

**Trabajo de Grado**

**ESTUDIO EXPERIMENTAL DE PATRONES DE FLUJO  
BIFÁSICO GAS-LÍQUIDO EN TUBERÍAS  
HORIZONTALES Y LIGERAMENTE INCLINADAS**

Presentado ante la ilustre  
**Universidad Central de Venezuela**  
Por el Ingeniero Mecánico  
**MAHMOUD HAOULO MUBAYED**  
Para optar al título de  
**MAGÍSTER SCIENTIARUM EN  
INGENIERÍA MECÁNICA**

**Tutor: Prof. Dr. Ing. FRANCISCO GARCÍA G.**

**Caracas, Abril 2007**

---

---

## **APROBACIÓN DEL TUTOR**

El suscrito, Tutor designado por el Consejo de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Central de Venezuela, hace constar que ha revisado el contenido y la forma de este trabajo de grado, y que ha dado su autorización para que sea defendido por el autor ante el Jurado.

---

**Prof. FRANCISCO GARCÍA G., Dr. Ing.**  
**TUTOR**

---

Fecha

---

## **VEREDICTO**

---

## DEDICATORIA

*A los niños de Palestina,  
A mis padres y a mis hermanos,  
A mi amada novia.*

---

---

## AGRADECIMIENTOS

*7*odos, mis hechos y mis obras, mis alientos y mi vida, son gracias al Creador, agradezco a Allah el altísimo, señor de los mundos, en todo momento y ruego a él para que complazca con todo el bien, a todas las personas que me han prestado sus ayudas necesarias para realizar este trabajo, ruego a él también, para que este trabajo sea útil para los que quieren desarrollarse en esta área del conocimiento.

Mis agradecimientos a la *Universidad Central de Venezuela*, y en particular a la *Coordinación Académica de Postgrado de la Escuela de Ingeniería Mecánica*, dirigida por el profesor *Dr. Manuel Martínez*, por el apoyo económico facilitado durante mis estudios de postgrado

Un especial agradecimiento al profesor *Dr. Ing. Francisco García G.* por su excelente supervisión y ayuda necesaria. Sin sus valiosas opiniones y sus consejos paternales, era imposible culminar el presente trabajo.

Al *CDCH* por el financiamiento otorgado a través de los proyectos *PI 0800-62452006* y *A 08-00-5653-2007*

A mi amigo *Daniel Páez*, futuro ingeniero, por su trabajo artesanal al pintar el banco experimental.

A mi amigo el *Ing. Jerónimo Nieto*, por su colaboración en la fabricación de algunas piezas del banco experimental.

A mi amiga la *Ing. Yenny E. Gómez*, quien fue una creativa diseñadora del banco experimental.

A mis amigos los ingenieros *Karine Tovar* y *Roberto Ibarra*, quienes entregaron todo lo mejor de ellos, para la construcción del banco experimental.

A mis amigos *Tony Toro* y *Luis Suárez*, futuro ingenieros, por su valioso trabajo en la ejecución de las pruebas experimentales.

A la Gente del galpón de la *Escuela de Ingeniería Mecánica*, el *Ing. Ángel Vizcaya*, al señor *Frenando Reyes*, a los técnicos, al señor *Armando* técnico del galpón de la *Escuela de Ingeniería Química*, a los técnicos y al conductor *José Gregorio* de servicios básicos de la *Escuela Básica de Ingeniería* y de servicios generales de la *U.C.V.*, al señor *Jesús* de servicio de soldadura, a todos por su gran ayuda en la construcción del banco de ensayos.

A mi amigo el *Lic. Muhannad Ali*, por su amistad y apoyo en los últimos dos meses del desarrollo de este trabajo de grado.

Y un especial agradecimiento a mi amiga la profesora *M.Sc. Ing. Tibisay Zambrano*, por sus alegres consuelos y consejos dados en todos los momentos.

---

Haoulo Mubayed, Mahmoud

**Estudio Experimental de Patrones de Flujo Bifásico Gas-Líquido en Tuberías Horizontales y ligeramente Inclinadas**

Tutor: Prof. Francisco García Dr. Ing. Trabajo de grado. Caracas, UCV  
Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Mecánica, 2007, 117 Pág.

Palabras Claves: Patrones de Flujo, Flujo Bifásico, Flujo gas-líquido, Modelo Empírico, Modelo Mecanicista, Mapa Experimental

