL
C *VISG = Gas viscosity. (cp)
XMODEL

```

```

C *VISL = Liquid viscosity. (cp)
XMODEL
C *VM = Mixture velocity. (ft/sec)
XMODEL
C VSG = Superficial gas velocity. (ft/sec)
XMODEL
C VSL = Superficial liquid velocity. (ft/sec)
XMODEL
C
XMODEL
C (*Indicates input variables)
XMODEL
C
XMODEL
C
*****
***** XMODEL
C
SUBROUTINE
XMODEL(ANGX,DI,ED,PX,VM,ENS,DENG,DENL,VI
SG,VISL,SURL, XMODEL
+
E,PGF,PGE,PGA,PGT,FPAT,IFP,IOERR,IERR)
XMODEL
C
CHARACTER*4 FPAT
XMODEL
C
C *****
XMODEL
C Check input variables for valid range
XMODEL
C *****
XMODEL
C
IERR=0
ANG=ANGX
XMODEL
IF (ANG .LT. -15.0 .OR. ANG .GT. 15.0) THEN
XMODEL
CPO WRITE (IOERR,*) 'XMODEL: Illegal value
input for ANG' XMODEL
IERR=1
XMODEL
ELSEIF (DI .LE. 0.0) THEN
XMODEL
CPO WRITE (IOERR,*) 'XMODEL: Illegal value
input for DI' XMODEL
IERR=1
XMODEL
ELSEIF (ED .LT. 0.0 .OR. ED .GT. 0.05) THEN
XMODEL
CPO WRITE (IOERR,*) 'XMODEL: Illegal value
input for ED' XMODEL
IERR=1
XMODEL
ELSEIF (PX .LE. 0.0) THEN
XMODEL
CPO WRITE (IOERR,*) 'XMODEL: Illegal value
input for P' XMODEL
IERR=1
XMODEL
ELSEIF (VM .LE. 0.0) THEN
XMODEL
CPO WRITE (IOERR,*) 'XMODEL: Illegal value
input for VM' XMODEL
IERR=1
XMODEL
ELSEIF (ENS .LT. 0.0 .OR. ENS .GT. 1.0) THEN
XMODEL
CPO WRITE (IOERR,*) 'XMODEL: Illegal value
input for ENS' XMODEL
IERR=1
XMODEL
ELSEIF (DENG .LE. 0.0) THEN
XMODEL
CPO WRITE (IOERR,*) 'XMODEL: Illegal value
input for DENG' XMODEL
IERR=1
XMODEL
ELSEIF (DENL .LE. 0.0) THEN
XMODEL
CPO WRITE (IOERR,*) 'XMODEL: Illegal value
input for DENL' XMODEL
IERR=1
XMODEL
ELSEIF (VISG .LE. 0.0) THEN
XMODEL
CPO WRITE (IOERR,*) 'XMODEL: Illegal value
input for VISG' XMODEL
IERR=1
XMODEL
ELSEIF (VISL .LE. 0.0) THEN
XMODEL
CPO WRITE (IOERR,*) 'XMODEL: Illegal value
input for VISL' XMODEL
IERR=1
XMODEL
ELSEIF (SURL .LE. 0.0) THEN
XMODEL
CPO WRITE (IOERR,*) 'XMODEL: Illegal value
input for SURL' XMODEL
IERR=1
XMODEL
ENDIF
XMODEL
IF (IERR .EQ. 1) GO TO 999
XMODEL
C
C *****
XMODEL
C End of validity check.
XMODEL
C *****
XMODEL
C
C -----
XMODEL
C Initialize the output variables
XMODEL
C -----
XMODEL
C
E = 0.0
XMODEL
PGF = 0.0
XMODEL
PGE = 0.0
XMODEL
PGA = 0.0
XMODEL
PGT = 0.0
XMODEL
FPAT = '-NA-'
XMODEL

```

```

C
C -----
XMODEL
C Convert input variables into SI units
XMODEL
C -----
XMODEL
C XMODEL
DI = DI * 0.3048
XMODEL
PX = PX * 101325.0 / 14.7
XMODEL
VM = VM * 0.3048
XMODEL
DENG = DENG * 16.0184
XMODEL
DENL = DENL * 16.0184
XMODEL
VISG = VISG * 0.001
XMODEL
VISL = VISL * 0.001
XMODEL
SURL = SURL * 0.001
XMODEL
C XMODEL
C -----
XMODEL
C Preliminary calculations
XMODEL
C -----
XMODEL
C XMODEL
ANGR = 3.14159 * ANG / 180.0
VSL = VM * ENS
XMODEL
VSG = VM - VSL
XMODEL
C XMODEL
C -----
XMODEL
C Determine flow pattern
XMODEL
C -----
XMODEL
C XMODEL
CALL
HNHFPDT(ANGR,DI,ED,PX,DENL,DENG,VISL,VISG,
SURL,VSL,VSG, XMODEL
+ FPAT,IFP,IOERR,IERR)
XMODEL
IF(IERR .EQ. 1) THEN
XMODEL
CPJO AB 22AGO2002 WRITE(IOERR,*)
'XMODEL: Error returned from HNHFPDT call'
XMODEL
GOTO 999
XMODEL
ENDIF
XMODEL
C XMODEL
10 CONTINUE
XMODEL
C XMODEL
C *****
XMODEL
C Calculate pressure gradient
XMODEL
C *****
XMODEL
XMODEL
C *****
XMODEL
C
IF(FPAT .EQ. ' LIQ') THEN
IFP=1
XMODEL
C -----
XMODEL
C Single phase liquid flow
XMODEL
C -----
XMODEL
C XMODEL
E = 1.0
XMODEL
CALL
SINGLE(ANGR,DI,ED,VSL,DENL,VISL,PX,PGF,PGE,
PGA,PGT, XMODEL
+ IOERR,IERR)
XMODEL
IF(IERR .EQ. 1) THEN
XMODEL
CPJO AB 22AGO2002 WRITE(IOERR,*)
'XMODEL: Error returned from SINGLE call (1)'
XMODEL
ENDIF
XMODEL
ELSEIF(FPAT .EQ. ' GAS') THEN
IFP=2
XMODEL
C XMODEL
C -----
XMODEL
C Single phase gas flow
XMODEL
C -----
XMODEL
C XMODEL
E = 0.0
XMODEL
CALL
SINGLE(ANGR,DI,ED,VSG,DENG,VISG,PX,PGF,PGE,
PGA,PGT, XMODEL
+ IOERR,IERR)
XMODEL
IF(IERR .EQ. 1) THEN
XMODEL
CPJO AB 22AGO2002 WRITE(IOERR,*)
'XMODEL: Error returned from SINGLE call (2)'
XMODEL
ENDIF
XMODEL
ELSEIF(FPAT .EQ. ' S-S' .OR. FPAT .EQ. ' S-W')
THEN XMODEL
C XMODEL
C -----
XMODEL
C Stratified flow
XMODEL
C -----
XMODEL
C XMODEL
CALL
STMODEL(ANGR,DI,ED,PX,DENL,DENG,VISL,VISG,
SURL,VSL,VSG, XMODEL

```

```

+      E,PGF,PGE,PGA,PGT,IOERR,IERR)
XMODEL
  IF(IERR .EQ. 1) THEN
XMODEL
CPJO AB 22AGO2002      WRITE(IOERR,*)
'XMODEL: Error returned from STMODEL call'
XMODEL
  ENDIF
XMODEL
  ELSEIF(FPAT .EQ. 'TMI') THEN
  IFP=4
XMODEL
C                                XMODEL
C -----
XMODEL
C Intermittent flow
XMODEL
C -----
XMODEL
C                                XMODEL
C      CALL
ITMODEL(ANGR,DI,ED,DENL,DENG,VISL,VISG,SU
RL,VSL,VSG,      XMODEL
+      E,PGF,PGE,PGA,PGT,IFPX,IOERR,IERR)
XMODEL
  IF(IERR .EQ. 1) THEN
XMODEL
CPJO AB 22AGO2002      WRITE(IOERR,*)
'XMODEL: Error returned from ITMODEL call'
XMODEL
  ELSEIF(IFPX .EQ. 1) THEN
XMODEL
  FPAT = 'S-W'
XMODEL
  GOTO 10
XMODEL
  ENDIF
XMODEL
  ELSEIF(FPAT .EQ. 'ANUL') THEN
XMODEL
C                                XMODEL
C -----
XMODEL
C Annular flow
XMODEL
C -----
XMODEL
C                                XMODEL
C      CALL
ANMODEL(ANGR,DI,ED,DENL,DENG,VISL,VISG,SU
RL,VSL,VSG,      XMODEL
+      E,PGF,PGE,PGA,PGT,IOERR,IERR)
XMODEL
  IF(IERR .EQ. 1) THEN
XMODEL
CPJO AB 22AGO2002      WRITE(IOERR,*)
'XMODEL: Error returned from ANMODEL call'
XMODEL
  ENDIF
XMODEL
  ELSE
XMODEL
C                                XMODEL
C -----
XMODEL
C Dispersed bubble flow
XMODEL

```

```

C -----
XMODEL
C                                XMODEL
C      CALL
DBMODEL(ANGR,DI,ED,DENL,DENG,VISL,VISG,SU
RL,VSL,VSG,      XMODEL
+      E,PGF,PGE,PGA,PGT,IOERR,IERR)
XMODEL
  IF(IERR .EQ. 1) THEN
XMODEL
CPJO AB 22AGO2002      WRITE(IOERR,*)
'XMODEL: Error returned from DBMODEL call'
XMODEL
  ENDIF
XMODEL
  ENDIF
XMODEL
  IF(IERR .EQ. 1) GOTO 999
XMODEL
C                                XMODEL
C -----
XMODEL
C Change variables back to British units
XMODEL
C -----
XMODEL
C                                XMODEL
C      PGF = PGF * (14.7 / 101325.0) * 0.3048
XMODEL
      PGE = PGE * (14.7 / 101325.0) * 0.3048
XMODEL
      PGA = PGA * (14.7 / 101325.0) * 0.3048
XMODEL
      PGT = PGT * (14.7 / 101325.0) * 0.3048
XMODEL
      DI = DI / 0.3048
XMODEL
      PX = PX * 14.7 / 101325.0
XMODEL
      VM = VM / 0.3048
XMODEL
      DENG= DENG / 16.0184
XMODEL
      DENL= DENL / 16.0184
XMODEL
      VISG= VISG * 1000.0
XMODEL
      VISL= VISL * 1000.0
XMODEL
      SURL= SURL * 1000.0
XMODEL
C                                XMODEL
999 RETURN
XMODEL
  END
XMODEL
C
*****
***** HNHFPDT
C FLOW PATTERN DETERMINATION FOR TWO-
PHASE FLOW IN HORIZONTAL AND HNHFPDT
C NEAR HORIZONTAL PIPES (-15 TO +15
DEGREES) HNHFPDT
C WRITTEN BY: Caetano, Triggia and Shoham
HNHFPDT
C REVISIED BY: Jinjiang Xiao LAST REVISION:
July 1990 HNHFPDT

```

```

C      ** TULSA UNIVERSITY FLUID FLOW
PROJECTS **      HNHFPDT
C
*****
***** HNHFPDT
C      HNHFPDT
C      This subroutine detects flow patterns for any given
set of input HNHFPDT
C      data for horizontal and near horizontal two-phase
flow. The SI HNHFPDT
C      system of units is used.
HNHFPDT
C      HNHFPDT
C      HNHFPDT
C      REFERENCES
C      -----
HNHFPDT
C      HNHFPDT
C      1. E.F. Caetano, O. Shoham and A.A. Triggia: "Gas
Liquid HNHFPDT
C      Two-Phase Flow Pattern Prediction Computer
Library", HNHFPDT
C      Journal of Pipelines, 5 (1986) 207-220.
HNHFPDT
C      2. J. J. Xiao: "A Comprehensive Mechanistic Model
for Two-Phase HNHFPDT
C      Flow in Pipelines," M.S. Thesis, The University
of Tulsa HNHFPDT
C      (1990).
HNHFPDT
C
*****
***** HNHFPDT
C      HNHFPDT
C      HNHFPDT
C      INPUT/OUTPUT LOGICAL FILE
VARIABLES HNHFPDT
C      -----
HNHFPDT
C      HNHFPDT
C      *IOERR = Output file for error messages when input
values passed HNHFPDT
C      to the subroutine are out of range or error occurs
in HNHFPDT
C      the calculation.
HNHFPDT
C      HNHFPDT
C      HNHFPDT
C      SUBPROGRAMS CALLED
HNHFPDT
C      -----
HNHFPDT
C      HNHFPDT
C      CALHLD = This subroutine calculates the
dimensionless liquid HNHFPDT
C      level HL/D in stratified flow.
HNHFPDT
C      HBVEL = This subroutine calculate fluid velocities
at flow HNHFPDT
C      pattern transition boundaries.
HNHFPDT
C      HNHFPDT
C      HNHFPDT
C      HNHFPDT
C      VARIABLE DESCRIPTION
HNHFPDT

```

```

C      -----
HNHFPDT
C      HNHFPDT
C      *ANGR = Angle of flow from horizontal. (rad)
HNHFPDT
C      *DENG = Gas density. (kg/m**3)
HNHFPDT
C      *DENL = Liquid density. (kg/m**3)
HNHFPDT
C      *DI = Inside pipe diameter. (m)
HNHFPDT
C      *ED = Relative pipe roughness
HNHFPDT
C      FPAT = Flow pattern (Chr.):
HNHFPDT
C      'NA-' = Not Available
HNHFPDT
C      'LIQ' = Liquid
HNHFPDT
C      'GAS' = Gas
HNHFPDT
C      'S-S' = Stratified-Smooth
HNHFPDT
C      'S-W' = Stratified-Wavy
HNHFPDT
C      'ANUL' = Annular
HNHFPDT
C      'ITMI' = Intermittent
HNHFPDT
C      'DBUB' = Dispersed Bubble
HNHFPDT
C      IERR = Error code:
HNHFPDT
C      0 = OK
HNHFPDT
C      1 = input variables out of range
HNHFPDT
C      2 = extrapolation of correlation occurring
HNHFPDT
C      *P = Pressure. (Pa)
HNHFPDT
C      *SURL = Gas-liquid surface tension. (N/m)
HNHFPDT
C      *VISG = Gas viscosity. (kg/m*sec)
HNHFPDT
C      *VISL = Liquid viscosity. (kg/m*sec)
HNHFPDT
C      *VSG = Superficial gas velocity. (m/sec)
HNHFPDT
C      *VSL = Superficial liquid velocity. (m/sec)
HNHFPDT
C      HNHFPDT
C      (*Indicates input variables)
HNHFPDT
C      HNHFPDT
C
*****
***** HNHFPDT
C      HNHFPDT
C      SUBROUTINE
HNHFPDT(ANGR,DI,ED,PX,DENL,DENG,VISL,VISG,
SURL,VSL,VSG, HNHFPDT
+      FPAT,IFP,IOERR,IERR)
HNHFPDT
C      CHARACTER*4 FPAT
HNHFPDT
C      HNHFPDT

```



```

C Annular flow
HNHFPDT
C -----
HNHFPDT
C HNHFPDT
    FPAT = 'ANUL'
    IFP=9
HNHFPDT
    GOTO 999
HNHFPDT
C HNHFPDT
C -----
HNHFPDT
C Check for intermittent or dispersed bubble flow
HNHFPDT
C -----
HNHFPDT
C HNHFPDT
    30 IF(VL .GT. VLIDB) GOTO 40
HNHFPDT
C HNHFPDT
C -----
HNHFPDT
C Intermittent flow
HNHFPDT
C -----
HNHFPDT
C HNHFPDT
    FPAT = 'ITMI'
    IFP=4
HNHFPDT
    GOTO 999
HNHFPDT
C HNHFPDT
C -----
HNHFPDT
C Dispersed bubble flow
HNHFPDT
C -----
HNHFPDT
C HNHFPDT
    40 FPAT = 'DBUB'
    IFP=10
HNHFPDT
C HNHFPDT
    999 RETURN
HNHFPDT
    END
HNHFPDT
C
*****
***** HBVEL
C TRANSITION BOUNDARIES FOR HORIZONTAL
AND NEAR HORIZONTAL TWO-PHASE HBVEL
C FLOW (-15 TO +15 DEGREES)
HBVEL
C WRITTEN BY: Caetano, Triggia and Shoham
HBVEL
C REVISED BY: Jinjiang Xiao LAST REVISION:
July 1990 HBVEL
C ** TULSA UNIVERSITY FLUID FLOW
PROJECTS ** HBVEL
C
*****
***** HBVEL
C HBVEL

```

```

C This subroutine calculates fluid velocities at flow
pattern HBVEL
C transition boundaries for horizontal and near
horizontal two-phase HBVEL
C flow. The SI system of unit is used.
HBVEL
C HBVEL
C HBVEL
C REFERENCES
HBVEL
C ----- HBVEL
C HBVEL
C 1. E.F. Caetano, O. Shoham and A.A. Triggia: "Gas
Liquid HBVEL
C Two-Phase Flow Pattern Prediction Computer
Library", HBVEL
C Journal of Pipelines, 5 (1986) 207-220.
HBVEL
C 2. J. J. Xiao: "A Comprehensive Mechanistic Model
for Two-Phase HBVEL
C Flow in Pipelines," M.S. Thesis, The University
of Tulsa HBVEL
C (1990).
HBVEL
C
*****
***** HBVEL
C HBVEL
C HBVEL
C INPUT/OUTPUT LOGICAL FILE
VARIABLES HBVEL
C -----
HBVEL
C HBVEL
C *IOERR = Output file for error messages when input
values passed HBVEL
C to the subroutine are out of range or error occurs
in HBVEL
C the calculation.
HBVEL
C HBVEL
C HBVEL
C VARIABLE DESCRIPTION
HBVEL
C -----
HBVEL
C HBVEL
C *ANGR = Angle of flow from horizontal. (rad)
HBVEL
C *AXG = Aear occupied by gas in equilibrium
stratified flow. HBVEL
C (m**2)
HBVEL
C *DENG = Gas density. (kg/m**3)
HBVEL
C *DENL = Liquid density. (kg/m**3)
HBVEL
C *DI = Inside pipe diameter. (m)
HBVEL
C *FFL = Liquid-wall friction factor (Fanning).
HBVEL
C *HLD = Dimensionless equilibrium liquid level
(HL/D). HBVEL
C IERR = Error code:
HBVEL
C 0 = OK
HBVEL

```

```

C      1 = input variables out of range
HBVEL
C      2 = extrapolation of correlation occurring
HBVEL
C      *SIL = Wetted periphery of liquid in equilibrium
stratified HBVEL
C      flow. (m)
HBVEL
C      *SURL = Gas-liquid surface tension. (N/m)
HBVEL
C      VGSNS = Gas velocity at stratified - non stratified
HBVEL
C      transition. (m/sec)
HBVEL
C      VGSSW = Gas velocity at stratified smooth -
stratified wavy HBVEL
C      transition. (m/sec)
HBVEL
C      *VISL = Liquid viscosity. (kg/m*sec)
HBVEL
C      *VL = Liquid velocity in equilibrium stratified
flow. (m/sec) HBVEL
C      VLIDB = Liquid velocity at intermittent - dispersed
bubble HBVEL
C      flow transition. (m/sec)
HBVEL
C      VLSSW = Liquid velocity at stratified smooth -
stratified wavy HBVEL
C      flow transition for downward flow. (m/sec)
HBVEL
C      HBVEL
C      (*Indicates input variables)
HBVEL
C      HBVEL
C
*****
***** HBVEL
C      HBVEL
SUBROUTINE
HBVEL(ANGR,DI,DENL,DENG,VISL,HLD,VL,AXG,S
IL,FFL, HBVEL
+
VGSNS,VGSSW,VLSSW,VLIDB,IOERR,IERR)
HBVEL
C      HBVEL
IERR = 0
HBVEL
G = 9.81 HBVEL
C      HBVEL
C      -----
HBVEL
C      Calculate gas velocity at stratified - non stratified
transition HBVEL
C      -----
HBVEL
C      HBVEL
HLR = 2. * HLD
HBVEL
DADH = DI*SQRT(1.-(HLR-1.))**2)
HBVEL
VGSNS = (1.0-HLD)*SQRT(abs(DENL-
DENG)/DENG)*G*COS(ANGR)*AXG/DADH)
HBVEL
C      HBVEL
C      -----
HBVEL
C      Calculate gas velocity at stratified smooth - stratified
wavy HBVEL
C      transition
HBVEL
C      -----
HBVEL
S = 0.06
VGSSW = SQRT(4.*VISL*abs(DENL-
DENG)*G*COS(ANGR)/(S*DENL*DENG*VL))
HBVEL
C      HBVEL
C      -----
HBVEL
C      Calculate liquid velocity at stratified smooth -
stratified wavy HBVEL
C      transition for downward flow
HBVEL
C      -----
HBVEL
C      HBVEL
IF(ANGR .LT. 0.0) THEN
HBVEL
VLSSW = 1.5*SQRT(G*HLD*DI)
HBVEL
ENDIF
HBVEL
C      HBVEL
C      -----
HBVEL
C      Calculate liquid velocity at intermittent - dispersed
bubble HBVEL
C      flow transition
HBVEL
C      -----
HBVEL
C      HBVEL
VLIDB =
SQRT(4.*AXG*G*COS(ANGR)/(SIL*FFL)*abs(DENL-
DENG)/DENL) HBVEL
HBVEL
RETURN
HBVEL
END HBVEL
C
*****
***** STMODEL
C      MECHANISTIC MODEL FOR LIQUID NIVEL
AND PRESSURE GRADIENT IN STMODEL
C      STRATIFIED FLOW
STMODEL
C      WRITTEN BY: Jinjiang Xiao
STMODEL
C      * * TULSA UNIVERSITY FLUID FLOW
PROJECTS * * STMODEL
C
*****
***** STMODEL
C      STMODEL
C      STMODEL
C      This subroutine calculates liquid nivel and pressure
gradient STMODEL
C      for stratified flow using the mechanistic approach.
The SI system STMODEL
C      of units is used.
STMODEL
C      STMODEL

```