## **RESUMEN**

El flujo bifásico es encontrado frecuentemente en la industria petrolera, química, nuclear, en plantas termoeléctricas, etc. En la industria petrolera el flujo de gas y de líquido a lo largo del sistema de producción puede ser cualquier combinación de una fase de gas natural, una fase líquida de hidrocarburo y una fase de agua, con características únicas que crean complicaciones que no se encuentran en otras industrias. El estudio experimental de este tipo de flujo contribuye de manera efectiva a la comprensión de este fenómeno. Por otra parte, la adquisición de datos experimentales es necesaria para el desarrollo y/o validación de modelos y correlaciones que permitan cuantificar los parámetros necesarios para el diseño de procesos y equipos donde este tipo de flujo esté presente. El objetivo general de esta investigación es realizar un estudio experimental y teórico para evaluar diferentes modelos empíricos y mecanicistas comúnmente utilizados para predecir patrones de flujo bifásico isotérmico permanente de gas y de líquido en tuberías horizontales y ligeramente inclinadas. Para la consecución de este objetivo el trabajo se desarrolla en dos etapas claramente definidas. La primera etapa conduce a la construcción de un circuito experimental capaz de operar con flujo bifásico de gas y de líquido en tuberías para cualquier ángulo de inclinación, mientras que la segunda etapa está dirigida a realizar un estudio experimental de patrones de flujo bifásico de gas y de líquido en tuberías horizontales y ligeramente inclinadas. Se realizaron 740 experimentos de flujo bifásico aire-agua de los cuales 191 corresponden a tubería horizontal, 302 corresponden a flujo ascendente para inclinaciones de 1, 5 y 10 grados y 247 corresponden a flujo descendente para inclinaciones de -1, -5 y -10 grados. Las distribuciones espaciales de los experimentos incluyen los patrones de flujo estatificado liso y ondulado, flujo tapón, flujo anular y flujo burbuja dispersa. Se desarrollan mapas de patrones de flujo experimentales para cada ángulo de inclinación y se evalúa la precisión de las predicciones de 5 modelos mecanicistas y 2 modelos de correlación utilizados comúnmente en la literatura especializada para determinar patrones de flujo bifásico de gas y de líquido en tuberías. En general los modelos seleccionados tienen un porcentaje de acierto mayor de 68 % con respecto al patrón de flujo experimental.

---

---

## CONTENIDO

APROBACIÓN DEL TUTOR.....	II
VEREDICTO .....	III
DEDICATORIA.....	IV
AGRADECIMIENTOS.....	V
RESUMEN.....	VI
CONTENIDO.....	1
ÍNDICE DE FIGURAS .....	3
ÍNDICE DE TABLAS.....	6
ABREVIATURAS Y SÍMBOLOS .....	7
LETRAS GRIEGAS.....	8
SUBÍNDICES.....	9
SUPERÍNDICES.....	9
ABREVIATURAS .....	9
CAPÍTULO I.....	10
1.1. INTRODUCCIÓN Y MOTIVACIÓN.....	10
1.2. CIRCUITO DE FLUJO BIFÁSICO.....	11
1.3. VARIABLES COMÚNMENTE UTILIZADAS EN FLUJO BIFÁSICO.....	13
1.4. MAPA DE PATRONES DE FLUJO .....	15
1.4.1. PATRONES DE FLUJO .....	15
1.4.2. ANTECEDENTES .....	17
1.5. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	20
1.6. OBJETIVOS .....	21
1.7. ALCANCES .....	21
CAPÍTULO II: ELEMENTOS DEL BANCO DE ENSAYO .....	23
2.1 SECCIÓN DE MEZCLA .....	23
2.2 ZONA DE VISUALIZACIÓN.....	24
2.3 SISTEMA DE SUMINISTRO DE LÍQUIDO .....	24
2.4 EL BANCO DE ENSAYOS .....	26
CAPÍTULO III: MODELOS DE PREDICCIÓN DE PATRONES DE FLUJO .....	30
3.1 MODELOS MECANICISTAS .....	30
3.1.1 Taitel y Dukler (1976).....	30
3.1.2. Barnea (1987).....	36
3.1.3. Xiao <i>et al.</i> (1990).....	42
3.1.4. Petalas y Aziz (1998).....	43
3.1.5. Ouyang (1998).....	50
3.2 MODELOS DE CORRELACIÓN .....	53
3.2.1 Mandhane <i>et al.</i> (1974).....	53
3.2.2 Mukherjee y Brill (1985).....	54
CAPÍTULO IV: ESTUDIO TEÓRICO DE LOS MAPAS DE PATRONES DE FLUJO..	58
4.1 MAPAS DE PATRONES DE FLUJO DE MODELOS MECANICISTAS.....	58
4.1.1 Taitel y Dukler (1976):.....	58
4.1.2. Barnea (1987).....	61
4.1.3. Xiao <i>et al.</i> (1990).....	64
4.1.4. Petalas y Aziz (1998).....	67
4.1.5. Ouyang (1998).....	69
4.2 MAPAS DE PATRONES DE FLUJO DE MODELOS DE CORRELACIÓN... 72	
4.2.1. Mandhane <i>et al.</i> (1974).....	72

---

---

4.2.2. Mukherjee y Brill (1985).....	72
CAPÍTULO V: ESTUDIO EXPERIMENTAL.....	76
5.1. DATOS EXPERIMENTALES .....	80
5.2. MAPAS EXPERIMENTALES DE PATRONES DE FLUJO.....	81
5.3. DESEMPEÑO DE LOS MODELOS SELECCIONADOS .....	85
5.3.1 MAPAS DE LOS MODELOS SELECCIONADOS EN BASE A LOS DATOS EXPERIMENTALES .....	88
SÍNTESIS Y CONCLUSIONES.....	96
RECOMENDACIONES .....	99
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....	100