```

C          REFERENCES
STMDEL
C          -----
STMDEL
C          STMDEL
C 1. Y. Taitel and A. E. Dukler: "A Model for
Predicting FLOW STMDEL
C Regime Transitions in Horizontal and Near
horizontal STMDEL
C Gas-Liquid Flow," AIChE J. 22, No. 1, 47-55
(1976). STMDEL
C 2. J. J. Xiao: "A Comprehensive Mechanistic Model
for Two-Phase STMDEL
C Flow in Pipelines," M.S. Thesis, The University
of Tulsa STMDEL
C (1990).
STMDEL
C          STMDEL
C          *****
*****
***** STMDEL
C          STMDEL
C          STMDEL
C          INPUT/OUTPUT LOGICAL FILE
VARIABLES STMDEL
C          -----
STMDEL
C          STMDEL
C IOERR = Output file for error messages when input
values passed STMDEL
C to the subroutine are out of range or error occurs
in STMDEL
C the calculation.
STMDEL
C          STMDEL
C          STMDEL
C          SUBPROGRAMS CALLED
STMDEL
C          -----
STMDEL
C          STMDEL
C CALHLD = This subroutine calculates the
dimensionless liquid STMDEL
C level HL/D in stratified flow.
STMDEL
C          STMDEL
C          STMDEL
C          VARIABLE DESCRIPTION
STMDEL
C          -----
STMDEL
C          STMDEL
C *ANGR = Angle of flow from horizontal. (rad)
STMDEL
C AXP = Pipe cross sectionsl area. (m**2)
STMDEL
C *DENG = Gas density. (kg/m**3)
STMDEL
C *DENL = Liquid density. (kg/m**3)
STMDEL
C *DI = Inside pipe diameter. (m)
STMDEL
C E = Liquid nivel fraction.
STMDEL
C *ED = Relative pipe roughness.
STMDEL

```

```

C IERR = Error code:
STMDEL
C 0 = OK
STMDEL
C 1 = input variables out of range
STMDEL
C 2 = extrapolation of correlation occurring
STMDEL
C *P = Pressure. (Pa)
STMDEL
C PGA = Acceleration pressure gradient. (Pa/m)
STMDEL
C PGE = Elevation pressure gradient. (Pa/m)
STMDEL
C PGF = Friction pressure gradient. (Pa/m)
STMDEL
C PGT = Total pressure gradient. (Pa/m)
STMDEL
C *SURL = Gas-liquid surface tension. (N/m)
STMDEL
C *VISG = Gas viscosity. (kg/m*sec)
STMDEL
C *VISL = Liquid viscosity. (kg/m*sec)
STMDEL
C *VSG = Superficial gas velocity. (m/sec)
STMDEL
C *VSL = Superficial liquid velocity. (m/sec)
STMDEL
C          STMDEL
C (*Indicates input variables)
STMDEL
C          STMDEL
C          *****
*****
***** STMDEL
C          STMDEL
C          SUBROUTINE
STMDEL(ANGR,DI,ED,PX,DENL,DENG,VISL,VISG,
SURL,VSL,VSG, STMDEL
+ E,PGF,PGE,PGA,PGT,IOERR,IERR)
STMDEL
C          STMDEL
C IERR = 0
STMDEL
C AXP = 3.1415927 * DI**2 / 4.
STMDEL
C          STMDEL
C          -----
STMDEL
C Calculate variables in stratified flow
STMDEL
C          -----
STMDEL
C          STMDEL
C KFI = 2
STMDEL
C          STMDEL
C          CALL
CALHLD(ANGR,DI,ED,PX,DENL,DENG,VISL,VISG,S
URL,VSL,VSG, STMDEL
+
KFI,HLD,AXL,AXG,SLL,SGL,SIL,VL,VG,DHL,DHG,R
EL,REG, STMDEL
+
FFL,FFG,FFI,TAUL,TAUG,TAUI,IOERR,IERR)
STMDEL

```



```

C  FFI = Interfacial friction factor (Fanning).
CALHLD
C  FFL = Liquid-wall friction factor (Fanning).
CALHLD
C  HLD = Dimensionless liquid level (HL/D).
CALHLD
C  IERR = Error code:
CALHLD
C      0 = OK
CALHLD
C      1 = input variables out of range
CALHLD
C      2 = extrapolation of correlation occurring
CALHLD
C  *KFI = Indicator for the flow:
CALHLD
C      1 = Equilibrium stratified flow (flow pattern
detection) CALHLD
C      2 = Stratified flow.
CALHLD
C  *P = Pressure. (Pa)
CALHLD
C  REG = Gas phase Reynolds number.
CALHLD
C  REL = Liquid phase Reynolds number.
CALHLD
C  SGL = Wetted periphery of gas in stratified flow.
(m) CALHLD
C  SIL = Length of gas-liquid interface in stratified
flow. (m) CALHLD
C  SLL = Wetted periphery of liquid in stratified flow.
(m) CALHLD
C  *SURL = Gas-liquid surface tension. (N/m)
CALHLD
C  TAUG = Gas-wall shear stress. (Pa)
CALHLD
C  TAUI = Interfacial shear stress. (Pa)
CALHLD
C  TAUL = Liquid-wall shear stress. (Pa)
CALHLD
C  *VISG = Gas viscosity. (kg/m*sec)
CALHLD
C  *VISL = Liquid viscosity. (kg/m*sec)
CALHLD
C  VG = Gas velocity in stratified flow. (m/sec)
CALHLD
C  VL = Liquid velocity in stratified flow. (m/sec)
CALHLD
C  *VSG = Superficial gas velocity. (m/sec)
CALHLD
C  *VSL = Superficial liquid velocity. (m/sec)
CALHLD
C                                          CALHLD
C  (*Indicates input variables)
CALHLD
C                                          CALHLD
C
*****
***** CALHLD
C                                          CALHLD
C      SUBROUTINE
CALHLD(ANGR,DI,ED,PX,DENL,DENG,VISL,VISG,S
URL,VSL,VSG, CALHLD
+
KFI,HLD,AXL,AXG,SLL,SGL,SIL,VL,VG,DHL,DHG,R
EL,REG, CALHLD

```

```

+
FFL,FFG,FFI,TAUL,TAUG,TAUI,IOERR,IERR)
CALHLD
C                                          CALHLD
      DATA DX,ACC/0.001,1.E-5/
CALHLD
C                                          CALHLD
C -----
CALHLD
C  Search the interval where the root is located
CALHLD
C -----
CALHLD
C                                          CALHLD
      IERR = 0
CALHLD
      N = 0
      X = -DX
CALHLD
      FFF = 0.
CALHLD
      10 X1 = X
CALHLD
      F1 = FFF
CALHLD
      X = X + DX
CALHLD
      IF(X .LE. 0.) X = 0.0001
CALHLD
      IF(X .GE. 1.9999) THEN
CALHLD
          IERR = 1
CALHLD
CPJO AB 22AGO2002 WRITE(IOERR,*)
'CALHLD: No convergence on HL/D calculation (1)'
CALHLD
      GOTO 999
CALHLD
      ENDIF
CALHLD
      CALL
      GEOMST(ANGR,DI,ED,PX,DENL,DENG,VISL,VISG,S
URL,VSL,VSG, CALHLD
+
KFI,X,AXL,AXG,SLL,SGL,SIL,VL,VG,DHL,DHG,REL,
REG, CALHLD
+
FFL,FFG,FFI,TAUL,TAUG,TAUI,FFF,IOERR,IERR)
CALHLD
      IF(IERR .EQ. 1) THEN
CALHLD
CPJO AB 22AGO2002 WRITE(IOERR,*)
'CALHLD: Error returned from GEOMST call (1)'
CALHLD
      GOTO 999
CALHLD
      ENDIF
CALHLD
      F2 = FFF
CALHLD
      X2 = X
CALHLD
      FSIGNH = F1 * F2
CALHLD
      IF(FSIGNH .GE. 0.) GOTO 10
CALHLD
C                                          CALHLD
C

```

```

C -----
CALHLD
C Obtain the solution for HL/D
CALHLD
C -----
CALHLD
C                                     CALHLD
  20 N = N + 1
CALHLD
  IF(N .GT. 100) THEN
CALHLD
    IERR = 1
CALHLD
    CPJO AB 22AGO2002 WRITE(IOERR,*)
    'CALHLD: No convergence on HL/D calculation (2)'
CALHLD
    GOTO 999
CALHLD
  ENDIF
CALHLD
  X = (F2*X1 - F1*X2)/(F2-F1)
CALHLD
  FA = ABS(X - X2)
CALHLD
  IF(FA .LE. ACC) THEN
CALHLD
    HLD = X/2.
CALHLD
    GOTO 999
CALHLD
  ENDIF
CALHLD
  CALL
  GEOMST(ANGR,DI,ED,PX,DENL,DENG,VISL,VISG,S
  URL,VSL,VSG, CALHLD
  +
  KFI,X,AXL,AXG,SLL,SGL,SIL,VL,VG,DHL,DHG,REL,
  REG, CALHLD
  +
  FFL,FFG,FFI,TAUL,TAUG,TAUI,FFF,IOERR,IERR)
CALHLD
  IF(IERR .EQ. 1) THEN
CALHLD
    CPJO AB 22AGO2002 WRITE(IOERR,*)
    'CALHLD: Error returned from GEOMST call (2)'
CALHLD
    GOTO 999
CALHLD
  ENDIF
CALHLD
  FSIGNH = F1 * FFF
CALHLD
  IF(FSIGNH .GT. 0.) THEN
CALHLD
    F1 = F2
CALHLD
    X1 = X2
CALHLD
  ENDIF
CALHLD
  F2 = FFF
CALHLD
  X2 = X
CALHLD
  GOTO 20
CALHLD
C                                     CALHLD

```

```

999 RETURN
CALHLD
  END
CALHLD
CALHLD
C
*****
***** GEOMST
C VARIABLES IN STRATIFIED FLOW
GEOMST
C WRITTEN BY: Caetano, Triggia and Shoham
GEOMST
C REVISED BY: Jinjiang Xiao LAST REVISION:
July 1990 GEOMST
C ** TULSA UNIVERSITY FLUID FLOW
PROJECTS ** GEOMST
C
*****
***** GEOMST
C                                     GEOMST
C This subroutine calculates the following variables for
stratified GEOMST
C flow:
GEOMST
C 1. Geometrical variables;
GEOMST
C 2. In situ velocities, Reynolds numbers, friction
factors and GEOMST
C shear stresses for the two phases and the interfacial
GEOMST
C shear stress;
GEOMST
C 3. The value of the combined momentum equation
(When VALUE=0, GEOMST
C solution is reached).
GEOMST
C The SI system of units is used.
GEOMST
C                                     GEOMST
C                                     GEOMST
C REFERENCES
C -----
C                                     GEOMST
C 1. E.F. Caetano, O. Shoham and A.A. Triggia: "Gas
Liquid GEOMST
C Two-Phase Flow Pattern Prediction Computer
Library", GEOMST
C Journal of Pipelines, 5 (1986) 207-220.
GEOMST
C 2. J. J. Xiao: "A Comprehensive Mechanistic Model
for Two-Phase GEOMST
C Flow in Pipelines," M.S. Thesis, The University
of Tulsa GEOMST
C (1990).
GEOMST
C
*****
***** GEOMST
C                                     GEOMST
C                                     GEOMST
C INPUT/OUTPUT LOGICAL FILE
VARIABLES GEOMST
C -----
GEOMST
C                                     GEOMST

```



```

RAD = DI/2.
GEOMST
GAM = ACOS(HLR - 1.)
GEOMST
SR = SQRT(1. - (HLR - 1.)*2)
GEOMST
AXL = RAD**2 * (PI - GAM + (HLR - 1.) * SR)
GEOMST
AXG = AXP - AXL
GEOMST
SLL = DI * (PI - GAM)
GEOMST
SGL = DI * GAM
GEOMST
SIL = DI * SR
GEOMST
C
C ----- GEOMST
C -----
GEOMST
C Calculate velocities and Reynolds numbers
GEOMST
C -----
GEOMST
C ----- GEOMST
C
VL = VSL * AXP/AXL
GEOMST
VG = VSG * AXP/AXG
GEOMST
DHL = 4. * AXL/SLL
GEOMST
DHG = 4. * AXG/(SGL + SIL)
GEOMST
REL = DENL * VL * DHL/VISL
GEOMST
REG = DENG * VG * DHG/VISG
GEOMST
C ----- GEOMST
C -----
GEOMST
C Calculate liquid-wall and gas-wall friction factors
GEOMST
C -----
GEOMST
C ----- GEOMST
CALL FRFACT(REL,ED,FFML,IOERR,IERR)
GEOMST
IF(IERR .EQ. 1) THEN
GEOMST
CPJO AB 22AGO2002 WRITE(IOERR,*)
'GEOMST: Error returned from FRFACT call (1)'
GEOMST
GOTO 999
GEOMST
ENDIF
GEOMST
FFL = FFMG/4.
GEOMST
C ----- GEOMST
CALL FRFACT(REG,ED,FFMG,IOERR,IERR)
GEOMST
IF(IERR .EQ. 1) THEN
GEOMST
CPJO AB 22AGO2002 WRITE(IOERR,*) 'GEOMST:
Error returned from FRFACT call (2)' GEOMST
GOTO 999
GEOMST

```

```

ENDIF
GEOMST
FFG = FFMG/4.
GEOMST
C ----- GEOMST
C -----
GEOMST
C Calculate interfacial friction factor
GEOMST
C -----
GEOMST
C ----- GEOMST
IF(KFI .EQ. 1) THEN
GEOMST
C ----- GEOMST
C -----
GEOMST
C Equilibrium stratified flow
GEOMST
C -----
GEOMST
C ----- GEOMST
FFI = 0.0142
GEOMST
ELSEIF(KFI .EQ. 2) THEN
GEOMST
C ----- GEOMST
C -----
GEOMST
C Stratified flow. Use Baker et al. (1986) or Andritsos
& Hanratty GEOMST
C (1987) correlations
GEOMST
C -----
GEOMST
C ----- GEOMST
IF(DI .GT. 0.127) THEN
GEOMST
VI = VL
GEOMST
WENL =
DENG*VI**2*VISL**2/DENL/SURL**2
GEOMST
IF(WENL .LE. 0.005) THEN
GEOMST
EAI = 34.0*SURL/DENG/VI**2
GEOMST
ELSE
GEOMST
EAI = 170.0*SURL*WENL**0.3/DENG/VI**2
GEOMST
ENDIF
GEOMST
IF(EAI .LT. ED*DI) EAI = ED*DI
GEOMST
IF(EAI .GT. HLR*DI/8.0) EAI = HLR*DI/8.0
GEOMST
EDI = EAI/DHG
GEOMST
IF(EDI .GT. 0.5) EDI = 0.5
GEOMST
C ----- GEOMST
IF(EDI .LT. 0.05) THEN
GEOMST
CALL FRFACT(REG,EDI,FFMI,IOERR,IERR)
GEOMST

```



```

C -----
ITMODEL
C Calculate ES from Gregory et al. (1978) correlation
ITMODEL
C -----
ITMODEL
C                                     ITMODEL
  ES = 1.0/(1.0+(VS/8.66)**1.39)
ITMODEL
  IF (ES .LT. 0.48) ES = 0.48
ITMODEL
C                                     ITMODEL
C -----
ITMODEL
C Calculate VT from Bendiksen (1984) correlation
ITMODEL
C -----
ITMODEL
C                                     ITMODEL
  DENS = DENL*ES + DENG*(1.-ES)
ITMODEL
  VISS = VISL*ES + VISG*(1.-ES)
ITMODEL
  RES = DENS*VS*DI/VISS
ITMODEL
  IF (RES .LE. 2000.0) THEN
ITMODEL
    C = 2.0
ITMODEL
  ELSE
ITMODEL
    C = 1.2
ITMODEL
  ENDIF
ITMODEL
C                                     ITMODEL
  VT = C*VS+0.35*SIN(ANGR)*SQRT(9.81*DI) +
ITMODEL
  + 0.54*COS(ANGR)*SQRT(9.81*DI)
ITMODEL
C -----
ITMODEL
C Calculate dispersed bubble velocity
ITMODEL
C -----
ITMODEL
C                                     ITMODEL
  VB = 1.2*VS +
ITMODEL
  + 1.53*(9.81*SURL*(DENL-
DENG)/DENL**2)**0.25*SIN(ANGR)
ITMODEL
  + *ES**0.1
ITMODEL
C -----
ITMODEL
C Calculate liquid velocity in the slug body from mass
balance ITMODEL
C -----
ITMODEL
C                                     ITMODEL
  VL=(VS-VB*(1.-ES))/ES
ITMODEL
C -----
ITMODEL
C -----
ITMODEL
C Calculate equilibrium film height in the film zone of a
slug unit ITMODEL
C -----
ITMODEL
C                                     ITMODEL
  CALL
CALHFD(ANGR,DI,ED,DENL,DENG,VISL,VISG,SUR
L,VS,VL,VT, ITMODEL
  +
ES,HFD,AXL,AXG,SLL,SGL,SIL,VF,VG,DHL,DHG,RE
L,REG, ITMODEL
  +
FFL,FFG,FFI,TAUL,TAUG,TAUI,IFPX,IOERR,IERR)
ITMODEL
  IF(IERR .EQ. 1) THEN
ITMODEL
    CPJO AB 22AGO2002 WRITE(IOERR,*)
'ITMODEL: Error returned from CALHFD call'
ITMODEL
    GOTO 999
ITMODEL
  ELSEIF(IFPX .EQ. 1) THEN
ITMODEL
    GOTO 999
ITMODEL
  ENDIF
ITMODEL
C -----
ITMODEL
C Calculate liquid nivel in the film zone
ITMODEL
C -----
ITMODEL
C                                     ITMODEL
  EF = AXL/AXP
ITMODEL
C -----
ITMODEL
C Calculate average liquid nivel and fluid density for a
slug unit ITMODEL
C -----
ITMODEL
C                                     ITMODEL
  E = (VT*ES + VB*(1.-ES) -VSG) / VT
ITMODEL
  DENU = DENL*E + DENG*(1.-E)
ITMODEL
C -----
ITMODEL
C Calculate slug length from Scott (1987) correlation
ITMODEL
C or by rule of thumb
ITMODEL
C -----
ITMODEL
C                                     ITMODEL
  IF(DI .LE. 0.0381) THEN
ITMODEL
    SLENG = 32.0*DI
ITMODEL
  ELSE
ITMODEL
    CHI = -26.6+28.5*(ALOG(DI)+3.67)**0.1
ITMODEL

```

```

      SLENG = EXP(CHI)
ITMODEL
    ENDIF
ITMODEL
C ----- ITMODEL
C -----
ITMODEL
C Calculate slug unit length and film zone length
ITMODEL
C -----
ITMODEL
C ----- ITMODEL
      IF((VSL-VF*EF) .EQ. 0.0) THEN
ITMODEL
      IFPX = 1
ITMODEL
      GOTO 999
ITMODEL
    ELSE
ITMODEL
      SULENG = SLENG * (VL*ES-VF*EF) / (VSL-
VF*EF) ITMODEL
      IF(SULENG .LE. SLENG) THEN
ITMODEL
      IFPX = 1
ITMODEL
      GOTO 999
ITMODEL
    ENDIF
ITMODEL
      FLENG = SULENG - SLENG
ITMODEL
    ENDIF
ITMODEL
C ----- ITMODEL
C -----
ITMODEL
C Pressure gradients in intermittent flow
ITMODEL
C -----
ITMODEL
C ----- ITMODEL
      CALL FRFACT(RES,ED,FFMS,IOERR,IERR)
ITMODEL
      IF(IERR .EQ. 1) THEN
ITMODEL
      CPJO AB 22AGO2002 WRITE(IOERR,*)
'ITMODEL: Error returned from FRFACT call'
ITMODEL
      GOTO 999
ITMODEL
    ENDIF
ITMODEL
      FFS = FFMS/4.
ITMODEL
      DPFS = 2.*FFS/DI*DENS*VS**2*SLENG
ITMODEL
      DPFF = (TAUL*SLL+TAUG*SGL)/AXP*FLENG
ITMODEL
      PGF = (DPFS + DPFF)/SULENG
ITMODEL
      PGE = 9.81*DENU*SIN(ANGR)
ITMODEL
      PGA = 0.0
ITMODEL
      PGT = PGF + PGE + PGA
ITMODEL

```

```

C ----- ITMODEL
999 RETURN
ITMODEL
    END
ITMODEL
C -----
*****
***** CALHFD
C DIMENSIONLESS FILM HEIGHT IN THE FILM
ZONE OF A SLUG UNIT CALHFD
C WRITTEN BY: Jinjiang Xiao
CALHFD
C * * TULSA UNIVERSITY FLUID FLOW
PROJECTS * * CALHFD
C -----
*****
***** CALHFD
C ----- CALHFD
C This subroutine calculates the dimensionless film
level (HF/D) in CALHFD
C the film zone of a slug unit. The SI system of units is
used. CALHFD
C ----- CALHFD
C ----- CALHFD
C ----- REFERENCES
CALHFD
C -----
CALHFD
C ----- CALHFD
C 1. Y. Taitel and D. Barnea: "A Consistent Approach
for Calculatin CALHFD
C Pressure Drops in Inclined Slug Flow," Chem.
Eng. Sci. 45, CALHFD
C No. 5, 1199-1206 (1990).
CALHFD
C 2. J. J. Xiao: "A Comprehensive Mechanistic Model
for Two-Phase CALHFD
C Flow in Pipelines," M.S. Thesis, The University
of Tulsa CALHFD
C (1990).
CALHFD
C -----
*****
***** CALHFD
C ----- CALHFD
C ----- CALHFD
C INPUT/OUTPUT LOGICAL FILE
VARIABLES CALHFD
C -----
CALHFD
C ----- CALHFD
C *IOERR = Output file for error messages when input
values passed CALHFD
C to the subroutine are out of range or error occurs
in CALHFD
C the calculation.
CALHFD
C ----- CALHFD
C ----- CALHFD
C ----- SUBPROGRAMS CALLED
CALHFD
C -----
CALHFD
C ----- CALHFD
C GEOMIT = This subroutine calculates all variables in
the combined CALHFD

```

```

C      momentum equation for the film zone of a slug
unit.  CALHFD
C
C      CALHFD
C      VARIABLE DESCRIPTION
CALHFD
C      -----
CALHFD
C      CALHFD
C      *ANGR = Angle of flow from horizontal. (rad)
CALHFD
C      *AXG = Aear occupied by gas in the film zone.
(m**2)  CALHFD
C      *AXL = Aear occupied by liquid in the film zone.
(m**2)  CALHFD
C      *DENG = Gas density. (kg/m**3)
CALHFD
C      *DENL = Liquid density. (kg/m**3)
CALHFD
C      *DHG = Hydraulic diameter of gas phase. (m)
CALHFD
C      *DHL = Hydraulic diameter of liquid phase. (m)
CALHFD
C      *DI  = Inside pipe diameter. (m)
CALHFD
C      *ED  = Relative pipe roughness.
CALHFD
C      *ES  = Liquid nivel within the liquid slug body.
CALHFD
C      *FFG = Gas-wall friction factor (Fanning).
CALHFD
C      *FFI = Interfacial friction factor (Fanning).
CALHFD
C      *FFL = Liquid-wall friction factor (Fanning).
CALHFD
C      *HFD = Dimensionless liquid film level (HF/D).
CALHFD
C      *IERR = Error code:
CALHFD
C      0 = OK
CALHFD
C      1 = input variables out of range
CALHFD
C      2 = extrapolation of correlation occurring
CALHFD
C      *IFPX = Flow pattern indicator:
CALHFD
C      0 = intermittent flow
CALHFD
C      1 = Default to Stratified flow when SULENG <
SLENG or CALHFD
C      when mass balance is violated
CALHFD
C      *REG = Gas phase Reynolds number.
CALHFD
C      *REL = Liquid phase Reynolds number.
CALHFD
C      *SGL = Wetted periphery of gas in the film zone.
(m) CALHFD
C      *SIL = Length of gas-liquid interface in the film
zone. (m) CALHFD
C      *SLL = Wetted periphery of liquid in the film zone.
(m) CALHFD
C      *SURL = Gas-liquid surface tension. (N/m)
CALHFD
C      *TAUG = Gas-wall shear stress. (Pa)
CALHFD

```

```

C      *TAUI = Interfacial shear stress. (Pa)
CALHFD
C      *TAUL = Liquid-wall shear stress. (Pa)
CALHFD
C      *VISG = Gas viscosity. (kg/m*sec)
CALHFD
C      *VISL = Liquid viscosity. (kg/m*sec)
CALHFD
C      *VG  = Gas velocity in the film zone. (m/sec)
CALHFD
C      *VF  = Liquid velocity in the film zone flow. (m/sec)
CALHFD
C      *VL  = Liquid velocity in slug body. (m/sec)
CALHFD
C      *VS  = Mixture velocity in slug body. (m/sec)
CALHFD
C      *VSG = Superficial gas velocity. (m/sec)
CALHFD
C      *VSL = Superficial liquid velocity. (m/sec)
CALHFD
C      *VT  = Gas pocket translational velocity. (m/sec)
CALHFD
C      CALHFD
C      (*Indicates input variables)
CALHFD
C      CALHFD
C      *****
***** CALHFD
*****
C      SUBROUTINE
CALHFD(ANGR,DI,ED,DENL,DENG,VISL,VISG,SUR
L,VS,VL,VT, CALHFD
+
ES,HFD,AXL,AXG,SLL,SGL,SIL,VF,VG,DHL,DHG,RE
L,REG, CALHFD
+
FFL,FFG,FFI,TAUL,TAUG,TAUI,IFPX,IOERR,IERR)
CALHFD
C      DATA DX,ACC/0.001,1.E-5/
CALHFD
C      CALHFD
C      -----
CALHFD
C      Search the interval where the root is located
CALHFD
C      -----
CALHFD
C      CALHFD
C      IERR = 0
CALHFD
C      IFPX = 0
CALHFD
C      N = 0
C      X = -DX
CALHFD
C      FFF = 0.
CALHFD
C      10 X1 = X
CALHFD
C      F1 = FFF
CALHFD
C      X = X + DX
CALHFD
C      IF(X .LE. 0.) X = 0.0001
CALHFD

```

```

IF(X .GE. 1.9999) THEN
CALHFD
  IERR = 1
CALHFD
CPJO AB 22AGO2002  WRITE(IOERR,*)
'CALHFD: No convergence on HF/D calculation (1)'
CALHFD
  GOTO 999
CALHFD
ENDIF
CALHFD
CALL
GEOMIT(ANGR,DI,ED,DENL,DENG,VISL,VISG,SUR
L,VS,VL,VT,  CALHFD
+
ES,X,AXL,AXG,SLL,SGL,SIL,VF,VG,DHL,DHG,REL,
REG,  CALHFD
+
FFL,FFG,FFI,TAUL,TAUG,TAUI,FFF,IFPX,IOERR,IER
R)  CALHFD
  IF(IERR .EQ. 1) THEN
CALHFD
CPJO AB 22AGO2002  WRITE(IOERR,*)
'CALHFD: Error returned from GEOMIT call (1)'
CALHFD
  GOTO 999
CALHFD
ELSEIF(IFPX .EQ. 1) THEN
CALHFD
  GOTO 999
CALHFD
ENDIF
CALHFD
  F2 = FFF
  X2 = X
CALHFD
  FSIGNH = F1 * F2
CALHFD
  IF(FSIGNH .GE. 0.) GO TO 10
CALHFD
C                                     CALHFD
C -----
CALHFD
C  Obtain the solution for HF/D
CALHFD
C -----
CALHFD
C                                     CALHFD
C  20 N = N + 1
CALHFD
  IF(N .GT. 100) THEN
CALHFD
    IERR = 1
CALHFD
CPJO AB 22AGO2002  WRITE(IOERR,*)
'CALHFD: No convergence on HF/D calculation (2)'
CALHFD
  GOTO 999
CALHFD
ENDIF
CALHFD
  X = (F2*X1 - F1*X2)/(F2-F1)
CALHFD
  FA = ABS(X - X2)
CALHFD

```

```

IF(FA .LE. ACC) THEN
CALHFD
  HFD = X/2.
CALHFD
  GOTO 999
CALHFD
ENDIF
CALHFD
CALL
GEOMIT(ANGR,DI,ED,DENL,DENG,VISL,VISG,SUR
L,VS,VL,VT,  CALHFD
+
ES,X,AXL,AXG,SLL,SGL,SIL,VF,VG,DHL,DHG,REL,
REG,  CALHFD
+
FFL,FFG,FFI,TAUL,TAUG,TAUI,FFF,IFPX,IOERR,IER
R)  CALHFD
  IF(IERR .EQ. 1) THEN
CALHFD
CPJO AB 22AGO2002  WRITE(IOERR,*)
'CALHFD: Error returned from GEOMIT call (2)'
CALHFD
  GOTO 999
CALHFD
ELSEIF(IFPX .EQ. 1) THEN
CALHFD
  GOTO 999
CALHFD
ENDIF
CALHFD
  FSIGNH = F1 * FFF
CALHFD
  IF(FSIGNH .GT. 0.) THEN
CALHFD
    F1 = F2
CALHFD
    X1 = X2
CALHFD
  ENDIF
CALHFD
  F2 = FFF
CALHFD
  X2 = X
CALHFD
  GO TO 20
CALHFD
C                                     CALHFD
C  999 RETURN
CALHFD
  END
CALHFD
C
*****
***** GEOMIT
C  VARIABLES IN INTERMITTENT FLOW
GEOMIT
C  WRITTEN BY: Jinjiang Xiao
GEOMIT
C  * * TULSA UNIVERSITY FLUID FLOW
PROJECTS * * GEOMIT
C
*****
***** GEOMIT
C                                     GEOMIT
C  This subroutine calculates the following variables for
the film GEOMIT

```

C zone of a slug unit:
 GEOMIT
 C 1. Geometrical variables;
 GEOMIT
 C 2. In situ velocities, Reynolds numbers, friction
 factors and GEOMIT
 C shear stresses for the two phases and the interfacial
 GEOMIT
 C shear stress;
 GEOMIT
 C 3. The value of the combined momentum equation
 (When VALUE=0, GEOMIT
 C solution is reached).
 GEOMIT
 C The SI system of units is used.
 GEOMIT
 C
 C GEOMIT
 C GEOMIT
 C
 C REFERENCES
 GEOMIT
 C -----
 GEOMIT
 C GEOMIT
 C 1. Y. Taitel and D. Barnea: "A Consistent Approach
 for Calculatin GEOMIT
 C Pressure Drops in Inclined Slug Flow," Chem.
 Eng. Sci. 45, GEOMIT
 C No. 5, 1199-1206 (1990).
 GEOMIT
 C 2. J. J. Xiao: "A Comprehensive Mechanistic Model
 for Two-Phase GEOMIT
 C Flow in Pipelines," M.S. Thesis, The University
 of Tulsa GEOMIT
 C (1990).
 GEOMIT
 C
 C *****
 C ***** GEOMIT
 C GEOMIT
 C GEOMIT
 C INPUT/OUTPUT LOGICAL FILE
 VARIABLES GEOMIT
 C -----
 GEOMIT
 C GEOMIT
 C *IOERR = Output file for error messages when input
 values passed GEOMIT
 C to the subroutine are out of range or error occurs
 in GEOMIT
 C the calculation.
 GEOMIT
 C GEOMIT
 C GEOMIT
 C SUBPROGRAMS CALLED
 GEOMIT
 C -----
 GEOMIT
 C GEOMIT
 C FRFACT = This subroutine calculates the Moody
 friction factor for GEOMIT
 C either laminar or turbulent flow.
 GEOMIT
 C GEOMIT
 C GEOMIT
 C
 C VARIABLE DESCRIPTION
 GEOMIT

C -----
 GEOMIT
 C GEOMIT
 C *ANGR = Angle of flow from horizontal. (rad)
 GEOMIT
 C AXG = Aear occupied by gas in the film zone.
 (m**2) GEOMIT
 C AXL = Aear occupied by liquid in the film zone.
 (m**2) GEOMIT
 C *DENG = Gas density. (kg/m**3)
 GEOMIT
 C *DENL = Liquid density. (kg/m**3)
 GEOMIT
 C DHG = Hydraulic diameter of gas phase. (m)
 GEOMIT
 C DHL = Hydraulic diameter of liquid phase. (m)
 GEOMIT
 C *DI = Inside pipe diameter. (m)
 GEOMIT
 C *ED = Relative pipe roughness.
 GEOMIT
 C *ES = Liquid nivel within the liquid slug body.
 GEOMIT
 C FFG = Gas-wall friction factor (Fanning).
 GEOMIT
 C FFI = Interfacial friction factor (Fanning).
 GEOMIT
 C FFL = Liquid-wall friction factor (Fanning).
 GEOMIT
 C HFR = Dimensionless liquid film level (HF/R).
 GEOMIT
 C IERR = Error code:
 GEOMIT
 C 0 = OK
 GEOMIT
 C 1 = input variables out of range
 GEOMIT
 C 2 = extrapolation of correlation occurring
 GEOMIT
 C IFPX = Flow pattern indicator:
 GEOMIT
 C 0 = intermittent flow
 GEOMIT
 C 1 = Default to Stratified flow when SULENG <
 SLENG or GEOMIT
 C when mass balance is violated
 GEOMIT
 C REG = Gas phase Reynolds number.
 GEOMIT
 C REL = Liquid phase Reynolds number.
 GEOMIT
 C SGL = Wetted periphery of gas in the film zone.
 (m) GEOMIT
 C SIL = Length of gas-liquid interface in the film
 zone. (m) GEOMIT
 C SLL = Wetted periphery of liquid in the film zone.
 (m) GEOMIT
 C *SURL = Gas-liquid surface tension. (N/m)
 GEOMIT
 C TAUG = Gas-wall shear stress. (Pa)
 GEOMIT
 C TAUI = Interfacial shear stress. (Pa)
 GEOMIT
 C TAUL = Liquid-wall shear stress. (Pa)
 GEOMIT
 C *VISG = Gas viscosity. (kg/m*sec)
 GEOMIT


```

C *DI = Inside pipe diameter. (m)
ANMODEL
C FE = Liquid entrainment fraction.
ANMODEL
C E = Liquid nivel fraction.
ANMODEL
C EC = Liquid nivel fraction in the gas core.
ANMODEL
C *ED = Relative pipe roughness.
ANMODEL
C IERR = Error code:
ANMODEL
C 0 = OK
ANMODEL
C 1 = input variables out of range
ANMODEL
C 2 = extrapolation of correlation occurring
ANMODEL
C PGA = Acceleration pressure gradient. (Pa/m)
ANMODEL
C PGE = Elevation pressure gradient. (Pa/m)
ANMODEL
C PGF = Friction pressure gradient. (Pa/m)
ANMODEL
C PGT = Total pressure gradient. (Pa/m)
ANMODEL
C REM = Mixture Reynolds number.
ANMODEL
C *SURL = Gas-liquid surface tension. (N/m)
ANMODEL
C *VISG = Gas viscosity. (kg/m*sec)
ANMODEL
C *VISL = Liquid viscosity. (kg/m*sec)
ANMODEL
C VISM = Mixture viscosity. (kg/m*sec)
ANMODEL
C *VSG = Superficial gas velocity. (m/sec)
ANMODEL
C *VSL = Superficial liquid velocity. (m/sec)
ANMODEL
C VM = Mixture velocity.(m/sec)
ANMODEL
C
ANMODEL
C (*Indicates input variables)
ANMODEL
C
ANMODEL
C
*****
***** ANMODEL
C
ANMODEL
SUBROUTINE
ANMODEL(ANGR,DI,ED,DENL,DENG,VISL,VISG,SU
RL,VSL,VSG, ANMODEL
+ E,PGF,PGE,PGA,PGT,IOERR,IERR)
ANMODEL
C
ANMODEL
IERR = 0
ANMODEL
AXP = 0.25*3.14159*DI**2
ANMODEL
C
ANMODEL

```

```

C -----
ANMODEL
C Calculate liquid entrainment fraction from
ANMODEL
C Oliemans et al. (1986) correlation
ANMODEL
C -----
ANMODEL
C
ANMODEL
X = 10**(-
2.52)*DENL**1.08*DENG**0.18*VISL**0.27*VISG**
0.28* ANMODEL
+ SURL**(-
1.80)*DI**1.72*VSL**0.70*VSG**1.44*9.81**0.46
ANMODEL
FE = X/(1.0+X)
ANMODEL
C
ANMODEL
C -----
ANMODEL
C When liquid entrainment exceeds 99.99%, flow is
assumed to be ANMODEL
C mist flow and liquid nivel and pressure gradient are
calculated ANMODEL
C using homogeneous model with no phase slippage
ANMODEL
C -----
ANMODEL
C
ANMODEL
IF(FE .GE. 0.9999) THEN
ANMODEL
FE = 1.0
ANMODEL
E = VSL/(VSL+VSG)
ANMODEL
VISM = E*VISL+(1.-E)*VISG
ANMODEL
DENM = E*DENL+(1.-E)*DENG
ANMODEL
VM = VSL + VSG
ANMODEL
REM = DENM*VM*DI/VISM
ANMODEL
CALL FRFACT(REM,ED,FFM,IOERR,IERR)
ANMODEL
IF(IERR .EQ. 1) THEN
ANMODEL
CPJO AB 22AGO2002 WRITE(IOERR,*)
'ANMODEL: Error returned from FRFACT call'
ANMODEL
GOTO 999
ANMODEL
ENDIF
ANMODEL
FF = FFM/4.
ANMODEL
PGF = 2./DI*FF*DENM*VM**2
ANMODEL
PGE = 9.81*DENM*SIN(ANGR)
ANMODEL
PGA = 0.
ANMODEL
PGT = PGF+PGE+PGA
ANMODEL

```

```

GOTO 999
ANMODEL
ENDIF
ANMODEL
C
ANMODEL
C -----
ANMODEL
C Calculate dimensionless liquid film thickness when
FE < 99.99% ANMODEL
C -----
ANMODEL
C
ANMODEL
CALL
CALDEL(ANGR,DI,ED,DENL,DENG,VISL,VISG,SUR
L,VSL,VSG,FE, ANMODEL
+
DELD,AXF,AXC,SFL,SIL,VF,VC,DHF,DHC,REF,REC,
ANMODEL
+ FFL,FFC,FFI,TAUF,TAUL,IOERR,IERR)
ANMODEL
IF(IERR .EQ. 1) THEN
ANMODEL
CPJO AB 22AGO2002 WRITE(IOERR,*)
'ANMODEL: Error returned from CALDEL call'
ANMODEL
GOTO 999
ANMODEL
ENDIF
ANMODEL
C
ANMODEL
C -----
ANMODEL
C Calculate liquid nivel
ANMODEL
C -----
ANMODEL
C
ANMODEL
E = 1.0 - VSG/(VSG + VSL*FE) * (1.0 -
2.0*DELD)**2 ANMODEL
C
ANMODEL
C -----
ANMODEL
C Calculate pressure gradients
ANMODEL
C -----
ANMODEL
C
ANMODEL
EC = VSL*FE / (VSG + VSL*FE)
ANMODEL
DENC = DENL*EC + DENG*(1.0 - EC)
ANMODEL
PGF = TAUF*SFL/AXP
ANMODEL
PGE = 9.81 * (AXF*DENL + AXC*DENC) / AXP *
SIN(ANGR) ANMODEL
PGA = 0.0
ANMODEL
PGT = PGF + PGE + PGA
ANMODEL
C
ANMODEL

```