---

---

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura (1): Áreas de sección transversal de una tubería ocupadas por el gas y el líquido, .....	13
Figura (2): Deslizamiento y retraso del líquido.....	14
Figura (3): Patrones de Flujo en tuberías Horizontales (Barnea <i>et al.</i> 1980).....	16
Figura (4): Patrones de Flujo en tuberías Verticales (Taitel <i>et al.</i> 1980).....	16
Figura (5): Mapa de patrones de Flujo Baker (1954).....	17
Figura (6): Mapa de Patrones de Flujo Duns y Ros (1964).....	18
Figura (7): Mapa de Patrones de Flujo (Mandhane <i>et al.</i> 1974).....	19
Figura (8): Sección de mezcla de las fases.....	23
Figura (9): Geometría de la sección de mezcla de las dos fases (unidades en mm).....	23
Figura (10): Reflejo de la luz sobre la tubería y sobre la caja.....	24
Figura (11): Caja de visualización.....	24
Figura (12): Sistema de suministro de líquido.....	26
Figura (13): Banco Experimental de Flujo bifásico - UCV.....	26
Figura (14): Placa de orificio y su porta placa.....	27
Figura (15): Instrumentos de medición de caudal.....	27
Figura (16): Medición de las propiedades en el Banco Experimental.....	28
Figura (17): Flujo estratificado en equilibrio.....	30
Figura (18): Relación geométrica de los parámetros.....	33
Figura (19): Nivel del líquido para flujo estratificado (Taitel y Dukler, 1976).....	34
Figura (20): Diagrama de flujo para el mapa de patrones de flujo del modelo de Barnea (1987).....	41
Figura (21) : Diagrama de flujo para el mapa de patrones de flujo modelo de Petalas y Aziz (1998).....	50
Figura (22) : Diagrama de flujo para el mapa de patrones de flujo modelo de Ouyang (1998).....	53
Figura (23): Diagrama de flujo para el mapa de patrones de flujo del modelo de Mukherjee y Brill (1985).....	57
Figura (24): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Taitel y Dukler (1976) 0° .....	59

---

Figura (25): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Taitel y Dukler (1976) a: 1°; b: 5°; c: 10° y d: 15° .....	59
Figura (26): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Taitel y Dukler (1976) a: -1°; b: -5°; c: -10° y d: -15° .....	60
Figura (27): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Barnea (1987) 0° .....	61
Figura (28): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Barnea (1987) a: 1°; b: 5°; c: 10° y d: 15° .....	62
Figura (29): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Barnea (1987) a: -1°; b: -5°; c: -10° y d: -15° .....	63
Figura (30): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Xiao <i>et al.</i> (1990) 0° ....	64
Figura (31): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Xiao <i>et al.</i> (1990) a: 1°; b: 5°; c: 10° y d: 15° .....	65
Figura (32): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Xiao <i>et al.</i> (1990) a: -1°; b: -5°; c: -10° y d: -15° .....	66
Figura (33): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Petalas y Aziz (1998) 0° .....	67
Figura (34): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Petalas y Aziz (1998) a: 1°; b: 5°; c: 10° y d: 15° .....	68
Figura (35): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Petalas y Aziz (1998) a: -1°; b: -5°; c: -10° y d: -15° .....	68
Figura (36): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Ouyang (1998) 0° .....	69
Figura (37): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Ouyang (1998) a: 1°; b: 5°; c: 10° y d: 15° .....	70
Figura (38): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Ouyang (1998) a: -1°; b: -5°; c: -10° y d: -15° .....	71
Figura (39): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Mandhane <i>et al.</i> (1974) 0° .....	72
Figura (40): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Mukherjee y Brill (1985) 0° .....	73
Figura (41): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Mukherjee y Brill (1985) a: 1°; b: 5°; c: 10° y d: 15° .....	74
Figura (42): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Mukherjee y Brill (1985) a: -1°; b: -5°; c: -10° y d: -15° .....	75
Figura (43): Flujo estratificado liso .....	76

---

---

Figura (44): Flujo estratificado ondulado.....	76
Figura (45): Flujo tapón.....	77
Figura (46): Flujo burbuja alargada.....	77
Figura (47): Flujo anular .....	78
Figura (48): Transición de flujo estratificado ondulado a tapón .....	78
Figura (49): Mapa experimental de patrones de flujo para $\theta= 0^\circ$ .....	82
Figura (50): Mapa experimental de patrones de flujo para $\theta= 1^\circ$ .....	83
Figura (51): Mapa experimental de patrones de flujo para $\theta= 5^\circ$ .....	83
Figura (52): Mapa experimental de patrones de flujo para $\theta= 10^\circ$ .....	84
Figura (53): Mapa experimental de patrones de flujo para $\theta= -1^\circ$ .....	84
Figura (54): Mapa experimental de patrones de flujo para $\theta= -5^\circ$ .....	85
Figura (55): Mapa experimental de patrones de flujo para $\theta= -10^\circ$ .....	85
Figura (56): Mapa experimental de patrones de flujo Petalas y Aziz (1998) $\theta= 0^\circ$ .....	88
Figura (57): Mapas de patrones de flujo usando los datos experimentales para $\theta= 0^\circ$ ..	89
Figura (58): Mapas de patrones de flujo usando los datos experimentales para $\theta= 1^\circ$ ..	90
Figura (59): Mapas de patrones de flujo usando los datos experimentales para $\theta= 5^\circ$ ..	91
Figura (60): Mapas de patrones de flujo usando los datos experimentales para $\theta= 10^\circ$	92
Figura (61): Mapas de patrones de flujo usando los datos experimentales para $\theta= -1^\circ$ .	93
Figura (62): Mapas de patrones de flujo usando los datos experimentales para $\theta= -5^\circ$ .	94
Figura (63): Mapas de patrones de flujo usando los datos experimentales para $\theta= -10^\circ$	95