```

999 RETURN
ANMODEL
END
ANMODEL
C
*****
***** CALDEL
C DIMENSIONLESS LIQUID FILM THICKNESS IN
ANNULAR FLOW CALDEL
C WRITTEN BY: Caetano, Triggia and Shoham
CALDEL
C REVISED BY: Jinjiang Xiao LAST REVISION:
July 1990 CALDEL
C * * TULSA UNIVERSITY FLUID FLOW
PROJECTS * * CALDEL
C
*****
***** CALDEL
C CALDEL
C This subroutine calculates the dimensionless liquid
film thickness CALDEL
C DELD in annular flow. The SI system of units is
used. CALDEL
C CALDEL
C CALDEL
C REFERENCES
CALDEL
-----
CALDEL
C CALDEL
C 1. E.F. Caetano, O. Shoham and A.A. Triggia: "Gas
Liquid CALDEL
C Two-Phase Flow Pattern Prediction Computer
Library", CALDEL
C Journal of Pipelines, 5 (1986) 207-220.
CALDEL
C 2. J. J. Xiao: "A Comprehensive Mechanistic Model
for Two-Phase CALDEL
C Flow in Pipelines," M.S. Thesis, The University
of Tulsa CALDEL
C (1990).
CALDEL
C
*****
***** CALDEL
C CALDEL
C CALDEL
C INPUT/OUTPUT LOGICAL FILE
VARIABLES CALDEL
C -----
CALDEL
C CALDEL
C *IOERR = Output file for error messages when input
values passed CALDEL
C to the subroutine are out of range or error occurs
in CALDEL
C the calculation.
CALDEL
C CALDEL
C CALDEL
C SUBPROGRAMS CALLED
CALDEL
-----
CALDEL
C CALDEL
C GEOMAN = This subroutine calculates all variables
in the combined CALDEL

```



```

C      Flow in Pipelines," M.S. Thesis, The University
of Tulsa  GEOMAN
C      (1990).
GEOMAN
C
*****
*****  GEOMAN
C
C      GEOMAN
C      GEOMAN
C      INPUT/OUTPUT LOGICAL FILE
VARIABLES  GEOMAN
C      -----
GEOMAN
C      GEOMAN
C      *IOERR = Output file for error messages when input
values passed  GEOMAN
C      to the subroutine are out of range or error occurs
in  GEOMAN
C      the calculation.
GEOMAN
C      GEOMAN
C      GEOMAN
C      SUBPROGRAMS CALLED
GEOMAN
C      -----
GEOMAN
C      GEOMAN
C      FRFACT = This subroutine calculates the Moody
friction factor for  GEOMAN
C      either laminar or turbulent flow.
GEOMAN
C      GEOMAN
C      GEOMAN
C      VARIABLE DESCRIPTION
GEOMAN
C      -----
GEOMAN
C      GEOMAN
C      *ANGR = Angle of flow from horizontal. (rad)
GEOMAN
C      AXC = Cross sectionsl area occupied by gas core.
(m**2)  GEOMAN
C      AXF = Cross sectionsl area occupied by liquid film.
(m**2)  GEOMAN
C      AXP = Pipe cross sectionsl area. (m**2)
GEOMAN
C      DELD = Dimensionless liquid film thickness
(DELTA/D).  GEOMAN
C      DENC = Mixture density in the gas core. (kg/m**3)
GEOMAN
C      *DENG = Gas density. (kg/m**3)
GEOMAN
C      *DENL = Liquid density. (kg/m**3)
GEOMAN
C      DHC = Hydraulic diameter of gas core. (m)
GEOMAN
C      DHF = Hydraulic diameter of liquid film. (m)
GEOMAN
C      *DI = Inside pipe diameter. (m)
GEOMAN
C      EC = Liquid nivel fraction in the gas core.
GEOMAN
C      *ED = Relative pipe roughness.
GEOMAN
C      FE = Liquid entrainment fraction.
GEOMAN

```

```

C      FFC = Gas core friction factor (Fanning).
GEOMAN
C      FFI = Interfacial friction factor (Fanning).
GEOMAN
C      FFL = Liquid-wall friction factor (Fanning).
GEOMAN
C      IERR = Error code:
GEOMAN
C      0 = OK
GEOMAN
C      1 = input variables out of range
GEOMAN
C      2 = extrapolation of correlation occurring
GEOMAN
C      REC = Gas core Reynolds number.
GEOMAN
C      REF = Liquid film Reynolds number.
GEOMAN
C      SFL = Wetted periphery of liquid film in annular
flow. (m)  GEOMAN
C      SIL = Periphery of gas-liquid interface in annular
flow. (m)  GEOMAN
C      *SURL = Gas-liquid surface tension. (N/m)
GEOMAN
C      TAUF = Liquid film-wall shear stress. (Pa)
GEOMAN
C      TAUI = Interfacial shear stress. (Pa)
GEOMAN
C      VC = Gas core velocity in annular flow. (m/sec)
GEOMAN
C      VF = Liquid film velocity in annular flow. (m/sec)
GEOMAN
C      *VISG = Gas viscosity. (kg/m*sec)
GEOMAN
C      *VISL = Liquid viscosity. (kg/m*sec)
GEOMAN
C      VISC = Mixture viscosity in the gas core.
(kg/m*sec)  GEOMAN
C      *VSG = Superficial gas velocity. (m/sec)
GEOMAN
C      *VSL = Superficial liquid velocity. (m/sec)
GEOMAN
C      GEOMAN
C      (*Indicates input variables)
GEOMAN
C      GEOMAN
C      GEOMAN
*****
*****  GEOMAN
C      GEOMAN
C      SUBROUTINE
GEOMAN(ANGR,DI,ED,DENL,DENG,VISL,VISG,SU
RL,VSL,VSG,  GEOMAN
+
FE,DELD,AXF,AXC,SFL,SIL,VF,VC,DHF,DHC,REF,R
EC,  GEOMAN
+
FFL,FFC,FFI,TAUF,TAUI,VALUE,IOERR,IERR)
GEOMAN
C      GEOMAN
C      IERR = 0
GEOMAN
C      PI = 3.1515927
GEOMAN
C      GEOMAN
C      -----
GEOMAN

```

```

C Calculate geometrical variables
GEOMAN
C -----
GEOMAN
C GEOMAN
  AXP = PI *DI**2/4.
GEOMAN
  SFL = PI*DI
GEOMAN
  SIL = PI*DI*(1.-2.*DELD)
GEOMAN
  AXF = PI*DI**2*(DELD-DELD**2)
GEOMAN
  AXC = AXP - AXF
GEOMAN
  DHF = 4.*AXF/SFL
GEOMAN
  DHC = 4.*AXC/SIL
GEOMAN
C GEOMAN
C -----
GEOMAN
C Calculate velocities and Reynolds numbers
GEOMAN
C -----
GEOMAN
C GEOMAN
  VF = (1.-FE)*VSL*AXP/AXF
GEOMAN
  VC = (VSG+FE*VSL)*AXP/AXC
GEOMAN
  EC = VSL*FE/(VSL*FE+VSG)
GEOMAN
  DENC = DENL*EC + DENG*(1.-EC)
GEOMAN
  VISC = VISL*EC + VISG*(1.-EC)
GEOMAN
  REF = DHF*DENL*VF/VISL
GEOMAN
  REC = DHC*DENC*VC/VISC
GEOMAN
C GEOMAN
C -----
GEOMAN
C Calculate friction factors (FFL & FFC)
GEOMAN
C -----
GEOMAN
C GEOMAN
  CALL FRFACT(REF,ED,FFMF,IOERR,IERR)
GEOMAN
  IF(IERR .EQ. 1) THEN
GEOMAN
CPJO AB 22AGO2002 WRITE(IOERR,*)
'GEOMAN: Error returned from FRFACT call (1)'
GEOMAN
  GOTO 999
GEOMAN
  ENDIF
GEOMAN
  FFL = FFMF/4.
GEOMAN
C GEOMAN
  CALL FRFACT(REC,ED,FFMC,IOERR,IERR)
GEOMAN
  IF(IERR .EQ. 1) THEN
GEOMAN
CPJO AB 22AGO2002 WRITE(IOERR,*)
'GEOMAN: Error returned from FRFACT call (2)'
GEOMAN
  GOTO 999
GEOMAN
  ENDIF
GEOMAN
  FFC = FFMC/4.
GEOMAN
C GEOMAN
C -----
GEOMAN
C Calculate interfacial friction factor from modified
GEOMAN
C Oliemans et al. (1986) Corelation
GEOMAN
C -----
GEOMAN
C GEOMAN
  VR = VC - VF
GEOMAN
  WE = DENC*VR**2*DELD*DI/SURL
GEOMAN
  FFI = FFC*(1.0+2250*DELD/WE)
GEOMAN
C GEOMAN
C -----
GEOMAN
C Calculate shear stresses and value of combined
momentum equation GEOMAN
C -----
GEOMAN
C GEOMAN
  TAUF = FFL*DENL*VF**2/2.
GEOMAN
  TAU1 = FFI*DENC*(VC-VF)**2/2.
GEOMAN
  VALUE = TAU1*SIL*(1./AXF+1./AXC) + GEOMAN
+ 9.81*(DENL-DENC)*SIN(ANGR)
GEOMAN
C GEOMAN
  999 RETURN
GEOMAN
  END
GEOMAN
C
*****
***** DBMODEL
C MECHANISTIC MODEL FOR LIQUID NIVEL
AND PRESSURE GRADIENT IN DBMODEL
C DISPERSED BUBBLE FLOW
DBMODEL
C WRITTEN BY: Jinjiang Xiao
DBMODEL
C ** TULSA UNIVERSITY FLUID FLOW
PROJECTS ** DBMODEL
C
*****
***** DBMODEL
C DBMODEL
C DBMODEL
C This subroutine calculates liquid nivel and pressure
gradient DBMODEL
C for dispersed bubble flow using mechanistic
approach. The SI DBMODEL

```

```

C system of units is used.
DBMODEL
C
C REFERENCES DBMODEL
DBMODEL
C -----
DBMODEL
C DBMODEL
C 1. A. M. Ansari: "A Comprehensive Mechanistic
Model for Two-Phase DBMODEL
C Upward Flow," M.S. Thesis, The University of
Tulsa (1988). DBMODEL
C 2. J. J. Xiao: "A Comprehensive Mechanistic Model
for Two-Phase DBMODEL
C Flow in Pipelines," M.S. Thesis, The University
of Tulsa DBMODEL
C (1990).
DBMODEL
C DBMODEL
C
*****
***** DBMODEL
C DBMODEL
C DBMODEL
C INPUT/OUTPUT LOGICAL FILE
VARIABLES DBMODEL
C -----
DBMODEL
C DBMODEL
C IOERR = Output file for error messages when input
values passed DBMODEL
C to the subroutine are out of range or error occurs
in DBMODEL
C the calculation.
DBMODEL
C DBMODEL
C DBMODEL
C SUBPROGRAMS CALLED
DBMODEL
C -----
DBMODEL
C DBMODEL
C FRFACT = This subroutine calculates the Moody
friction factor for DBMODEL
C either laminar or turbulent flow.
DBMODEL
C DBMODEL
C DBMODEL
C VARIABLE DESCRIPTION
DBMODEL
C -----
DBMODEL
C DBMODEL
C *ANGR = Angle of flow from horizontal. (rad)
DBMODEL
C *DENG = Gas density. (kg/m**3)
DBMODEL
C *DENL = Liquid density. (kg/m**3)
DBMODEL
C DENM = Mixture density. (kg/m**3)
DBMODEL
C *DI = Inside pipe diameter. (m)
DBMODEL
C E = Liquid nivel fraction.
DBMODEL
C ENS = No-slip liquid nivel fraction.
DBMODEL

C *ED = Relative pipe roughness.
DBMODEL
C IERR = Error code:
DBMODEL
C 0 = OK
DBMODEL
C 1 = input variables out of range
DBMODEL
C 2 = extrapolation of correlation occurring
DBMODEL
C PGA = Acceleration pressure gradient. (Pa/m)
DBMODEL
C PGE = Elevation pressure gradient. (Pa/m)
DBMODEL
C PGF = Friction pressure gradient. (Pa/m)
DBMODEL
C PGT = Total pressure gradient. (Pa/m)
DBMODEL
C REM = Mixture Reynolds number.
DBMODEL
C *SURL = Gas-liquid surface tension. (N/m)
DBMODEL
C *VISG = Gas viscosity. (kg/m*sec)
DBMODEL
C *VISL = Liquid viscosity. (kg/m*sec)
DBMODEL
C VISM = Mixture viscosity. (kg/m*sec)
DBMODEL
C *VSG = Superficial gas velocity. (m/sec)
DBMODEL
C *VSL = Superficial liquid velocity. (m/sec)
DBMODEL
C VM = Mixture velocity.(m/sec)
DBMODEL
C DBMODEL
C (*Indicates input variables)
DBMODEL
C DBMODEL
C
*****
***** DBMODEL
C DBMODEL
C SUBROUTINE
DBMODEL(ANGR,DI,ED,DENL,DENG,VISL,VISG,SU
RL,VSL,VSG, DBMODEL
+ E,PGF,PGE,PGA,PGT,IOERR,IERR)
DBMODEL
C DBMODEL
C IERR = 0
DBMODEL
C DBMODEL
C *****
DBMODEL
C Calculate liquid nivel
DBMODEL
C *****
DBMODEL
C VM = VSL+VSG
DBMODEL
ENS = VSL/VM
DBMODEL
A = 1.53*(9.81*SURL*(DENL-
DENG)/DENL**2)**0.25*SIN(ANGR)
DBMODEL
C DBMODEL

```

```

IF(A .EQ. 0.0) THEN
DBMODEL
E = 1.0 - VSG/(1.2*VM)
DBMODEL
ELSE
DBMODEL
C ----- DBMODEL
DBMODEL
C Obtain liquid nivel using bisection method
DBMODEL
C -----
DBMODEL
C ----- DBMODEL
X1 = ENS
DBMODEL
X2 = 0.999
DBMODEL
Y1 = VSG/(1.0-X1) - 1.2*VM - A*X1**0.1
DBMODEL
Y2 = VSG/(1.0-X2) - 1.2*VM - A*X2**0.1
DBMODEL
IF(Y1*Y2 .GT. 0.0) THEN
DBMODEL
IERR = 1
DBMODEL
CPJO AB 22AGO2002 WRITE(IOERR,*)
'DBMODEL: Error occurs in E calculation'
DBMODEL
GOTO 999
DBMODEL
ENDIF
DBMODEL
C ----- DBMODEL
C ITER = 0
DBMODEL
10 CONTINUE
DBMODEL
E = 0.5*(X1+X2)
DBMODEL
Y = VSG/(1.0-E) - 1.2*VM - A*E**0.1
DBMODEL
IF(Y .EQ. 0.0) GOTO 20
DBMODEL
IF(Y1*Y .GT. 0.0) THEN
DBMODEL
X1 = E
DBMODEL
Y1 = Y
DBMODEL
ELSE
DBMODEL
X2 = E
DBMODEL
Y2 = Y
DBMODEL
ENDIF
DBMODEL
C ----- DBMODEL
IF(ABS(X2-X1) .LE. 0.001) THEN
DBMODEL
E = 0.5*(X1+X2)
DBMODEL
GOTO 20
DBMODEL
ELSE
DBMODEL
ITER = ITER + 1
DBMODEL
IF(ITER .GT. 100) THEN
DBMODEL
IERR = 1
DBMODEL
CPJO AB 22AGO2002
WRITE(IOERR,*)'DBMODEL: No convergence after 100
iterations' DBMODEL
GOTO 999
DBMODEL
ENDIF
DBMODEL
GOTO 10
DBMODEL
ENDIF
DBMODEL
C ----- DBMODEL
C *****
DBMODEL
C End of liquid nivel calculation
DBMODEL
C *****
DBMODEL
C ----- DBMODEL
C CALCULATE PRESSURE GRADIENTS
DBMODEL
C -----
DBMODEL
C ----- DBMODEL
20 CONTINUE
DBMODEL
VISM = E*VISL+(1.-E)*VISG
DBMODEL
DENM = E*DENL+(1.-E)*DENG
DBMODEL
REM = DENM*VM*DI/VISM
DBMODEL
CALL FRFACT(REM,ED,FFM,IOERR,IERR)
DBMODEL
IF(IERR .EQ. 1) THEN
DBMODEL
CPJO AB 22AGO2002 WRITE(IOERR,*) 'DBUB:
Error returned from FRFACT call' DBMODEL
GOTO 999
DBMODEL
ENDIF
DBMODEL
FF = FFM/4.
DBMODEL
PGF = 2./DI*FF*DENM*VM**2
DBMODEL
PGE = 9.81*DENM*SIN(ANGR)
DBMODEL
PGA = 0.
DBMODEL
PGT = PGF+PGE+PGA
DBMODEL
C ----- DBMODEL
999 RETURN
DBMODEL
END
DBMODEL

```

```

C
*****
***** FRFACT
C THIS SUBROUTINE CALCULATES MOODY
FRICITION FACTOR FRFACT
C WRITTEN BY: J. P. Brill
FRFACT
C REVISED BY: F. Kung LAST REVISION:
FEBRUARY 1989 FRFACT
C * * TULSA UNIVERSITY FLUID FLOW
PROJECTS * * FRFACT
C
*****
***** FRFACT
C FRFACT
C This subroutine calculates the Moody Friction Factor
using either FRFACT
C the Laminar Flow or the Colebrook Equations. If
flow is not FRFACT
C Laminar (RE < 2000) use a Jain Friction Factor for
the first FRFACT
C guess in the Colebrook Equation. The English system
of units is FRFACT
C used in the calculation.
FRFACT
C FRFACT
C FRFACT
*****
***** FRFACT
C FRFACT
C INPUT/OUTPUT LOGICAL FILE
VARIABLES FRFACT
C -----
FRFACT
C FRFACT
C IOERR = Output file for error messages when input
values FRFACT
C passed to the subroutine are out of range.
FRFACT
C FRFACT
C FRFACT
C VARIABLE DESCRIPTION
C -----
FRFACT
C FRFACT
C *ED = Relative roughness.
FRFACT
C FFM = Moody Fraction Factor.
FRFACT
C FGI = Guesses of Moody Fraction Factor.
FRFACT
C IERR = Error code. (0=OK, 1=input variables out of
range, FRFACT
C 2=extrapolation of correlation occuring)
FRFACT
C *IOERR = Output file for error messages when input
values FRFACT
C passed to the subroutine are out of range.
FRFACT
C *RE = Reynolds Number.
FRFACT
C FRFACT
C F,I = Dummy variable.
FRFACT
C (* Indicates input variables)
FRFACT

```

```

C FRFACT
C
*****
***** FRFACT
C FRFACT
c SUBROUTINE FRFACT FRFACT
(RE,ED,FFM,IOERR,IERR) FRFACT
cC FRFACT
*****
FRFACT
cC Check input variables for valid range.
FRFACT
cC *****
FRFACT
cC FRFACT
cC IERR=0
FRFACT
c IF (RE .LT. 0.0) THEN
FRFACT
c WRITE (IOERR,*) 'FRFACT: Illegal input value
for RE' FRFACT
c IERR=1
FRFACT
c ELSEIF (ED .LT. 0.0 .OR. ED .GE. 0.4999) THEN
FRFACT
c WRITE (IOERR,*) 'FRFACT: Illegal input value
for ED' FRFACT
c IERR=1
FRFACT
c ENDIF
FRFACT
c IF (IERR .EQ. 1) GO TO 999
FRFACT
cC FRFACT
cC *****
FRFACT
cC End of validity check.
FRFACT
cC *****
FRFACT
cC FRFACT
c IF (RE .LE. 2000.) THEN
FRFACT
cC FRFACT
cC -----
FRFACT
cC Calculate Laminar Flow Friction Factor.
FRFACT
cC -----
FRFACT
c FFM=64./RE
FRFACT
c ELSE
FRFACT
cC FRFACT
cC -----
FRFACT
cC Calculate Moody Friction Factor with Jain Equation
for first FRFACT
cC guess in Colebrook Equation.
FRFACT
C -----
FRFACT
C FRFACT

```

```

c   FGI=1.0/(1.14-
2.0*ALOG10(ED+21.25/RE**0.9))**2
FRFACT
C                                     FRFACT
C -----
FRFACT
C Set counter. Colebrook Equation is iterative. If
convergence FRFACT
C is not attained in 10 iterations an infinite loop will
FRFACT
C probably occur. Set friction factor equal to the value
FRFACT
C determined in the 10 th iteration and use with caution.
FRFACT
C -----
FRFACT
C                                     FRFACT
C                                     FRFACT
c   I=1
c 1 F=1.14-2.*ALOG10(ED+9.34/(RE*SQRT(FGI)))
FRFACT
c   FFM=(1./F)**2
FRFACT
c   DIFF=ABS(FGI-FFM)
FRFACT
c   IF (DIFF .GT. 0.0001) THEN
FRFACT
c     FGI=(FGI+FFM)/2.
FRFACT
c     I=I+1
FRFACT
c   IF (I .LT. 10) THEN
FRFACT
c     GO TO 1
FRFACT
c   ELSE
FRFACT
c     IOERR=1
FRFACT
c   WRITE(IOERR,*)FRFACT: Convergence of
FFM not obtained', FRFACT
c + ' in 10 iterations. Proceed with last',
FRFACT
c + ' value with caution.'
FRFACT
c   ENDIF
FRFACT
c   FFM=FGI
FRFACT
c   ENDIF
FRFACT
c   ENDIF
FRFACT
C                                     FRFACT
c 999 RETURN
FRFACT
c   END
FRFACT
C
*****
***** SINGLE
C MECHANISTIC MODEL FOR PRESSURE
GRADIENT IN SINGLE PHASE (LIQUID SINGLE
C OR GAS) FLOW.
SINGLE
C WRITTEN BY: Asfandiar M. Ansari
SINGLE

```

```

C REVISID BY: Asfandiar M. Ansari LAST
REVISION: March 1989 SINGLE
C * * TULSA UNIVERSITY FLUID FLOW
PROJECTS * * SINGLE
C
***** SINGLE
C                                     SINGLE
C                                     SINGLE
C This subroutine calculates single phase pressure
gradient using SINGLE
C simple mechanistic approach. An explicit equation
developed by SINGLE
C Zigrang and Sylvester is used for friction factor. The
SI system SINGLE
C of units is used.
SINGLE
C                                     SINGLE
C                                     SINGLE
C                                     SINGLE
C INPUT/OUTPUT LOGICAL FILE
VARIABLES SINGLE
C -----
SINGLE
C                                     SINGLE
C IOERR = Output file for error messages when input
values passed SINGLE
C to the subroutine are out of range or error occurs
in SINGLE
C the calculation.
SINGLE
C                                     SINGLE
C                                     SINGLE
C VARIABLE DESCRIPTION
SINGLE
C -----
SINGLE
C                                     SINGLE
C *ANGR = Angle of flow from horizontal. (rad)
SINGLE
C *DEN = Density of liquid or gas. (kg/cum)
SINGLE
C *DI = Inside pipe diameter. (m)
SINGLE
C *ED = Relative pipe roughness.
SINGLE
C EKK = Kinetic energy term used to determine if
critical flow SINGLE
C exists. SINGLE
C FF = Friction factor.
SINGLE
C ICRIT = Critical flow indicator (0-noncritical, 1-
critical) SINGLE
C IERR = Error code. (0=OK, 1=input variables out of
range, SINGLE
C 2=extrapolation of correlation occurring)
SINGLE
C *IOERR = Output file for error messages when input
values SINGLE
C passed to the subroutine are out of range.
SINGLE
C *P = Pressure. (Pa)
SINGLE
C PGA = Acceleration pressure gradient. (Pa/m)
SINGLE
C PGE = Elevation pressure gradient. (Pa/m)
SINGLE

```

```

C   PGF = Friction pressure gradient. (Pa/m)
SINGLE
C   PGT = Total pressure gradient. (Pa/m)
SINGLE
C   RE  = Reynolds number for liquid or gas.
SINGLE
C   *VIS = Viscosity. of liquid or gas (kg/m-s)
SINGLE
C   *V   = Velocity. of liquid or gas (m/s)
SINGLE
C   (*Indicates input variables)
SINGLE
C                                     SINGLE
C
*****
***** SINGLE
c                                     SINGLE
c   SUBROUTINE SINGLE
(ANGR,DI,ED,V,DEN,VIS,PX,PGF,PGE,PGA,PGT,IOE
RR, SINGLE
c   + IERR)
SINGLE
cC                                     SINGLE
cC *****
SINGLE
cC Check input variables for valid range.
SINGLE
cC *****
SINGLE
cC                                     SINGLE
c   IERR=0
SINGLE
cc IF (ANGR .LE. 0.0 .OR. ANGR .GT. 1.5708)
THEN
c   IF (ANGR .LE.-0.26179 .OR. ANGR .GT. 0.26179)
THEN SINGLE
c   WRITE (IOERR,*) 'SINGLE: Illegal value input
for ANGR' SINGLE
c   IERR=1
SINGLE
c   ELSEIF (DI .LE. 0.0) THEN
SINGLE
c   WRITE (IOERR,*) 'SINGLE: Illegal value input
for DI' SINGLE
c   IERR=1
SINGLE
c   ELSEIF (ED .LT. 0.0 .OR. ED .GE. 0.05) THEN
SINGLE
c   WRITE (IOERR,*) 'SINGLE: Illegal value input
for ED' SINGLE
c   IERR=1
SINGLE
c   ELSEIF (V .LE. 0.0) THEN
SINGLE
c   WRITE (IOERR,*) 'SINGLE: Illegal value input for
V' SINGLE
c   IERR=1
SINGLE
c   ELSEIF (DEN .LT. 0.0) THEN
SINGLE
c   WRITE (IOERR,*) 'SINGLE: Illegal value input
for DEN' SINGLE
c   IERR=1
SINGLE
c   ELSEIF (VIS .LT. 0.0) THEN
SINGLE
c   WRITE (IOERR,*) 'SINGLE: Illegal value input
for VIS' SINGLE
c   IERR=1
SINGLE
c   ELSEIF (PX .LT. 0.0) THEN
SINGLE
c   WRITE (IOERR,*) 'SINGLE: Illegal value input
for P' SINGLE
c   IERR=1
SINGLE
c   ENDIF
SINGLE
c   IF (IERR .EQ. 1) GO TO 999
SINGLE
cC                                     SINGLE
cC *****
SINGLE
cC End of validity check.
SINGLE
cC *****
SINGLE
cC                                     SINGLE
cC -----
SINGLE
cC Calculate elevation pressure gradient.
SINGLE
cC -----
SINGLE
cC                                     SINGLE
c   PGE = DEN * SIN (ANGR) * 9.81
SINGLE
Cc                                     SINGLE
Cc -----
SINGLE
Cc Calculate frictional pressure gradient.
SINGLE
Cc -----
SINGLE
Cc                                     SINGLE
c   RE = DI * DEN * V / VIS
SINGLE
c   FF = 64.0 / RE
SINGLE
c   IF (RE .GT. 2000.0) FF = 0.25 / (ALOG10 (ED / 3.7 -
5.02 / SINGLE
c   + RE * ALOG10(ED / 3.7 + 13.0 / RE ))) ** 2
SINGLE
c   PGF = 0.5 * DEN * FF * V * V / DI
SINGLE
cC                                     SINGLE
cC -----
SINGLE
cC Calculate accelerational pressure gradient.
SINGLE
cC -----
SINGLE
cC                                     SINGLE
cc   EKK = DEN * V * V / PX
SINGLE
c   ICRIT = 0
SINGLE
c   IF (EKK .GT. 0.95) ICRIT = 1
SINGLE
c   IF (ICRIT .EQ. 1) EKK = 0.95
SINGLE
c   PGT = (PGE + PGF) / (1.0 - EKK)
SINGLE

```

```

c   PGA = PGT * EKK
SINGLE
cC                               SINGLE
c 999 RETURN
SINGLE
c   END
SINGLE                               SINGLE

C
*****
***** FRFACT
C THIS SUBROUTINE CALCULATES MOODY
FRICITION FACTOR                FRFACT
C WRITTEN BY: J. P. Brill
FRFACT
C REVISED BY: F. Kung           LAST REVISION:
FEBRUARY 1989 FRFACT
C   ** TULSA UNIVERSITY FLUID FLOW
PROJECTS ** FRFACT
C
*****
***** FRFACT
C                               FRFACT
C This subroutine calculates the Moody Friction Factor
using either FRFACT
C the Laminar Flow or the Colebrook Equations. If
flow is not FRFACT
C Laminar (RE < 2000) use a Jain Friction Factor for
the first FRFACT
C guess in the Colebrook Equation. The English system
of units is FRFACT
C used in the calculation.
FRFACT
C                               FRFACT
C
*****
***** FRFACT
C                               FRFACT
C INPUT/OUTPUT LOGICAL FILE
VARIABLES FRFACT
C -----
FRFACT
C                               FRFACT
C IOERR = Output file for error messages when input
values FRFACT
C passed to the subroutine are out of range.
FRFACT
C                               FRFACT
C                               FRFACT
C                               VARIABLE DESCRIPTION
FRFACT
C -----
FRFACT
C                               FRFACT
C *ED = Relative roughness.
FRFACT
C FFM = Moody Fraction Factor.
FRFACT
C FGI = Guesses of Moody Fraction Factor.
FRFACT
C IERR = Error code. (0=OK, 1=input variables out of
range, FRFACT
C 2=extrapolation of correlation occuring)
FRFACT
C *IOERR = Output file for error messages when input
values FRFACT

```

```

C passed to the subroutine are out of range.
FRFACT
C *RE = Reynolds Number.
FRFACT
C                               FRFACT
C F,I = Dummy variable.
FRFACT
C (* Indicates input variables)
FRFACT
C                               FRFACT
C
*****
***** FRFACT
C                               FRFACT
SUBROUTINE FRFACT
(RE,ED,FFM,IOERR,IERR) FRFACT
C                               FRFACT
C *****
FRFACT
C Check input variables for valid range.
FRFACT
C *****
FRFACT
C                               FRFACT
C                               FRFACT
IERR=0
FRFACT
IF (RE .LT. 0.0) THEN
FRFACT
CPJO AB 22AGO2002 WRITE (IOERR,*)
'FRFACT: Illegal input value for RE' FRFACT
IERR=1
FRFACT
ELSEIF (ED .LT. 0.0 .OR. ED .GT. 0.05) THEN
FRFACT
CPJO AB 22AGO2002 WRITE (IOERR,*)
'FRFACT: Illegal input value for ED' FRFACT
IERR=1
FRFACT
ENDIF
FRFACT
IF (IERR .EQ. 1) GO TO 999
FRFACT
C                               FRFACT
C *****
FRFACT
C End of validity check.
FRFACT
C *****
FRFACT
C                               FRFACT
IF (RE .LE. 2000.) THEN
FRFACT
C                               FRFACT
C -----
FRFACT
C Calculate Laminar Flow Friction Factor.
FRFACT
C -----
FRFACT
C                               FRFACT
FFM=64./RE
FRFACT
ELSE
FRFACT
C                               FRFACT
C -----
FRFACT

```

```

C Calculate Moody Friction Factor with Jain Equation
for first FRFACT
C guess in Colebrook Equation.
FRFACT
C -----
FRFACT
C FRFACT
C FGI=1.0/(1.14-
2.0*ALOG10(ED+21.25/RE**(0.9))**2
FRFACT
C FRFACT
C -----
FRFACT
C Set counter. Colebrook Equation is iterative. If
convergence FRFACT
C is not attained in 10 iterations an infinite loop will
FRFACT
C probably occur. Set friction factor equal to the value
FRFACT
C determined in the 10 th iteration and use with caution.
FRFACT
C -----
FRFACT
C FRFACT
C I=1 FRFACT
1 F=1.14-2.*ALOG10(ED+9.34/(RE*SQRT(FGI)))
FRFACT
FRFACT FFM=(1./F)**2
FRFACT
FRFACT DIFF=ABS(FGI-FFM)
FRFACT
FRFACT IF (DIFF .GT. 0.0001) THEN
FRFACT
FRFACT FGI=(FGI+FFM)/2.
FRFACT
FRFACT I=I+1 FRFACT
FRFACT IF (I .LT. 10) THEN
FRFACT
FRFACT GO TO 1
FRFACT
FRFACT ELSE
FRFACT
FRFACT IERR=2
FRFACT
FRFACT CPJO AB 22AGO2002
FRFACT WRITE(IOERR,*)'FRFACT: Convergence of FFM not
FRFACT obtained', FRFACT
FRFACT CPJO AB 22AGO2002 + ' in 10
FRFACT iterations. Proceed with last', FRFACT
FRFACT CPJO AB 22AGO2002 + ' value with
FRFACT caution.' FRFACT
FRFACT ENDF
FRFACT
FRFACT FFM=FGI
FRFACT
FRFACT ENDF
FRFACT
FRFACT ENDF
FRFACT
FRFACT FRFACT
C
999 RETURN
FRFACT
END

```

```

C
*****
***** SINGLE
C MECHANISTIC MODEL FOR PRESSURE
GRADIENT IN SINGLE PHASE (LIQUID SINGLE
C OR GAS) FLOW.
SINGLE
C WRITTEN BY: Asfandiar M. Ansari
SINGLE
C REVISED BY: Asfandiar M. Ansari LAST
REVISION: March 1989 SINGLE
C * * TULSA UNIVERSITY FLUID FLOW
PROJECTS * * SINGLE
C
*****
***** SINGLE
C SINGLE
C SINGLE
C This subroutine calculates single phase pressure
gradient using SINGLE
C simple mechanistic approach. An explicit equation
developed by SINGLE
C Zigrang and Sylvester is used for friction factor. The
SI system SINGLE
C of units is used.
SINGLE
C SINGLE
C SINGLE
C SINGLE
C INPUT/OUTPUT LOGICAL FILE
VARIABLES SINGLE
C -----
SINGLE
C SINGLE
C IOERR = Output file for error messages when input
values passed SINGLE
C to the subroutine are out of range or error occurs
in SINGLE
C the calculation.
SINGLE
C SINGLE
C SINGLE
C VARIABLE DESCRIPTION
SINGLE
C -----
SINGLE
C SINGLE
C *ANGR = Angle of flow from horizontal. (rad)
SINGLE
C *DEN = Density of liquid or gas. (kg/cum)
SINGLE
C *DI = Inside pipe diameter. (m)
SINGLE
C *ED = Relative pipe roughness.
SINGLE
C EKK = Kinetic energy term used to determine if
critical flow SINGLE
C exists. SINGLE
C FF = Friction factor.
SINGLE
C ICRIT = Critical flow indicator (0-noncritical, 1-
critical) SINGLE
C IERR = Error code. (0=OK, 1=input variables out of
range, SINGLE
C 2=extrapolation of correlation occurring)
SINGLE

```

```

C *IOERR = Output file for error messages when input
values SINGLE
C passed to the subroutine are out of range.
SINGLE
C *P = Pressure. (Pa)
SINGLE
C PGA = Acceleration pressure gradient. (Pa/m)
SINGLE
C PGE = Elevation pressure gradient. (Pa/m)
SINGLE
C PGF = Friction pressure gradient. (Pa/m)
SINGLE
C PGT = Total pressure gradient. (Pa/m)
SINGLE
C RE = Reynolds number for liquid or gas.
SINGLE
C *VIS = Viscosity. of liquid or gas (kg/m-s)
SINGLE
C *V = Velocity. of liquid or gas (m/s)
SINGLE
C (*Indicates input variables)
SINGLE
C SINGLE
C
*****
***** SINGLE
SINGLE
SUBROUTINE SINGLE
(ANGR,DI,ED,V,DEN,VIS,P,PGF,PGE,PGA,PGT,IOER
R, SINGLE
+ IERR)
SINGLE
C SINGLE
C *****
SINGLE
C Check input variables for valid range.
SINGLE
C *****
SINGLE
C SINGLE
IERR=0
SINGLE
IF (ANGR .LE. 0.0 .OR. ANGR .GT. 1.5708) THEN
SINGLE
CJC WRITE (IOERR,*) 'SINGLE: Illegal value input
for ANGR' SINGLE
CJC IERR=1
SINGLE
ELSEIF (DI .LE. 0.0) THEN
SINGLE
CPJO AB 22AGO2002 WRITE (IOERR,*)
'SINGLE: Illegal value input for DI' SINGLE
IERR=1
SINGLE
ELSEIF (ED .LT. 0.0 .OR. ED .GE. 0.05) THEN
SINGLE
CPJO AB 22AGO2002 WRITE (IOERR,*)
'SINGLE: Illegal value input for ED' SINGLE
IERR=1
SINGLE
ELSEIF (V .LE. 0.0) THEN
SINGLE
CPJO AB 22AGO2002 WRITE (IOERR,*) 'SINGLE:
Illegal value input for V' SINGLE
IERR=1
SINGLE

```

```

ELSEIF (DEN .LT. 0.0) THEN
SINGLE
CPJO AB 22AGO2002 WRITE (IOERR,*)
'SINGLE: Illegal value input for DEN' SINGLE
IERR=1
SINGLE
ELSEIF (VIS .LT. 0.0) THEN
SINGLE
CPJO AB 22AGO2002 WRITE (IOERR,*)
'SINGLE: Illegal value input for VIS' SINGLE
IERR=1
SINGLE
ELSEIF (P .LT. 0.0) THEN
SINGLE
CPJO AB 22AGO2002 WRITE (IOERR,*)
'SINGLE: Illegal value input for P' SINGLE
IERR=1
SINGLE
ENDIF
SINGLE
IF (IERR .EQ. 1) GO TO 999
SINGLE
C SINGLE
C *****
SINGLE
C End of validity check.
SINGLE
C *****
SINGLE
C SINGLE
C -----
SINGLE
C Calculate elevation pressure gradient.
SINGLE
C -----
SINGLE
C SINGLE
PGE = DEN * SIN (ANGR) * 9.81
SINGLE
C SINGLE
C -----
SINGLE
C Calculate frictional pressure gradient.
SINGLE
C -----
SINGLE
C SINGLE
RE = DI * DEN * V / VIS
SINGLE
FF = 64.0 / RE
SINGLE
IF (RE .GT. 2000.0) FF = 0.25 / (ALOG10 (ED / 3.7 -
5.02 / SINGLE
+ RE * ALOG10(ED / 3.7 + 13.0 / RE))) ** 2
SINGLE
PGF = 0.5 * DEN * FF * V * V / DI
SINGLE
C SINGLE
C -----
SINGLE
C Calculate accelerational pressure gradient.
SINGLE
C -----
SINGLE
C SINGLE
EKK = DEN * V * V / P
SINGLE

```

```
      ICRIT = 0
SINGLE
      IF (EKK .GT. 0.95) ICRIT = 1
SINGLE
      IF (ICRIT .EQ. 1) EKK = 0.95
SINGLE
      PGT = (PGE + PGF) / (1.0 - EKK)
SINGLE
      PGA = PGT * EKK
SINGLE
C                                     SINGLE
      999 RETURN
SINGLE
      END                                     SINGLE
FRFACT                                     SINGLE
```

[APÉNDICE B] DERIVACIÓN NUMÉRICA

La **derivación numérica** es una técnica de análisis numérico para calcular una aproximación a la derivada de una función en un punto utilizando los valores y propiedades de la misma

Formulación mediante diferencias finitas:

Por definición la derivada de una función $f(x)$ es:

$$f'(x) = \lim_{h \rightarrow 0} \frac{f(x+h) - f(x)}{h}$$

Las aproximaciones numéricas que podemos hacer (para $h > 0$) serán:

Diferencias hacia adelante:

$$f'(x_0) \approx \frac{f(x_0 + h) - f(x_0)}{h}$$

Diferencias hacia atrás:

$$f'(x_0) \approx \frac{f(x_0) - f(x_0 - h)}{h}$$

**[APÉNDICE C] CODIFICACIÓN
DEL ALGORITMO VKH EN EL
PROGRAMA ORIGINAL DE
XIAO Y COLS. (1990).**