---

---

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla (1): Elementos del sistema de suministro del líquido.....	25
Tabla (2): Características del Banco Experimental .....	29
Tabla (3): Coeficientes de las ecuaciones (76).....	31
Tabla (4): Coordinadas de las fronteras de transición del mapa de patrones de flujo....	54
Tabla (5): Variación del porcentaje de los patrones de flujo modelo Taitel & Dukler (1976) .....	61
Tabla (6): Variación del porcentaje de los patrones de flujo del modelo Barnea (1987)	63
Tabla (7): Variación del porcentaje de los patrones de flujo del modelo Xiao <i>et al.</i> (1990) .....	66
Tabla (8): Variación del porcentaje de los patrones de flujo modelo Petalas y Aziz (1998) .....	69
Tabla (9): Variación del porcentaje de los patrones de flujo modelo Ouyang (1998) ...	71
Tabla (10): Variación del porcentaje de los patrones de flujo modelo Mukherjee y Brill (1985) .....	75
Tabla (11): Distribución de los puntos experimentales según el patrón.....	80
Tabla (12): Intervalo de velocidades superficiales aplicadas .....	81
Tabla (13): Resumen de la data experimental .....	81
Tabla (14): Porcentaje obtenido de los modelos en comparación con la data experimental	86
Tabla (15): Porcentaje de los puntos aciertos, patrones de flujo separados.....	87

---

---

## ABREVIATURAS Y SÍMBOLOS

$A$	Área transversal de la tubería
$A_{nucleo}$	Área del gas en el núcleo
$A_{L\_pelicula}$	Área del líquido en la película
$Bo$	Número de Bond
$c$	Velocidad de propagación de las ondas
$C_0$	Coefficiente de distribución
$C_{lev.}$	Coefficiente de levantamiento de la burbuja
$C_G$	Coefficientes para el factor de fricción del gas
$C_L$	Coefficientes para el factor de fricción del líquido
$d_{burbuja}$	Diámetro de la burbuja
$d_C$	Diámetro máximo de la burbuja
$d_{CD}$	Primer diámetro crítico de la burbuja
$d_{CB}$	Segundo diámetro crítico de la burbuja
$D$	Diámetro
$D_G$	Diámetro hidráulico del líquido
$D_L$	Diámetro hidráulico del gas
$f$	Factor de fricción
$f_M$	Factor de fricción de mezcla
$F$	Número de Froude modificado
$Fr$	Número de Froude
$Fr_M$	Número de Froude en base de la velocidad de mezcla
$F_B$	Fuerza de flotación por unidad de longitud de la región de gas
$F_T$	Fuerza de turbulencia
$g$	Gravedad
$G$	Flujo másico total por unidad de área o velocidad másica
$h_L$	Altura del líquido
$H_L$	Fracción volumétrica del líquido con deslizamiento
$H_{L-tapón}$	Fracción volumétrica del líquido en el cuerpo del tapón
$K$	Factor de Bankoff
$M$	Masa
$\dot{m}$	Flujo másico
$N_L$	Viscosidad adimensional del líquido
$N_{USG}$	Velocidad superficial adimensional del gas
$N_{USL}$	Velocidad superficial adimensional del líquido
$P$	Presión
$P$	Perímetro
$Q$	Caudal

---

R	Función logarítmica del parámetro de Lockhart y Martinelli
Re	Número de Reynolds
Re <sub>∞</sub>	Número de Reynolds elevado
R <sub>sm</sub>	Mínima fracción volumétrica para formar el tapón de líquido
s	Coefficiente de resguardo
T	Tiempo
U	Velocidad
U <sub>0</sub>	Relación de Harmanthy (1960)
U <sub>b</sub>	Velocidad de las burbujas dispersas
U <sub>d</sub>	Velocidad de arrastre de la burbuja alargada
U <sub>d∞</sub>	Velocidad de la burbuja alargada a elevado número de Reynolds
U <sub>dh∞</sub>	Velocidad de la burbuja alargada a elevado número de Reynolds (sistemas horizontales)
U <sub>dv∞</sub>	Velocidad de la burbuja alargada a elevado número de Reynolds (sistemas verticales)
U <sub>Gdb</sub>	Velocidad de las burbujas dispersas en el líquido del tapón
U <sub>M</sub>	Velocidad de mezcla
U <sub>SG</sub>	Velocidad superficial de gas
U <sub>SL</sub>	Velocidad superficial de líquido
U <sub>t</sub>	Velocidad de translación del tapón
x	Fracción másica del gas
X	Parámetro de Lockhart y Martinelli
Y	Parámetro de inclinación del ángulo
z	Eje coordenado