```

C
*****
*****
SUBROUTINE
HBVEL(ANGR,DI,ED,DENL,DENG,VISL,VISG,HLD,
VL,VG,AXL,AXG,
+
SLL,SGL,SIL,VSG,VSL,DHL,DHG,TAUL,TAUG,VGS
NS,
+
VGSSW,VLSSW,VLIDB,IOERR,IERR)
      HBVEL
      !DEC$ ATTRIBUTES DLLIMPORT :: HBVEL
      HBVEL
      IERR = 0
      HBVEL
      G = 9.81
      PI = 3.1415927
      AXP = PI*DI**2/4
C -----
-----
      HBVEL
C Calculate the partial derivative of momentum balance
in function of VSL
      HBVEL
C -----
-----
      HBVEL
      VSL11 = (VSL + 0.00001 * VSL) / 2
      VSL12 = (VSL - 0.00001 * VSL) / 2
      VL11 = VSL11*AXP/AXL
      VL12 = VSL12*AXP/AXL
      DHL = 4*AXL/SLL
      REL11 = DENL*VL11*DHL/VISL
      REL12 = DENL*VL12*DHL/VISL
C
      IF (REL11 .LT. 1502.11) THEN
      TAUL11 = (16*REL11** -
1)*(DENL*VL11**2)/2
      ELSE
      TAUL11 = ((0.046)*REL11** -
0.2)*(DENL*VL11**2)/2
      END IF
      TAUIL11 = (0.0142) * (DENG * (VG - VL11))
* Abs(VG - VL11) / 2
      BBL1 = TAUG*(SGL/AXG) -
TAUL11*(SLL/AXL) + TAUIL11*SIL
+
*(1./AXL + 1./AXG) - G *(DENL -
DENG)*SIN(ANGR)
C
      IF (REL12 .LT. 1502.11) THEN
      TAUL12 = (16*REL12** -
1)*(DENL*VL12**2)/2
      ELSE
      TAUL12 = ((0.046)*REL12** -
0.2)*(DENL*VL12**2)/2
      END IF
      TAUIL12 = (0.0142) * (DENG * (VG - VL12))
* Abs(VG - VL12) / 2
      BBL2 = TAUG*SGL/AXG -
TAUL12*SLL/AXL + TAUIL12*SIL*(1./AXL +
1./AXG)
+
- 9.81*(DENL - DENG)*SIN(ANGR)

```

```

      BBVSL = (BBL1 - BBL2) / (0.00001 * VSL)
C -----
-----
      HBVEL
C Calculate the partial derivative of momentum balance
in function of VSG
      HBVEL
C -----
-----
      HBVEL
      VSG11 = (VSG + 0.00001 * VSG) / 2
      VSG12 = (VSG - 0.00001 * VSG) / 2
      VG11 = VSG11*AXP/AXG
      VG12 = VSG12*AXP/AXG
      DHG = 4* AXG/(SGL+SIL)
      REG11 = DENG*VG11*DHG/VISG
      REG12 = DENG*VG12*DHG/VISG
C
      IF (REG11 .LT. 1502.11) THEN
      TAUG11 = (16*REG11** -
1)*(DENG*VG11**2)/2
      ELSE
      TAUG11 = (0.046*REG11** -
0.2)*(DENG*VG11**2)/2
      ENDIF
      TAUIG11 = (0.0142) * (DENG * (VG11 -
VL)) * Abs(VG11 - VL) / 2
      BBG1 = TAUG11*(SGL/AXG) -
TAUL*(SLL/AXL) + TAUIG11*SIL
+
*(1./AXL + 1./AXG) - G *(DENL -
DENG)*SIN(ANGR)
C
      IF (REG12 .LT. 1502.11) THEN
      TAUG12 = (16*REG12** -
1)*(DENG*VG12**2)/2
      ELSE
      TAUG12 = (0.046*REG12** -
0.2)*(DENG*VG12**2)/2
      END IF
      TAUIG12 = (0.0142) * (DENG * (VG12 -
VL)) * Abs(VG12 - VL) / 2
      BBG2 = TAUG12*(SGL/AXG) -
TAUL*(SLL/AXL) + TAUIG12*SIL
+
*(1./AXL + 1./AXG) - G *(DENL -
DENG)*SIN(ANGR)
      BBVSG = (BBG1 - BBG2) / (0.00001 * VSG)
C -----
-----
      HBVEL
C Calculate for the density of the mixture in stratified
flow
      HBVEL
      R1 = AXL/AXP
      R2 = AXG/AXP
      DENM = (DENL/R1) + (DENG/R2)
C -----
-----
      HBVEL
C Calculate the total momentum balance for velocities
C -----
-----
      HBVEL
      BB = (1 / (2 * DENM)) * (BBVSL - BBVSG)
C -----
-----
      HBVEL
      Calculate the partial derivative of momentum balance
in function of HLD the right
      HBVEL
C -----
-----
      HBVEL
      HLDD = HLD + 0.00001 / 2
      ARCC = ACOS ((2*HLDD) - 1)

```

```

AXLN2 = 0.25*DI**2*(PI-
ARCC+((2*HLDD)-1)*SQRT (1-((2*HLDD)-1)**2))
AXGG = 0.25 * DI**2
AXGN2 =AXGG*(ARCC-(2*HLDD-1)*
SQRT(1-(2 * HLDD - 1)**2))
SLLN2 = DI*(PI-ARCC)
SGLN2 = DI*ARCC
SILN2=DI*SQRT (1-((2*HLDD)-1)**2)
C Calculate of velocities and numbers of reynolds
VLN2=VSL*AXP/AXLN2
GN2 = VSG * AXP/AXGN2
DHLN2 = 4. * AXLN2/SLLN2
DHGN2 = 4. * AXGN2/(SGLN2 + SILN2)
RELN2 = DENL * VLN2 * DHLN2/VISL
REGN2 = DENG * VGN2 * DHGN2/VISG
C
IF (RELN2 .LT. 1502.11) THEN
TAULN2=(16*RELN2**-.
1)*(DENL*VLN2**2)/2
ELSE
TAULN2= ((0.046)*RELN2**-.
0.2)*(DENL*VLN2**2)/2
END IF
C
IF (REGN2 .LT. 1502.11) THEN
TAUGN2=(16*REGN2**-.
1)*(DENG*VGN2**2)/2
ELSE
TAUGN2=(0.046*REGN2**-.
0.2)*(DENG*VGN2**2)/2
END IF
TAUIN2 = (0.0142)*(DENG*(VGN2 -
VLN2))*ABS(VGN2 - VLN2)/2
BBN2= TAUGN2*(SGLN2/AXGN2) -
TAULN2*(SLLN2/AXLN2) + TAUIN2*SILN2
+ *(1./AXLN2 + 1./AXGN2) - G*(DENL -
DENG)*SIN(ANGR)
C -----
HBVEL
C Calculate the partial derivative of momentum balance
in function of HLD the left HBVEL
C -----
HBVEL
HLDD3= HLD - 0.00001 / 2
ARCC3 = ACOS (2*HLDD3-1)
AXLN3 = 0.25*DI**2*(PI-
ARCC3+((2*HLDD3)-1)*SQRT (1-((2*HLDD3)-1)**2))
AXGG1 = 0.25 * DI**2
AXGN3 =AXGG1*(ARCC3-(2*HLDD3-1)*
SQRT(1-(2 * HLDD3 - 1)**2))
SLLN3 = DI*(PI-ARCC3)
SGLN3 = DI*ARCC3
SILN3=DI*SQRT (1-((2*HLDD3)-1)**2)
C Calculate of velocities and numbers of reynolds
VLN3=VSL*AXP/AXLN3
VGN3 = VSG * AXP/AXGN3
DHLN3 = 4. * AXLN3/SLLN3
DHGN3 = 4. * AXGN3/(SGLN3 + SILN3)
RELN3 = DENL * VLN3 * DHLN3/VISL
REGN3 = DENG * VGN3 * DHGN3/VISG
C
IF (RELN3 .LT. 1502.11) THEN
TAULN3=(16*RELN3**-.
1)*(DENL*VLN3**2)/2
ELSE
TAULN3= ((0.046)*RELN3**-.
0.2)*(DENL*VLN3**2)/2

```

```

END IF
C
IF (REGN3 .LT. 1502.11) THEN
TAUGN3=(16*REGN3**-.
1)*(DENG*VGN3**2)/2
ELSE
TAUGN3=(0.046*REGN3**-.
0.2)*(DENG*VGN3**2)/2
END IF
TAUIN3 = (0.0142) * (DENG * (VGN3 -
VLN3)) * ABS(VGN3 - VLN3) / 2
BBN3= TAUGN3*(SGLN3/AXGN3) -
TAULN3*(SLLN3/AXLN3) + TAUIN3*SILN3
+ *(1./AXLN3 + 1./AXGN3) - G*(DENL -
DENG)*SIN(ANGR)
C -----
HBVEL
C Calculate of term EE
C -----
HBVEL
SII= DI*SQRT (1-(2*HLD-1)**2)
EE = -(1 / DENM) * (PI * DI / SII / 4)*(BBN2
- BBN3) / 0.00001)
C -----
HBVEL
C Calculate of the terms C4 y C5 (Velocities of critical
wave )
C -----
HBVEL
C5 = EE / (2 * BB)
C4 = (DENL * VL * R2 + DENG * VG *
R1)/(DENL * R2 + DENG * R1)
C -----
HBVEL
C Calculate of factor K for the viscous analysis (VKH)
C -----
HBVEL
DADH = DI*SQRT(1.-(2*HLD-1)**2)
Z = (DENL - DENG) / DENM * G *
COS(ANGR) * AXP / DADH
KK = (C5 - C4)**2 / Z
U = ABS(1 - KK)
KV = SQRT(U)
C -----
HBVEL
C Calculate gas velocity at stratified - non stratified
transition
C -----
HBVEL
IF (KV .LE. 1) THEN
VGSNS = KV*SQRT(ABS(DENL
DENG)/DENG*G*COS(ANGR)*AXG/DADH)
END IF
C -----
HBVEL
C Calculate gas velocity at stratified smooth - stratified
wavy
HBVEL
C transition
HBVEL
C -----
HBVEL
S = 0.06
VGSSW = SQRT(4.*VISL*abs(DENL-
DENG)*G*COS(ANGR)/(S*DENL*DENG*VL))
C -----
HBVEL

```

```

C Calculate liquid velocity at stratified smooth -
stratified wavy HBVEL
C transition for downward flow HBVEL
C -----
IF(ANGR .LE. 0.0) THEN
HBVEL
VLSSW = 1.5*SQRT(9.81*HLD*DI)
HBVEL
ENDIF
C -----
C Calculate liquid velocity at intermittent - dispersed
bubble HBVEL
C flow transition HBVEL
C -----
REL = DENL * VL * DHL/VISL
REG = DENG * VG * DHG/VISG
C
CALL FRFACT (REL,ED,FFML,IOERR,IERR)
IF(IERR .EQ. 1) THEN
C WRITE(IOERR,*) Error returned
GOTO 999
ENDIF
FFL = FFML/4.
VLIDB =
SQRT(4.*AXG*G*COS(ANGR)/(SIL*FFL)*abs(DENL-
DENG)/DENL) HBVEL
HBVEL
999 RETURN
HBVEL
END
HBVEL

```

[APÉNDICE D] CODIFICACIÓN DEL NIVEL DEL LÍQUIDO ADIMENSIONAL (HL/D=0.5) EN EL PROGRAMA ORIGINAL DE XIAO Y COLS. (1990).

```

SUBROUTINE
HNHFPDT(ANGR,DI,ED,PX,DENL,DENG,VISL,VISG,
SURL,VSL,VSG, HNHFPDT
+ FPAT,IFP,IOERR,IERR)
CHARACTER*4 FPAT
IERR = 0
FPAT = '-NA-'
C -----
C Check for single phase flow
C -----

```

```

ENS = VSL/(VSL+VSG)
HNHFPDT
IF(ENS .GE. 0.9999) THEN
HNHFPDT
FPAT = ' LIQ'
IFP=1
HNHFPDT
GOTO 999
HNHFPDT
ELSEIF(ENS .LE. 0.0001) THEN
HNHFPDT
FPAT = ' GAS'
IFP=2
HNHFPDT
GOTO 999
HNHFPDT
ENDIF
HNHFPDT
C -----
C Calculate equilibrium liquid level HL/D
HNHFPDT
C -----
KFI = 1
HNHFPDT
CALL
CALHLD(ANGR,DI,ED,PX,DENL,DENG,VISL,VISG,S
URL,VSL,VSG, HNHFPDT
+
KFI,HLD,AXL,AXG,SLL,SGL,SIL,VL,VG,DHL,DHG,R
EL,REG, HNHFPDT
+
FFL,FFG,FFI,TAUL,TAUG,TAUI,IOERR,IERR)
HNHFPDT
IF(IERR .EQ. 1) THEN
HNHFPDT
CPJO AB 22AGO2002 WRITE(IOERR,*)
'HNHFPDT: Error returned from CALHLD call'
HNHFPDT
GOTO 999
HNHFPDT
ENDIF
HNHFPDT
C -----
C Calculate fluid velocities at flow pattern transition
boundaries
HNHFPDT
C -----
CALL
HBVEL(ANGR,DI,DENL,DENG,VISL,HLD,VL,AXG,S
IL,FFL, HNHFPDT
+
VGSNS,VGSSW,VLSSW,VLIDB,IOERR,IERR)
HNHFPDT
IF(IERR .EQ. 1) THEN
HNHFPDT
CPJO AB 22AGO2002 WRITE(IERR,*) 'HNHFPDT:
Error returned from HBVEL call' HNHFPDT
GOTO 999
HNHFPDT
ENDIF
HNHFPDT
C -----

```

C	Check stratified - non stratified transition	GOTO 999	
	HNHFPDT		HNHFPDT
C	-----		
	HNHFPDT		HNHFPDT
	IF(VG .GT. VGSNS) GOTO 20		C Dispersed bubble flow
	HNHFPDT		HNHFPDT
C	-----		
	HNHFPDT		HNHFPDT
C	Stratified regime. Check if stratified smooth or wavy	40 FPAT = 'DBUB'	
	HNHFPDT	IFP=10	
C	-----		
	HNHFPDT	999 RETURN	HNHFPDT
	IF(VG .GT. VGSSW) GOTO 10		HNHFPDT
	HNHFPDT		
	IF(ANGR .LT. 0.0) THEN	END	HNHFPDT
	HNHFPDT		
	IF(VL .GT. VLSSW) GOTO 10		
	HNHFPDT		
	ENDIF		
	HNHFPDT		
	FPAT = 'S-S'		
	IFP=7		
	HNHFPDT		
	GOTO 999		
	HNHFPDT		
	10 FPAT = 'S-W'		
	IFP=8		
	HNHFPDT		
	GOTO 999		
	HNHFPDT		
C	-----		
	HNHFPDT		
C	Check for annular or intermittent/dispersed bubble flow		
	HNHFPDT		
C	-----		
	HNHFPDT		
	20 IF(HLD .GT. 0.5) GOTO 30		
	HNHFPDT		
C	-----		
	HNHFPDT		
C	Annular flow		
	HNHFPDT		
C	-----		
	HNHFPDT		
	FPAT = 'ANUL'		
	IFP=9		
	HNHFPDT		
	GOTO 999		
	HNHFPDT		
C	-----		
	HNHFPDT		
C	Check for intermittent or dispersed bubble flow		
	HNHFPDT		
C	-----		
	HNHFPDT		
	30 IF(VL .GT. VLIDB) GOTO 40		
	HNHFPDT		
C	-----		
	HNHFPDT		
C	Intermittent flow		
	HNHFPDT		
C	-----		
	HNHFPDT		
	FPAT = 'ITMI'		
	IFP=4		
	HNHFPDT		

[APÉNDICE E] PARÁMETROS ESTADÍSTICOS

Para determinar la capacidad de predicción del gradiente de presión de las correlaciones seleccionadas, se emplearon 2 parámetros estadísticos utilizados frecuentemente, los cuales evaluaron para cada una de las correlaciones la diferencia entre los valores calculados y los valores experimentales (García, 2004).

Los parámetros estadísticos se definen con las siguientes ecuaciones:

$$E_1 = \frac{1}{n} \left[\sum \left(\frac{DP_{cal} - DP_{exp}}{DP_{exp}} \times 100 \right) \right]$$

$$E_2 = \frac{1}{n} \left[\sum \left| \frac{DP_{cal} - DP_{exp}}{DP_{exp}} \times 100 \right| \right]$$

Donde E_1 es el error porcentual promedio y determina una medida de concordancia entre los valores experimentales y los calculados, así mismo indica en promedio el grado de subestimación (valores negativos) y sobrestimación (valores positivos) de los valores calculados con respecto a los experimentales. El error porcentual absoluto promedio E_2 , es una medida de la concordancia entre el valor calculado y el valor experimental, este parámetro no permite que valores positivos y negativos se cancelen. Por lo cual, es considerado uno de los principales parámetros para determinar la capacidad de predicción del gradiente de presión.

**[APÉNDICE F] CODIFICACIÓN
DE LOS FACTORES DE
FRICCIÓN EN EL PROGRAMA
ORIGINAL DE XIAO Y COLS.
(1990).**

```

SUBROUTINE
GEOMST(ANGR,DI,ED,PX,DENL,DENG,VISL,VISG,S
URL,VSL,VSG,      GEOMST
+
KFI,HLR,AXL,AXG,SLL,SGL,SIL,VL,VG,DHL,DHG,R
EL,REG,          GEOMST
+
FFL,FFG,FFI,TAUL,TAUG,TAUI,VALUE,IOERR,IERR
)
      IERR = 0
      GEOMST
      PI = 3.1415927
      GEOMST
C -----
C Calculate geometrical variables
      GEOMST
C -----
      AXP = PI * DI**2/4.
      GEOMST
      RAD = DI/2.
      GEOMST
      GAM = ACOS(HLR - 1.)
      GEOMST
      SR = SQRT(1. - (HLR - 1.)**2)
      GEOMST
      AXL = RAD**2 * (PI - GAM + (HLR - 1.) * SR)
      GEOMST
      AXG = AXP - AXL
      GEOMST
      SLL = DI * (PI - GAM)
      GEOMST
      SGL = DI * GAM
      GEOMST
      SIL = DI * SR
      GEOMST
C -----
C Calculate velocities and Reynolds numbers
      GEOMST
C -----
      VL = VSL * AXP/AXL
      GEOMST
      VG = VSG * AXP/AXG
      GEOMST
      DHL = 4. * AXL/SLL
      GEOMST
      DHG = 4. * AXG/(SGL + SIL)
      GEOMST
      REL = DENL * VL * DHL/VISL
      GEOMST
      REG = DENG * VG * DHG/VISG
      GEOMST
C -----
C Calculate liquid-wall and gas-wall friction factors

```

```

C -----
C *calculate of nivel of liquid o for flow
stratified (E)
E = AXL/AXP

```

```

C *Correlation LIQUID-WALL-evaluate
CALL SPEHAND
(REL,FLSH,IOERR,IERR,E)
IF(IERR .EQ. 1) THEN
C WRITE(IOERR,*) 'GEOMST: Error returned
from SPEHAND call (1)'
GOTO 999
ENDIF
FFL = FLSH
C * Correlation GAS-WALL-evaluate
CALL ECKG (REG,FGECK,IOERR,IERR)
IF(IERR .EQ. 1) THEN
C WRITE(IOERR,*) 'GEOMST: Error returned
from FRFACT call (2)'
GOTO 999
ENDIF
FFG=FGECK
C * Correlation INTERFACE -evaluate
C Correlation of Eck interface
C Calculate of Froude number
FRO=(DENL*(VSL**2))/(DENL-
DENG)*9.81*DI)
C calculate the fraction of wetted perimeter
(HART ET AL.1989)
PEMO=(0.52*(E**0.374))+(0.26*(FRO**0.58
))
C calculate the thickness of the film
HE=(DI*E)/(4*PEMO)
CALL CKI(REG,HE,DI,FIECK,IOERR,IERR)
IF(IERR .EQ. 1) THEN
C WRITE(IOERR,*) 'GEOMST: Error returned
from FRFACT call (2)'
GOTO 999
ENDIF
FFI=FIECK
C Correlation of Miya
CALL MIYA(REL,FIMY,IOERR,IERR)
C IF(IERR .EQ. 1) THEN
C WRITE(IOERR,*) 'GEOMST: Error returned
from FRFACT call (2)'
GOTO 999
C ENDIF
C FFI=FIMY
C Correlation of Wallis
CALL WALLIS(E,FIWA,IOERR,IERR)
C IF(IERR .EQ. 1) THEN
C WRITE(IOERR,*) 'GEOMST: Error returned
from FRFACT call (2)'
GOTO 999
C ENDIF
C FFI=FIWA
C -----
      GEOMST
C Calculate shear stresses and value of combined
momentum equation
      GEOMST
C -----
      GEOMST
      TAUL = FFL * DENL * VL * ABS(VL) /2.
      GEOMST
      TAUG = FFG * DENG * VG * ABS(VG) /2.
      GEOMST

```

```

        TAU1 = FFI * DENG * VG * ABS(VG) /2.
              GEOMST
        VALUE = TAU1*SLL/AXL -
        TAUG*SGL/AXG - TAU1*SIL*(1./AXL + 1./AXG)
              GEOMST
        + + 9.81*(DENL - DENG)*SIN(ANGR)
              GEOMST
        999 RETURN
              GEOMST
        END
              GEOMST

```

Subrutinas para los factores de fricción:

```

C
*****
*****
C      CORRELACIONES PARA EL FACTOR
DE FRICCION LÍQUIDO/PARED
C
*****
*****
C      CORRELACION DE SPEDDING AND
HAND(1997) SPEHAND
C
*****
*****
C      INPUT/OUTPUT LOGICAL FILE
VARIABLES
C      IOERR = Output file for error messages when
input values
C      passed to the subroutine are out of range.
C      VARIABLE DESCRIPTION
C      *ED = Relative roughness.
C      FLSH = Factor liquid SPEDDING Y HAND
C      IERR = Error code. (0=OK, 1=input variables
out of range,
C      2=extrapolation of correlation occurring)
C      *IOERR = Output file for error messages when
input values
C      passed to the subroutine are out of range.
C      *RE = Reynolds Number.