## LETRAS GRIEGAS

$\alpha$	Fracción volumétrica ocupada por la fase gaseosa
$\alpha_{\text{tapón}}$	Fracción volumétrica del gas dentro de líquido del tapón
$\delta_L$	Espesor de la película de líquido
$\theta$	Ángulo función de la altura de líquido, ángulo inclinación a partir de la horizontal.
$\lambda$	Fracción volumétrica el líquido sin deslizamiento parámetro para la fase de gas definido por Baker (1954)
$\lambda_L$	Fracción volumétrica de líquido sin deslizamiento
$\lambda_G$	Fracción volumétrica de gas sin deslizamiento
$\mu$	Viscosidad dinámica
$\mu_{\text{agua}}$	Viscosidad dinámica del agua a condiciones estándares
$\nu_G$	Viscosidad cinemática del gas
$\nu_L$	Viscosidad cinemática del líquido
$\rho$	Densidad
$\rho_{\text{agua}}$	Densidad del agua a condiciones estándares
$\rho_{\text{aire}}$	Densidad del aire a condiciones estándares

---

$\sigma$	Tensión superficial del líquido
$\sigma_{agua}$	Tensión superficial del agua a condiciones estándares
$\tau$	Esfuerzo cortante
$\phi$	Ángulo en función de la altura del líquido
$\psi$	Parámetro para la fase líquida definido por Baker (1954)

## SUBÍNDICES

$F$	Líquido
$G$	Gas
$i$	Interfacial
$L$	Líquido
$M$	Mezcla
$máx.$	Máximo
$mín.$	Mínimo
$w$	Pared

## SUPERÍNDICES

$m$	Para el factor de fricción del gas
$n$	Para el factor de fricción del líquido

## ABREVIATURAS

AN	Patrón de flujo anular con líquido disperso
DB	Patrón de flujo burbuja dispersa
EB	Patrón de flujo burbuja alargada
FE	Fracción de líquido arrastrada
FR	Patrón de flujo espuma
Gas	Fase de gas
I	Patrón de flujo intermitente
SL	Patrón de flujo tapón
SS	Patrón de flujo estratificado liso
ST	Patrón de flujo estratificado
SW	Patrón de flujo estratificado ondulado

---

---

# CAPÍTULO I

En este capítulo se presenta una introducción al flujo bifásico, en la cual se destaca la importancia de estudiar los patrones de flujo. Posteriormente, se realiza una síntesis histórica del desarrollo del banco experimental, seguida de algunas nociones acerca de las variables comúnmente usadas en el flujo bifásico para luego presentar los mapas de patrones de flujo y destacar los antecedentes del tema de la presente investigación, para finalmente formular el planteamiento del problema, los objetivos y finalmente los alcances.

## 1.1. INTRODUCCIÓN Y MOTIVACIÓN

El estudio del flujo simultáneo de gas y de líquido a través de un conducto, es una de las combinaciones de flujo bifásico más complejas que existen. Esto se debe principalmente a la gran variedad de configuraciones relacionadas con la distribución espacial de ambas fases en la tubería y a que la fase gaseosa es compresible. Estas configuraciones espaciales se conocen como patrones de flujo.

El flujo bifásico es encontrado frecuentemente en la industria petrolera, química, nuclear, en plantas termoeléctricas, etc. En la industria petrolera el flujo de gas y de líquido a lo largo del sistema de producción puede ser cualquier combinación de una fase de gas natural, una fase líquida de hidrocarburo y una fase de agua, con características únicas que crean complicaciones que no se encuentran en otras industrias. El reto asociado en investigación y desarrollo en la industria petrolera es optimizar el diseño de los diferentes componentes del sistema de producción para reducir de manera significativa los costos asociados a la construcción y operación de los mismos.

La tecnología asociada a los sistemas de producción con pozos horizontales y los costos asociados a la instalación y operación de líneas de transporte de crudo, representan un reto para la investigación y desarrollo de nuevas tecnologías en la industria petrolera venezolana.

La solución rigurosa de las ecuaciones de conservación para sistemas de flujo de dos fases es muy compleja, debido al gran número de variables de flujo asociadas con ambas fases y también por la complicada naturaleza del flujo. El postulado fundamental en el modelado mecanicista del flujo bifásico a través de una tubería, es la existencia de varias configuraciones espaciales de las fases o patrones de flujo. El primer objetivo de este tipo de modelado es determinar el patrón de flujo existente para unas condiciones dadas (Taitel y Dukler, 1976, Taitel *et al.*, 1980, Barnea, 1987). Posteriormente, se formulan modelos hidrodinámicos separados para cada uno de los posibles patrones de flujo (Xiao *et al.*, 1990, Ansari *et al.*, 1994, Petalas y Aziz, 1996, Ouyang, 1998, Gómez *et al.*, 2000). Sin embargo, como los procesos en flujo multifásico son muy complejos es necesario simplificar la descripción de los fenómenos estudiados de tal manera que el efecto predominante sea reflejado por el modelo. Estas simplificaciones originan pérdida de información que debe ser repuesta a través de correlaciones empíricas o relaciones de cierre (Petalas y Aziz, 1996, Abul-Majeed 1996). En general, la sensibilidad de éstos puede verse afectada si se aplican a condiciones diferentes a las que se formularon las correlaciones empíricas de las cuales depende el modelo, por lo cual deben ser validados con datos experimentales.

---

El estudio experimental de este tipo de flujo contribuye de manera efectiva a la comprensión de este fenómeno. Por otra parte, la adquisición de datos experimentales es necesaria para el desarrollo y/o validación de modelos y correlaciones que permitan cuantificar los parámetros necesarios para el diseño de procesos y equipos donde este tipo de flujo esté presente. Por esta razón, en la Unidad Docente y de Investigación de Transferencia de Calor en el área de flujo multifásico, se requieren realizar estudios experimentales de flujo bifásico de gas y de líquido en tuberías horizontales e inclinadas ascendente y descendente. Para lograr este objetivo, se realizó un estudio de tecnologías existentes para establecer los parámetros necesarios para el diseño y construcción del circuito experimental. El desarrollo de este Trabajo de Grado tiene dos etapas claramente definidas:

- La primera etapa, se refiere al rediseño y construcción de un circuito experimental para el estudio de flujo bifásico.
- La segunda etapa, se enfoca al estudio experimental de diferentes configuraciones espaciales de las fases a lo largo de la tubería para diferentes ángulos de inclinación y la evaluación de diferentes modelos de predicción de patrones de flujo.

## **1.2. CIRCUITO DE FLUJO BIFÁSICO**

El Trabajo de Grado tiene como punto de partida para el rediseño y construcción del banco experimental, el trabajo presentado por Gómez (2005), que contempla el diseño de un banco de ensayos para el estudio de flujo bifásico isotérmico de gas y líquido en tuberías, donde a través de una metodología de diseño que comprende un estudio de usuarios, tecnologías existentes, ambiente, espacio disponible, entre otros, se obtuvieron las especificaciones de diseño y a través de técnicas creativas se definió un concepto solución, el cual fue desarrollado. Este banco se caracteriza por su versatilidad en cuanto a la variación del ángulo de inclinación, tipos de líquido de operación, caudales de operación y diámetros de tuberías.

Parte de la estructura del banco experimental, así como también, el sistema de levantamiento de la estructura y de suministro de aire, fueron construidos por Tovar e Ibarra (2006), en un trabajo para el estudio de flujo monofásico gas en tuberías. Sin embargo, en este trabajo no se construyó el sistema de suministro de líquido ni ninguno de los elementos concernientes al sistema de flujo bifásico, como los de las zonas de desarrollo de flujo bifásico, de visualización y de prueba, la sección de mezcla de las fases (gas-líquido), los cuales forman parte de los objetivos del presente trabajo.

Al considerar el estudio de flujo bifásico en el banco de ensayos, es primordial garantizar que el flujo esté desarrollado. En el flujo monofásico se habla de flujo desarrollado cuando el perfil de velocidad no cambia en la dirección del flujo; sin embargo, en flujo bifásico no se ha estudiado en mayor profundidad la longitud necesaria para lograr el desarrollo de la mezcla bifásica (Gómez, 2005); por otra parte, se dice que el flujo bifásico está desarrollado, cuando se identifica una configuración geométrica dada entre las fases (gas-líquido) y se mantiene en cierto tramo de la tubería, hasta que las condiciones de operación se cambian, entonces ocurre un cambio en la configuración. La longitud de desarrollo recomendada para el flujo monofásico laminar es superior a la obtenida para en flujo monofásico turbulento; la cual es aproximadamente 60 veces el diámetro (60D). Por otra parte, algunos autores como

---

Beattie (1982), García (2004), afirman que la interacción entre las fases favorece la turbulencia, por lo cual, da indicios que se puede tomar como una buena aproximación para flujo bifásico trabajar con longitudes de desarrollo equivalentes a las consideradas para flujo monofásico turbulento. Sin embargo, para calibrar la instrumentación, se trabaja en flujo monofásico, por lo que sería conveniente considerar flujo monofásico laminar, que requiere de mayores longitudes de desarrollo que flujo monofásico turbulento. Seguidamente de la sección de desarrollo se encuentra la sección de pruebas, la cual tiene una longitud determinada, además de ello, hay una limitación de espacio físico. La longitud de prueba depende tanto del espacio disponible como de los parámetros a medir en esta sección; específicamente en este caso, según los requisitos de usuario, se hace tomas de presión en tres puntos diferentes a lo largo de dicha sección, además de ello se incluye una zona de visualización de los patrones de flujo, en la cual se toma en cuenta el efecto de distorsión de la imagen generado a causa de la curvatura de la tubería transparente.

La sección de mezcla, debido a que se presentan limitaciones del espacio físico y para reducir la longitud de desarrollo en el circuito, se diseñó de tal forma que cuando las dos fases se encuentren no se genere mucha turbulencia y se promueva la estratificación del flujo.