C      E = Liquid Nivel
C      F,I = Dummy variable.
C      (* Indicates input variables)
C
-----

```

```

-----
SUBROUTINE SPEHAND
(RE,FLSH,IOERR,IERR,E)
C *****
C Check input variables for valid range.
C *****
C      IERR=0
      IF (RE .LE. 0.0) THEN
C      WRITE (IOERR,*) 'SPEHAND: Illegal input
value for RE'
      IERR=1

```

```

      ELSEIF (E .LE. 0.0) THEN
C      WRITE (IOERR,*) 'SPEHAND: Illegal input
value for E'
      IERR=1
      ENDIF
      IF (IERR .EQ. 1) GO TO 999
C *****
C End of validity check.
C *****
      IF (RE .LE. 2100.) THEN
C -----
C Calculate Laminar Flow Friction Factor.
C -----
      FLSH=24./RE
      ELSE
C -----
C Calculate turbulent Flow Friction Factor
C -----
      FLSH=0.0262/(E*RE)**0.139
      ENDIF
999 RETURN
END

```

```

C
*****
*****
C      CORRELACIONES PARA EL FACTOR
DE FRICCION GAS/PARED
C
*****
*****

```

```

C      CORRELACION ECK(1973) PARA
GAS/PARED ECKG
C      INPUT/OUTPUT LOGICAL FILE
VARIABLES
C -----
C      IOERR = Output file for error messages when
input values
C      passed to the subroutine are out of range.
C      VARIABLE DESCRIPTION
C -----
C      *ED = Relative roughness.
C      FGECK = Factor gas ECK
C      IERR = Error code. (0=OK, 1=input variables
out of range,
C      2=extrapolation of correlation occurring)
C      *IOERR = Output file for error messages when
input values
C      passed to the subroutine are out of range.
C      *RE = Reynolds Number.

```

```

C      F,I = Dummy variable.
C      (* Indicates input variables)
C -----

```

```

-----
SUBROUTINE ECKG
(RE,FGECK,IOERR,IERR)
C *****
C Check input variables for valid range.
C *****
C      IERR=0
      IF (RE .LE. 0.0) THEN
C      WRITE (IOERR,*) 'ECKG: Illegal input value
for RE'
      IERR=1
      ENDIF

```

```

          IF (IERR .EQ. 1) GO TO 999
C *****
C          End of validity check.
C *****
C          Calculate Gas Friction Factor.
C -----
          IF (RE .GT. 2100. .AND. RE .LT.(10**8))
THEN
          FGECK=0.07725/(ALOG10(RE/7))**2
          ENDIF
999      RETURN
          END
C *****
C *****
C          CORRELACIONES PARA EL FACTOR
DE FRICCION INTERFACIAL
C *****
C *****
C          CORRELACION ECK(1973) PARA
INTERFACE  ECKI
C          INPUT/OUTPUT LOGICAL FILE
VARIABLES
C -----
C          IOERR = Output file for error messages when
input values
C          passed to the subroutine are out of range.
C          VARIABLE DESCRIPTION
C -----
C          FIEK = Factor interfacial EKC
C          IERR = Error code. (0=OK, 1=input variables
out of range,
C          2=extrapolation of correlation occurring)
C          *IOERR = Output file for error messages when
input values
C          passed to the subroutine are out of range.
C          *RE = Reynolds Number
C          HE = espesor de pelicula
          HE=DJ*E/4*PEMO
C          PEMO= fraccion de perimetro mojado
correlacion (HART ET AL.1989)
          PEMO=(0.52*(E**0.374))+(0.26*(FRO**0.58
))
C          FRO= numero de froude
          FRO=(DENL*(VSL**2))/(DENL-
DENG)*0.81*DI
C          F,I = Dummy variable.
C          (* Indicates input variables)
C -----

```

SUBROUTINE ECKI (RE,HE,DI,FIECK,IOERR,IERR)

```

C          Check input variables for valid range.
          IERR=0
          IF (RE .LE. 0.0) THEN
C          WRITE (IOERR,*) 'ECKI: Illegal input value
for RE'
          IERR=1
          ELSEIF (HE .LE. 0.0) THEN
C          WRITE (IOERR,*) 'ECKI: Illegal input value
for HE'
          IERR=1
          ENDIF
          IF (IERR .EQ. 1) GO TO 999
C          End of validity check.
C          Calculate interfacial Friction Factor.

```

```

          FIECK=0.0625/(ALOG10((15/RE)+((2.3*HE)/
(3.715*DI))))**2
999      RETURN
          END
C *****
C *****
C          CORRELACION MIYA ET AL.(1971)
MIYA
C *****
C *****
C          INPUT/OUTPUT LOGICAL FILE
VARIABLES
C -----
C          IOERR = Output file for error messages when
input values
C          passed to the subroutine are out of range.
C          VARIABLE DESCRIPTION
C -----
C          *ED = Relative roughness.
C          FIMY = Factor interfacial MIYA
C          IERR = Error code. (0=OK, 1=input variables
out of range,
C          2=extrapolation of correlation occurring)
C          *IOERR = Output file for error messages when
input values
C          passed to the subroutine are out of range.
C          *RE = Reynolds Number.
C          F,I = Dummy variable.
C          (* Indicates input variables)
C -----

```

C SUBROUTINE MIYA(RE,FIMY,IOERR,IERR)

```

C *****
C          Check input variables for valid range.
C *****
C          IERR=0
C          IF (RE .LE. 0.0) THEN
C          WRITE (IOERR,*) 'MIYA: Illegal input value
for RE'
C          IERR=1
C          ENDIF
C          IF (IERR .EQ. 1) GO TO 999
C          End of validity check.
C          FIMY= 0.008+0.00002*RE
999      RETURN
          END
C *****
C *****
C          CORRELACION WALLIS ET AL.(1969)
C *****
C *****
C          INPUT/OUTPUT LOGICAL FILE
VARIABLES
C -----
C          IOERR = Output file for error messages when
input values
C          passed to the subroutine are out of range.
C          VARIABLE DESCRIPTION
C -----
C          FIWA = Factor interfacial WALLIS
C          E = Liquid nivel fraction.

```

```

C      IERR = Error code. (0=OK, 1=input variables
out of range,
C      2=extrapolation of correlation occurring)
C      *IOERR = Output file for error messages when
input values
C      passed to the subroutine are out of range.
C      F,I = Dummy variable.
C      (* Indicates input variables)
C      -----

```

C SUBROUTINE WALLIS (E,FIWA,IOERR,IERR)

```

C *****
C Check input variables for valid range.
C *****
C      IERR=0
C      IF (E .LE. 0.0) THEN
C        WRITE (IOERR,*) 'WALLIS: Illegal input
value for E'
C      IERR=1
C      ENDIF
C      IF (IERR .EQ. 1) GO TO 999
C End of validity check.
C      FIWA= 0.005*(1+75*E)
C      ENDIF
C      999 RETURN
C      END

```

[APÉNDICE G] CODIFICACIÓN DE LA VELOCIDAD DE DERIVA EN EL PROGRAMA ORIGINAL DE XIAO Y COLS. (1990) EN VISUAL FORTRAN.

```

SUBROUTINE
ITMODEL(ANGR,DI,ED,DENL,DENG,VISL,VISG,SU
RL,VSL,VSG, ITMODEL
+
E,PGF,PGE,PGA,PGT,IFPX,VI,VISLN,EO,FR,VD,
+
IOERR,IERR)
ITMODEL
      IERR = 0
      IFPX = 0
ITMODEL
      AXP = 3.1415927 * DI**2 / 4.
ITMODEL
C -----
ITMODEL
C Calculate VS
ITMODEL
      VS = VSL+VSG
ITMODEL
C -----
ITMODEL
C Calculate ES from Gregory et al. (1978) correlation
ITMODEL
      ES = 1.0/(1.0+(VS/8.66)**1.39)
ITMODEL
      IF (ES. LT. 0.48) ES = 0.48
ITMODEL
C -----
ITMODEL

```

```

C Calculate VT from Bendiksen (1984) correlation
ITMODEL
C RC is the radius of the cap bubble
DENS = DENL*ES + DENG*(1.-ES)
VISS = VISL*ES + VISG*(1.-ES)
RES = DENS*VS*DI/VISS
IF(RES .LE. 2000.0) THEN
C = 2.0
ELSE
ITMODEL
C = 1.2
ITMODEL
ENDIF
ITMODEL
VI= VISL
VISLN = VI/(DENL*DI**1.5*9.81**0.5)
ITMODEL
EO= SURL/(DENL*DI**2*9.81)
FRH= 0.53*EXP(-
13.7*VISLN**0.46*EO**0.1)
RC= 0.00055
FRV= 1/SQRT(9.81*DI)*-
4/3*VISL/(DENL*RC)+
+ SQRT(0.0024+1.78*VISL**2/(DENL*RC)**2)
FR= FRH*COS(ANGR)+FRV*SIN(ANGR)
VD= FR*SQRT(9.81*DI)
VT= C*VS+FR*SQRT(9.81*DI)

```

```

C -----
ITMODEL
C Calculate dispersed bubble velocity
ITMODEL
      VB = 1.2*VS +
ITMODEL
      + 1.53*(9.81*SURL*(DENL-
DENG)/DENL**2)**0.25*SIN(ANGR)
ITMODEL
      *ES**0.1
ITMODEL
C -----
ITMODEL
C Calculate liquid velocity in the slug body from mass
balance
ITMODEL
      VL=(VS-VB*(1.-ES))/ES
ITMODEL
C -----
ITMODEL
C Calculate equilibrium film height in the film zone of a
slug unit
ITMODEL
      CALL
CALHFD(ANGR,DI,ED,DENL,DENG,VISL,VISG,SUR
L,VS,VL,VT, ITMODEL
+
ES,HFD,AXL,AXG,SLL,SGL,SIL,VF,VG,DHL,DHG,RE
L,REG, ITMODEL
+
FFL,FFG,FFI,TAUL,TAUG,TAUL,IFPX,IOERR,IERR)
ITMODEL
      IF(IERR .EQ. 1) THEN
ITMODEL

```

```

CPJO AB 22AGO2002  WRITE(IOERR,*)
'ITMODEL: Error returned from CALHFD call'
ITMODEL
      GOTO 999
      ELSEIF(IFPX .EQ. 1) THEN
      ITMODEL
      GOTO 999
      ENDIF
C -----
C Calculate liquid nivel in the film zone
      EF = AXL/AXP
      ITMODEL
C -----
C Calculate average liquid nivel and fluid density for a
slug unit ITMODEL
      E = (VT*ES + VB*(1.-ES) -VSG) / VT
      ITMODEL
      DENU = DENL*E + DENG*(1.-E)
      ITMODEL
C -----
C Calculate slug length from Scott (1987) correlation
ITMODEL
C or by rule of thumb
      IF(DI .LE. 0.0381) THEN
      ITMODEL
      SLENG = 32.0*DI
      ITMODEL
      ELSE
      ITMODEL
      CHI = -26.6+28.5*(ALOG(DI)+3.67)**0.1
      ITMODEL
      SLENG = EXP(CHI)
      ITMODEL
      ENDIF
      ITMODEL
C -----
C Calculate slug unit length and film zone length
ITMODEL
      IF((VSL-VF*EF) .EQ. 0.0) THEN
      ITMODEL
      IFPX = 1
      ITMODEL
      GOTO 999
      ITMODEL
      ELSE
      ITMODEL
      SULENG = SLENG * (VL*ES-VF*EF) /
(VSL-VF*EF)
      ITMODEL
      IF(SULENG .LE. SLENG) THEN
      ITMODEL
      IFPX = 1
      ITMODEL
      GOTO 999
      ITMODEL
      ENDIF
      ITMODEL
      FLENG = SULENG - SLENG
      ITMODEL
      ENDIF
      ITMODEL
      CALL FRFACT(RES,ED,FFMS,IOERR,IERR)
      ITMODEL
      IF(IERR .EQ. 1) THEN
      ITMODEL
CPJO AB 22AGO2002  WRITE(IOERR,*)
'ITMODEL: Error returned from FRFACT call'
ITMODEL
      GOTO 999
      ENDIF
      FFS = FFMS/4.
      ITMODEL
      DPFS = 2.*FFS/DI*DENS*VS**2*SLENG
      ITMODEL
      DPFF =
(TAUL*SLL+TAUG*SGL)/AXP*FLENG
      ITMODEL
      PGF = (DPFS + DPFF)/SULENG
      ITMODEL
      PGE = 9.81*DENU*SIN(ANGR)
      ITMODEL
      PGA = 0.0
      ITMODEL
      PGT = PGF + PGE + PGA
      ITMODEL
      999 RETURN
      ITMODEL
      END
      ITMODEL

```

[APÉNDICE H] ESTRUCTURA GENERAL DEL PROGRAMA ORIGINAL DE XIAO Y COLS. (1990)

Determinación del Régimen de Flujo:

Un conocimiento más exacto del régimen de flujo de acuerdo a la orientación de la tubería permitiría al diseñador hacer una predicción más exacta de la caída de presión, para este caso en particular se estudiará para flujo horizontal. La predicción del patrón de flujo basada en la teoría de Taitel y Dukler (1976), según Xiao y cols (1990). Esta teoría de predicción, determina las transiciones de patrón de flujo en fluido bifásico gas-líquido, la cual está basada en la hidrodinámica del flujo.

PASO 1. Cálculo del número de Reynolds superficial.

Nota: las velocidades superficiales, densidad y viscosidad del gas y del líquido son parámetros de entradas, las cuales son proporcionadas a través de la base de datos.

$$A = \frac{\pi D^2}{4} \quad (82)$$

$$\text{Re}_{SL} = \frac{\rho_l V_{sl} D}{\mu_l} \quad \text{Re}_{SG} = \frac{\rho_g V_{sg} D}{\mu_g} \quad (83)$$

- Si $\text{Re}_{SG} < 2100$ el flujo es laminar, las constantes serán $C_G=C_L=16$; $n=m=1$
- Si $\text{Re}_{SL} \geq 2100$ el flujo es turbulento, las constantes serán $C_G=C_L=0,046$; $n=m=2$.

PASO 2. Cálculo del parámetro de Lockhart-Martinelli

$$X = \sqrt{\frac{\frac{4C_L (\text{Re}_{SL})^{-n} \rho_L (V_{SL})^2}{D}}{\frac{4C_G (\text{Re}_{SG})^{-m} \rho_G (V_{SG})^2}{D}}} \quad (84)$$

Donde $Y=0$ (flujo horizontal), y suponiendo un valor de h_L/D entre 0 y 1, se procede al paso 3, calculando las variables dependientes de $\tilde{h}_L = h_L/D$

PASO 3. Calculo de las variables geométricas dependientes del nivel del líquido, donde $\tilde{h}_L = h_L/D$

$$\tilde{A}_L = 0.25 \left[\pi - \cos^{-1}(2\tilde{h}_L - 1) + (2\tilde{h}_L - 1) \sqrt{1 - (2\tilde{h}_L - 1)^2} \right] \quad (85)$$

$$\tilde{A}_G = 0.25 \left[\cos^{-1}(2\tilde{h}_L - 1) - (2\tilde{h}_L - 1) \sqrt{1 - (2\tilde{h}_L - 1)^2} \right] \quad (86)$$

$$\tilde{S}_L = \pi - \cos^{-1}(2\tilde{h}_L - 1) \quad (87)$$

$$\tilde{S}_G = \cos^{-1}(2\tilde{h}_L - 1) \quad (88)$$

$$\tilde{S}_i = \sqrt{1 - (2\tilde{h}_L - 1)^2} \quad (89)$$

➤ Proceso de iteración

Este proceso se llevará a cabo hasta que el valor asumido de $\tilde{h}_L = h_L/D$ cumpla la condición que establece la ecuación de equilibrio del flujo estratificado en forma adimensional de la Teoría de Taitel y Dukler (1976). El valor de $\tilde{h}_L = h_L/D$ que cumpla con la condición de sumatoria igual a cero en la ecuación, será el nivel de líquido establecido para las propiedades del fluido presente.

$$X^2 \left[(\tilde{v}_l \tilde{D}_L)^{-n} \tilde{v}_l^2 \frac{\tilde{S}_L}{\tilde{A}_L} \right] - \left[(\tilde{v}_g \tilde{D}_G)^{-m} \tilde{v}_g^2 \left(\frac{\tilde{S}_G}{\tilde{A}_G} + \frac{\tilde{S}_i}{\tilde{A}_L} + \frac{\tilde{S}_i}{\tilde{A}_G} \right) \right] - 4Y = 0 \quad (90)$$

PASO 4. Cálculo de las velocidades del fluido en los límites de las transiciones y el patrón de flujo bajo las condiciones existentes.

➤ Transición estratificado - no estratificado (ST-NS)

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

$$v_g > \left(1 - \frac{h_l}{D} \right) \left[\frac{(\rho_l - \rho_g) g \cos \theta A_g}{\rho_g \frac{dA_l}{dh_l}} \right]^{1/2} \quad (91)$$

➤ Régimen estratificado liso-ondulado

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

$$V_g > \left[\frac{4\mu_l (\rho_l - \rho_g) g \cos \theta}{0.06 \rho_l \rho_g V_l} \right]^{1/2} \quad (92)$$

Cuando no se cumple dicha condición, se toman en cuenta los efectos gravitacionales.

$$V_L > 1.5 \sqrt{gh_L} \quad (93)$$

Si esta condición se cumple el régimen es estratificado-ondulado, si no, entonces es estratificado-liso

➤ Transición intermitente-anular (I-AN)

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

$$\frac{h_L}{D} < 0.35 \quad (94)$$

➤ Transición intermitente-burbuja dispersa

Si esta condición se cumple estamos en patrón de flujo burbuja dispersa

$$V_l > \left[\frac{4A_g}{S_i} \frac{g \cos \theta}{f_{wL}} \left(1 - \frac{\rho_g}{\rho_l} \right) \right]^{1/2} \quad (95)$$

Caída de presión en tuberías de acuerdo al patrón de flujo existente

Para el cálculo de caída de presión según el régimen de flujo existente, se utilizó el siguiente procedimiento:

Cálculo de la fracción del líquido y el gradiente de presión para flujo estratificado

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

Se asume un valor de h_L/D ($0 < h_L/D < 1$) para calcular todas las variables A_L , A_G , S_L , S_G , S_i dependientes del nivel de líquido. Luego, se calcula el número de Reynolds para cada fase, determinando si se está en presencia de flujo laminar o turbulento y usar las constantes respectivas para hallar el parámetro de Lockhart-Martinelli (X).

Así mismo, se sustituyen dichos valores en la ecuación de equilibrio del flujo estratificado en forma adimensional, la cual cumple con que la suma de todos estos parámetros debe ser igual a cero. El valor de (h_L/D) que cumpla esta condición será el valor correcto. Para más detalle, ver determinación del régimen de flujo (teoría de Taitel y Dukler, 1976).

PASO 2. Cálculo de velocidades y el número de Reynolds

$$V_l = V_{sl} \frac{A}{A_l} \quad V_g = V_{sg} \frac{A}{A_g} \quad (96)$$

$$D_L = 4 \frac{A}{S_l} \quad D_G = 4 \frac{A}{S_g + S_i} \quad (97)$$

$$\text{Re}_L = \frac{\rho_l V_l D_L}{\mu_l} \quad \text{Re}_G = \frac{\rho_g V_g D_G}{\mu_g} \quad (98)$$

PASO 3. Cálculo de factores de fricción empleado por el modelo de Xiao y cols. (1990)

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

Esta rutina calcula el factor de fricción para flujo laminar ($\text{Re} < 2000$) y turbulento ($\text{Re} > 2000$) con la ecuación de Colebrook (1939)

$$f_{wl} = \frac{16}{\text{Re}_L} \quad \text{y} \quad f_{wg} = \frac{16}{\text{Re}_G} \quad \text{para} \quad \text{Re} \leq 2000 \quad (99)$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 3.48 - 4 \log \left(\frac{2\varepsilon}{D} + \frac{9.35}{\text{Re} \sqrt{f}} \right) \quad \text{para} \quad \text{Re} > 2000 \quad (100)$$

b) Factor de fricción interfacial

- Cuando $D \geq 0,127\text{m}$, se usa la correlación de Baker y cols.(1986):

Se calcula el número de Weber y el número de la viscosidad del líquido

$$\text{We} = \frac{\rho_g V_l^2 \varepsilon_i}{\sigma} \quad \text{y} \quad \text{We} = \frac{\rho_g V_l^2 \varepsilon_i}{\sigma} \quad (101)$$

$$\text{We} N \mu = \frac{\rho_g V_l^2 \mu_l^2}{\sigma^2 \rho_l} \quad (102)$$

Para $We.N\mu \leq 0.005$:

$$\varepsilon_i = 34 \frac{\sigma}{\rho_g V_l^2} \quad (103)$$

Para $We.N\mu > 0.005$:

$$\varepsilon_i = \frac{170\sigma(We.N\mu)^{0.3}}{\rho_g V_l^2} \quad (104)$$

Si $\varepsilon_i/D < 0.05$, se utiliza el número de Reynolds del gas y la ecuación de Colebrook (ver paso a).

Si $\varepsilon_i/D \geq 0.05$, se emplea la siguiente correlación:

$$f_i = \frac{1}{\left[4 \log 0.27 \left(\frac{\varepsilon_i}{D}\right)\right]^2} + 0.067 \left(\frac{\varepsilon_i}{D}\right)^{1.73} \quad (105)$$

El límite superior de rugosidad (ε_i) que se permite es de 0.5.

➤ Cuando $D < 0,127\text{m}$, se usa la correlación de Andritsos & Hanratty (1987):

$$\frac{f_i}{f_G} = 1 \quad \text{para} \quad V_{SG} \leq V_{SG,t} \quad (106)$$

Donde:

$$V_{sg,t} = 5 \left(\frac{101325}{p} \right)^{1/2} \quad \text{para } P = \text{unidades de Pa(N/m}^2) \quad (107)$$

PASO 4. Cálculo de los esfuerzos de corte entre el gas y la pared, el líquido y la pared y el esfuerzo de corte interfacial

$$\tau_{wl} = \frac{1}{2} f_{wl} \rho_l V_l^2 \quad (108)$$

$$\tau_{wg} = \frac{1}{2} f_{wg} \rho_g V_g^2 \quad (109)$$

$$\tau_i = \frac{1}{2} f_i \rho_g V_g^2 \quad (110)$$

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

$$E_{cm} = \frac{\tau_{wl} \times S_l}{A_l} - \frac{\tau_{wg} \times S_g}{A_g} - \tau_i \times S_i \left(\frac{1}{A_l} + \frac{1}{A_g} \right) + 9.81 \times (\rho_l - \rho_g) \times \text{sen}(\theta) \quad (111)$$

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

$$E_L = \frac{A_L}{A} \quad (112)$$

PASO 7. Cálculo del gradiente de presión

$$PGF = \frac{(\tau_{wl} \times S_l + \tau_{wg} \times S_g)}{A} \quad (113)$$

$$PGE = 9.81 \times \left(\frac{A_l}{A} \times \rho_l + \left(1 - \frac{A_g}{A} \right) \times \rho_g \right) \times \text{sen} \theta \quad (114)$$

$$PGA = 0 \quad (115)$$

$$PGT = PGF + PGE + PGA \quad (116)$$

Donde:

PGF: Gradiente de presión por fricción

PGE: Gradiente de presión por cambio de elevación

PGA: Gradiente de presión por aceleración

PGT: Gradiente de presión total

Cálculo de la fracción del líquido y el gradiente de presión para flujo intermitente

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

Se asume un valor de h_F/D ($0 < h_F/D < 1$), según Taitel y Dukler (1976) para $h_F/D = 0,50$ se considera que el flujo es intermitente se calculan todas las variables A_L , A_G , S_L , S_G , S_i , dependientes del nivel de líquido. Luego, se calcula el número de Reynolds para cada fase, determinando si se está en presencia de flujo laminar o turbulento y usar las constantes respectivas para hallar el parámetro de Lockhart-Martinelli (X).

Así mismo, se sustituyen dichos valores en la ecuación de equilibrio del flujo estratificado en forma adimensional, la cual cumple con que la suma de todos estos parámetros debe ser igual a cero. El valor de (h_L/D) que cumpla esta condición será el valor correcto. Para más detalle, ver determinación del régimen de flujo (teoría de Taitel y Dukler, 1976).

PASO 2. Cálculo de velocidades de la película, diámetro hidráulico

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

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

$$V_f = V_T - E_S \frac{(V_T - V_L)}{E_F} \quad (117)$$

- Velocidad del gas en la zona de la película, V_G

$$V_G = \frac{(V_s \times A) - (V_f \times A_l)}{A_g} \quad (118)$$

PASO 3. Cálculo del Nivel de líquido

- Velocidad de la mezcla en la zona del tapón V_S

$$V_S = V_{sl} + V_{sg} \quad (119)$$

- Fracción volumétrica de líquido en el cuerpo del tapón E_S , empleando la correlación de Gregory y cols. (1984)

$$E_S = \frac{1}{\left(1 + \left(\frac{V_S}{8.66}\right)^{1.39}\right)} \quad (120)$$

Si $E_S \leq 0.48$, se usa $E_S=0.48$

- Fracción volumétrica de líquido en la película, E_F

$$E_F = \frac{A_L}{A} \quad (121)$$

PASO 4. Cálculo de velocidades

- Velocidad de traslación de las burbujas alargadas V_T , usando la correlación por Bendiksen (1984)

$$V_T = C_O V_M + 0.54\sqrt{gD\cos\theta} + 0.35\sqrt{gD\sin\theta} \quad (122)$$

Donde

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

- Velocidad de las burbujas dispersas en el tapón de líquido, V_b

$$V_b = 1.2V_S + 1.53\left(\frac{g(\rho_l - \rho_g)\sigma}{\rho_l^2}\right)^{0.25} E_S^{0.1} \sin\theta \quad (123)$$

- Velocidad del líquido en el cuerpo del tapón, V_L

$$V_L = \frac{(V_s - V_b \times (1 - E_s))}{E_s} \quad (124)$$

- Velocidad del líquido en la zona de la película, V_F

$$V_L = \frac{(V_s - V_b \times (1 - E_s))}{E_s} \quad (125)$$

- Velocidad del gas en la zona de la película, V_G

$$V_G = \frac{(V_s \times A) - (V_F \times A_l)}{A_g} \quad (126)$$

PASO 5. Cálculo de factores de fricción por el modelo de Xiao y cols. (1990)

- Factor de fricción líquido-pared (f_{WL}), gas-pared (f_{WG})

- Diámetro hidráulico

$$D_L = 4 \frac{A}{S_l} \quad D_G = 4 \frac{A}{S_g + S_l} \quad (127)$$

- Numero de Reynolds

$$Re_L = \frac{\rho_l |V_F| D_L}{\mu_l} \quad Re_G = \frac{\rho_g |V_G| D_G}{\mu_g} \quad (128)$$

Esta rutina calcula el factor de fricción para flujo laminar ($Re < 2000$) y turbulento ($Re > 2000$) con la ecuación de Colebrook

$$f_{WL} = \frac{16}{Re_L} \quad y \quad f_{WG} = \frac{16}{Re_G} \quad \text{para } Re \leq 2000 \quad (129)$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 3.48 - 4 \log \left(\frac{2\varepsilon}{D} + \frac{9.35}{Re \sqrt{f}} \right) \quad \text{para } Re > 2000 \quad (130)$$

- Factor de fricción interfacial, propuesto por Shoham y Taitel(1984)

$$f_i = 0.0142 \quad (131)$$

c) Factor de fricción del cuerpo del tapón (f_s)

$$f_s = \frac{16}{\text{Re}_s} \text{ para } \text{Re} \leq 2000 \quad (132)$$

$$\text{Donde : } \text{Re}_s = \frac{\rho_s |V_s| D}{\mu_s} \quad (133)$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 3.48 - 4 \log \left(\frac{2\varepsilon}{D} + \frac{9.35}{\text{Re} \sqrt{f}} \right) \text{ para } \text{Re} > 2000 \quad (134)$$

Densidad y viscosidad del cuerpo del tapón

$$\rho_s = E_s \rho_l + (1 - E_s) \rho_g \quad (135)$$

$$\mu_s = E_s \mu_l + (1 - E_s) \mu_g \quad (136)$$

PASO 6. Cálculo de los esfuerzos de corte entre el gas y la pared, el líquido y la pared y el esfuerzo de corte interfacial y del cuerpo del tapón

$$\tau_{wl} = \frac{1}{2} f_{wl} \rho_l |V_F| |V_F| \quad (137)$$

$$\tau_{wg} = \frac{1}{2} f_{wg} \rho_g |V_G| |V_G| \quad (138)$$

$$\tau_i = \frac{1}{2} f_i \rho_g |V_G - V_F| (V_G - V_F) \quad (139)$$

Cálculo del esfuerzo de corte del cuerpo del tapón

$$\tau_s = \frac{1}{2} f_s \rho_s V_s^2 \quad (140)$$

PASO 8. Valor de la ecuación combinada de cantidad de movimiento para fluido de dos fases (intermitente)

$$E_{cm} = \frac{\tau_{wl} \times S_l}{A_l} - \frac{\tau_{wg} \times S_g}{A_g} - \tau_i \times S_i \left(\frac{1}{A_l} + \frac{1}{A_g} \right) + 9.81 \times (\rho_l - \rho_g) \times \text{sen}(\theta) \quad (141)$$

PASO 9. Cálculo del gradiente de presión

$$PGF = \frac{(\tau_{wl} \times S_l + \tau_{wg} \times S_g)}{A} \quad (142)$$

$$PGE = 9.81 \times \left(\frac{A_l}{A} \times \rho_l + \left(1 - \frac{A_g}{A} \right) \times \rho_g \right) \times \text{sen}(\theta) \quad (143)$$

$$PGA = 0 \quad (144)$$

$$PGT = PGF + PGE + PGA \quad (145)$$

Donde:

PGF: Gradiente de presión por fricción

PGE: Gradiente de presión por cambio de elevación

PGA: Gradiente de presión por aceleración

PGT: Gradiente de presión total

Cálculo de la fracción del líquido y el gradiente de presión para flujo anular

➤ Cálculo de la fracción volumétrica de líquido atrapada por el gas, F_E

$$X = 10^{(-2.52)} \rho_l^{1.08} \rho_g^{0.18} \mu_l^{0.27} \mu_g^{0.28} \sigma^{(-1.80)} D^{1.72} U_{sl}^{0.70} U_{sg}^{1.44} g^{0.46} \quad (146)$$

$$F_E = \frac{X}{1 - X} \quad (147)$$

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

PASO 1. Modelo homogéneo cuando $F_E > 0.9999$

- Propiedades de la mezcla

$$\mu_m = E_L \cdot \mu_l + (1 - E_L) \mu_g \quad (148)$$

$$\rho_m = E_L \cdot \rho_l + (1 - E_L) \rho_g \quad (149)$$

$$V_m = V_{sl} + V_{sg} \quad (150)$$

$$Re_m = \frac{\rho_m V_m D}{\mu_m} \quad (151)$$

- Factor de fricción de la mezcla

$$f_m = \frac{16}{Re_m} \quad \text{para } Re \leq 2000 \quad (152)$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 3.48 - 4 \log \left(\frac{2\varepsilon}{D} + \frac{9.35}{Re \sqrt{f}} \right) \quad \text{para } Re > 2000 \quad (153)$$

- Cálculo del gradiente de presión

$$PGF = \frac{2 f_m \rho_m V_m^2}{D} \quad (154)$$

$$PGE = \rho_m g \sin \theta \quad (155)$$

$$PGA = 0 \quad (156)$$

$$PGT = PGF + PGE + PGA \quad (157)$$

- Fracción de líquido presente en la tubería, E_L

$$E_L = \frac{V_{sl}}{(V_{sl} + V_{sg})} \quad (158)$$

Ahora bien, cuando la fracción volumétrica de líquido atrapada por el gas es $F_E < 0.9999$, se continúa con el paso 2.

PASO 2. Cálculo del espesor de la película de líquido (δ/D)

Este procedimiento es el mismo realizado para determinar el nivel del líquido en el patrón de flujo. Se asume un valor de $hl/D \leq 0.35$ según la teoría de Taitel y Dukler (1976), para flujo anular y que la película de líquido tiene un espesor uniforme. Se calculan todas las variables dependientes del nivel de líquido, así mismo se incluyen en la ecuación de equilibrio del flujo estratificado en forma adimensional, la cual cumple con que la suma de todos estos parámetros debe ser igual a cero. El valor de (hl/D) que cumpla esta condición será el valor tomado. Para más detalle, ver determinación del régimen de flujo.

PASO 3. Cálculo de las variables geométricas

$$A_F = \pi D^2 \left[\frac{hl}{D} - \left(\frac{hl}{D} \right)^2 \right] \quad (159)$$

$$A = \pi \frac{D^2}{4} \quad (160)$$

$$A_C = A - A_F \quad (161)$$

$$S_F = \pi D \quad (162)$$

$$S_F = \pi D \quad (163)$$

$$S_i = \pi D \left(1 - 2 \left(\frac{hl}{D} \right) \right) \quad (164)$$

PASO 4. Fracción de líquido presente en la corriente del gas, E_C

$$E_C = \frac{V_{sl} F_E}{V_{sg} + V_{sl} F_E} \quad (165)$$

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

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

$$V_F = (1 - F_E) V_{sl} \frac{A}{A_F} \quad (166)$$

$$V_g = (V_{sg} + F_E + V_{sl}) \frac{A}{A_C} \quad (167)$$

➤ Diámetro hidráulico

$$D_F = 4 \frac{A_F}{S_F} \quad D_C = 4 \frac{A_C}{S_i} \quad (168)$$

➤ Número de Reynolds

$$\text{Re}_F = \frac{D_F \rho_l V_F}{\mu_l} \quad \text{Re}_C = \frac{D_C \rho_C V_C}{\mu_C} \quad (169)$$

Donde, la densidad y viscosidad del núcleo de gas, ρ_C μ_C

$$\rho_C = \rho_l E_C + \rho_g (1 - E_C) \quad \mu_C = \mu_l E_C + \mu_g (1 - E_C) \quad (170)$$

PASO 6. Cálculo de factores de fricción por el modelo de Xiao y cols. (1990)

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

Esta rutina calcula el factor de fricción para flujo laminar ($\text{Re} < 2000$) y turbulento ($\text{Re} > 2000$) con la ecuación de Colebrook

$$f_{WL} = \frac{16}{\text{Re}_F} \quad \text{y} \quad f_C = \frac{16}{\text{Re}_C} \quad \text{para} \quad \text{Re} \leq 2000 \quad (171)$$

b) Factor de fricción interfacial, propuesto por Oliemans y cols. (1986)

Número de Weber

$$W_e = \rho_C (V_C - V_F)^2 \frac{\delta}{\sigma} \quad (172)$$

Factor de fricción

$$f_i = f_c (1 + 2250) \frac{\delta/D}{W_e} \quad (173)$$

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

$$\tau_{wl} = \frac{1}{2} f_F \rho_l V_F^2 \quad (174)$$

$$\tau_i = \frac{1}{2} f_i \rho_c (V_c - V_F)^2 \quad (175)$$

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

$$Ecm = \frac{\tau_{wl} \times S_F}{A_F} - \tau_i \times S_i \left(\frac{1}{A_F} + \frac{1}{A_C} \right) + 9.81 \times (\rho_l - \rho_g) \times \text{sen}(\theta) \quad (176)$$

PASO 9. Cálculo del gradiente de presión

$$PGF = \frac{\tau_{wl} \times S_F}{A} \quad (177)$$

$$PGE = 9.81 \frac{(A_F \rho_F + A_C \rho_C)}{A \text{sen} \theta} \quad (178)$$

$$PGA = 0 \quad (179)$$

$$PGA = 0 \quad (180)$$

Donde:

PGF: Gradiente de presión por fricción

PGE: Gradiente de presión por cambio de elevación

PGA: Gradiente de presión por aceleración

PGT: Gradiente de presión total

Cálculo de la fracción del líquido y el gradiente de presión para flujo burbuja dispersa

PASO 1. Cálculo del nivel de líquido para no deslizamiento, E_L

$$E_L = \frac{V_{sl}}{(V_{sl} + V_{sg})} \quad (181)$$

PASO 2. Cálculo de propiedades de la mezcla

$$\mu_m = E_L \cdot \mu_l + (1 - E_L) \mu_g \quad (182)$$

$$\rho_m = E_L \cdot \rho_l + (1 - E_L) \rho_g \quad (183)$$

$$V_m = V_{SL} + V_{SG} \quad (184)$$

$$Re_m = \frac{\rho_m V_m D}{\mu_m} \quad (185)$$

PASO 3. Cálculo del factor de fricción de la mezcla

$$f_m = \frac{16}{Re_m} \quad \text{para } Re \leq 2000 \quad (186)$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 3.48 - 4 \log \left(\frac{2\varepsilon}{D} + \frac{9.35}{Re \sqrt{f}} \right) \quad \text{para } Re > 2000 \quad (187)$$

PASO 4. Cálculo del gradiente de presión

$$PGF = \frac{2f_m \rho_m V_m^2}{D} \quad (188)$$

$$PGE = \rho_m g \sin \theta \quad (189)$$

$$PGA = 0 \quad (190)$$

$$PGT = PGF + PGE + PGA \quad (191)$$

Cálculo de la fracción del líquido y el gradiente de presión para flujo de una sola fase

Esta rutina calcula el gradiente de presión de una sola fase y usa un mecanismo de predicción simple dado por Ansari, según Xiao y cols. (1990). Para la fase líquida la fracción de líquido presente en la tubería es $E_L=1$, para la fase gas, la fracción de líquido presente en la tubería es $E_L=0$. En tal sentido, de acuerdo al caso que convenga se usaran las propiedades específicas de cada fluido, para identificar lo anterior expuesto se denotara con la letra (k) la fase líquida o gaseosa, el procedimiento que se sigue es el siguiente:

PASO 1. Cálculo del gradiente de presión por elevación

$$PGE = \rho_k g \text{sen } \theta \quad (192)$$

PASO 2. Cálculo del gradiente de presión por fricción

- Número de Reynolds para líquido o para gas

$$Re_k = \frac{\rho_k V_k D}{\mu_k} \quad (193)$$

- Factor de fricción para líquido o para gas, ecuación de Zigrang y Sylvester (1982)

$$f_k = \frac{64}{Re_k} \quad \text{para } Re_k \leq 2000 \quad (194)$$

$$f_k = \frac{0.25}{\left(\log \left(\frac{\varepsilon}{3.7} - \frac{5.02}{Re_k} \log \left(\frac{\varepsilon}{3.7} + \frac{13}{Re_k} \right) \right) \right)^2} \quad \text{para } Re_k > 2000 \quad (195)$$

- Gradiente de presión por fricción

$$PGF = 0.5 \rho_k f_k V_K \frac{V_k}{D} \quad (196)$$

PASO 3. Cálculo del gradiente de presión por aceleración

- Término de energía cinética usado para determinar si el flujo existente es crítico

$$E_{CIN} = \rho_k V_K \frac{V_K}{P} \quad (197)$$

SI $E_{CIN} \geq 0.95$ se considera que el flujo es crítico por ende se asume $E_{CIN} = 0.95$

- Gradiente de presión total

$$PGT = \frac{(PGE + PGF)}{(1 - E_{CIN})} \quad (198)$$

- Gradiente de presión por aceleración

$$PGA = PGT + E_{CIN} \quad (199)$$

NOTA: El código de dicha estructura está expresado en el apéndice A.