Resulta de interés que el banco experimental pueda operar con líquidos con diferentes viscosidades; desde bajas viscosidades (1cp.), hasta incluso altas viscosidades (1200cp.), por estar presentes en muchos procesos de la industria nacional. Sin embargo, aunque este aspecto se considera para el diseño y construcción del sistema de suministro de líquido, en la primera etapa del estudio solo se utiliza como líquido de operación agua y en cuanto al gas se trabaja con aire.

La velocidad superficial tanto del líquido como del gas juega un papel importante para la obtención de uno u otro patrón de flujo; la velocidad superficial a su vez, permite estimar el caudal de operación tanto de líquido como de gas. Según García (2004), en un resumen de 2560 datos experimentales procesados para el factor de fricción, el cual agrupa un amplio intervalo de condiciones de operación y propiedades de fluido, para el líquido las velocidades superficiales mínimas y máximas alcanzaron valores respectivamente, de 0,001 y 7,254 m/s y para el gas 0,015 y 69,602 m/s, en el caso de tuberías cuyos diámetros oscilan entre 1,8 y 15,4 cm, respectivamente. Según Gómez (2005), con estos valores se hace una primera estimación para el cálculo de los caudales de operación, para el diámetro establecido de 38.1 mm (1,5 plg.), los valores mínimos y máximos del caudal de líquido necesario para un amplio intervalo de velocidades superficiales de líquido son:

$$Q_{L,MÍN} = 1,14 \times 10^{-6} \text{ m}^3 / \text{s} = 0,0684 \text{ l} / \text{min}$$

$$Q_{L,MÁX} = 8,26 \times 10^{-3} \text{ m}^3 / \text{s} = 496 \text{ l} / \text{min}$$

Estos valores de caudal mínimo y máximo de líquido, forman una base para el estudio y la selección de la bomba centrífuga y trazar el circuito de suministro de líquido para el banco experimental.

---

### 1.3. VARIABLES COMÚNMENTE UTILIZADAS EN FLUJO BIFÁSICO

Para el estudio del flujo multifásico se han establecido términos especiales para esta rama de la mecánica de los fluidos. En el presente caso se trata de flujo bifásico (gas-líquido). A continuación se hace referencia a las variables utilizadas en este trabajo:

- flujo másico  $\dot{m}_{Total}$  [M/T]:

$$\dot{m}_{Total} = \dot{m}_L + \dot{m}_G \quad (1)$$

donde  $\dot{m}_L$  y  $\dot{m}_G$  son los flujos másico de líquido y gas, respectivamente.

- Tasa de flujo volumétrico de mezcla  $Q_M$  [L<sup>3</sup>/T]:

$$Q_M = Q_L + Q_G \quad (2)$$

donde  $Q_L$  y  $Q_G$  son las tasas de flujo volumétrico de líquido y gas, respectivamente.

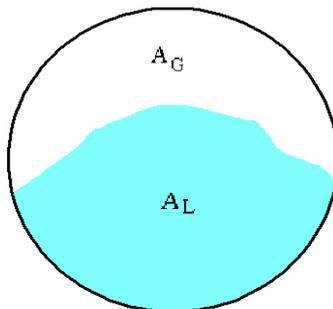
- Velocidad de la fase líquida  $U_L$  [L/T]:

$$U_L = \frac{Q_L}{A_L} \quad (3)$$

- Velocidad de la fase gaseosa  $U_G$  [L/T]:

$$U_G = \frac{Q_G}{A_G} \quad (4)$$

donde  $A_L$  y  $A_G$  son los áreas ocupadas por el líquido y el gas, respectivamente como se muestra en la Figura (1).



**Figura (1): Áreas de sección transversal de una tubería ocupadas por el gas y el líquido,**

- Velocidad de mezcla de las fases  $U_M$  [L/ T]:

$$U_M = U_{SL} + U_{SG} \quad (5)$$

donde  $U_{SL} = \frac{Q_L}{A}$  es la velocidad superficial del líquido y  $U_{SG} = \frac{Q_G}{A}$  es la velocidad superficial del gas, donde  $A$  es el área de la sección transversal de tubería.

- Fracción volumétrica de líquido con deslizamiento  $H_L$ :

Se define como la fracción de un elemento de volumen ocupado por la fase líquida, cuando existe deslizamiento entre las fases,

$$H_L = \frac{A_L}{A} \quad (6)$$

donde  $A_L$  es el área ocupada por el líquido

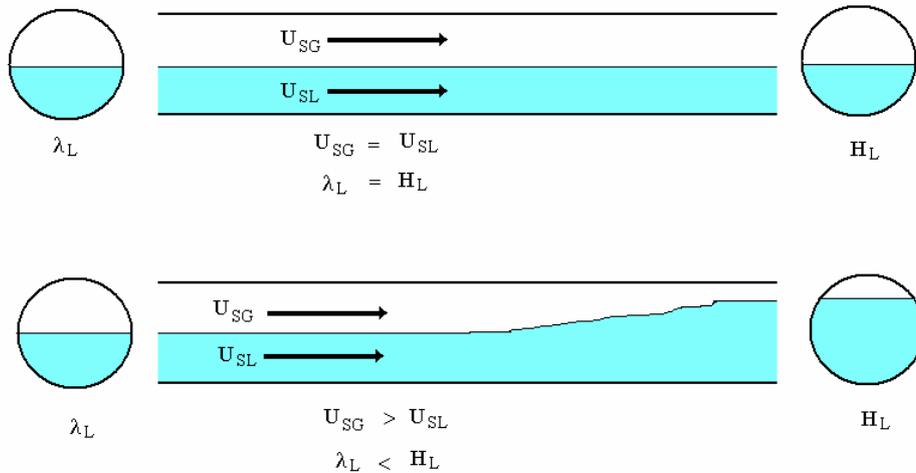
- Fracción volumétrica de líquido sin deslizamiento  $\lambda_L$ :

Es la fracción volumétrica ocupada por la fase líquida cuando no hay deslizamiento entre las fases. Esto ocurre cuando ambas fases fluyen a la misma velocidad.

$$\lambda_L = \frac{A_L}{A} = \frac{\left( \frac{Q_L}{U_L} \right)}{\left( \frac{Q_L}{U_L} + \frac{Q_G}{U_G} \right)} = \frac{Q_L}{(Q_L + Q_G)} \quad (7)$$

$$\lambda_L = \frac{U_{SL}}{(U_{SL} + U_{SG})} \quad (8)$$

donde  $U_L = U_G$  porque no hay deslizamiento entre las fases. Este fenómeno es presentado en forma esquemática en la Figura (2):



**Figura (2): Deslizamiento y retraso del líquido**

- Fracción de Vacío  $\alpha$  :

Es la fracción volumétrica ocupada por la fase gaseosa

$$\alpha = \frac{A_G}{A} \quad (9)$$

Cuando no hay deslizamiento entre las fases

$$\alpha = \lambda_G = 1 - \lambda_L = \frac{U_{SG}}{U_M} \quad (10)$$

- Flujo másico total por unidad de área o velocidad másica de la mezcla  $G_M$  [ $M/(L^2 T)$ ]:

$$G_M = G_L + G_G \quad (11)$$

donde  $G_L = \frac{\dot{m}_L}{A}$  es la velocidad másica del líquido y  $G_G = \frac{\dot{m}_G}{A}$  es la velocidad másica del gas.

- La fracción másica del gas  $x$  :

$$x = \frac{G_G}{G_G + G_L} = \frac{\dot{m}_G/A}{\dot{m}_G/A + \dot{m}_L/A} = \frac{\dot{m}_G}{\dot{m}_G + \dot{m}_L} \quad (12)$$

## 1.4. MAPA DE PATRONES DE FLUJO

### 1.4.1. PATRONES DE FLUJO

La diferencia fundamental entre el flujo monofásico y el bifásico es la distribución de las fases en la tubería, la cual puede tomar una variedad de configuraciones que dependen de la topografía de la interfase. Dichas configuraciones se llaman Patrones de Flujos a los cuales se les asignan nombres descriptivos. Existen varias técnicas para determinar los patrones de flujo, que van desde la observación visual directa hasta el uso de rayos X, pasando por las técnicas fotográficas. La determinación del patrón de flujo existente en un sistema bifásico no es obvia y generalmente depende de una interpretación individual del observador. Rouhani y Soheli (1983) presentaron un estudio donde se muestran 84 nombres diferentes de patrones de flujo utilizados en la literatura. Estas variaciones son debidas a la subjetividad natural en la definición del patrón de flujo y a la variedad de nombres que se le han asignado a geometrías de flujo similares. Sin embargo, en las últimas dos décadas se ha tendido a estandarizar los nombres que se le asignan a los diferentes patrones de flujo. En flujo horizontal la descripción de patrones de flujo propuesta por Barnea *et al.* (1980) es una de las más aceptadas y reconocida por la mayoría de los investigadores (Beggs y Brill, 1973; Taitel y Dukler, 1976; Weisman *et al.*, 1979, Taitel *et al.*, 1980; Barnea *et al.*, 1980, Mukherjee y Brill, 1985; Barnea, 1987; Taitel, 1990; Alarcón *et al.*, 1998). Barnea *et al.* (1980) proponen clasificar los patrones de flujo en tubería horizontal en flujo estratificado, flujo intermitente, flujo burbuja y flujo anular, como se muestra en la Figura (3).

**Flujo Estratificado:** Las fases están separadas por la acción de la gravedad, donde la fase líquida fluye en el fondo de la tubería y el gas en el tope. El flujo estratificado se subdivide en estratificado liso y estratificado ondulado, de acuerdo a la forma que presente la superficie de líquido.

**Flujo Intermitente:** En este patrón tapones de líquido fluyen alternadamente a lo largo de la tubería, seguidos por burbujas de gas que fluyen sobre una película de líquido. El flujo intermitente se subdivide en flujo tapón y flujo burbuja alargada. Cuando el flujo no presenta perturbaciones y no existen burbujas de gas en el tapón de líquido el patrón de flujo se denomina burbuja alargada. Para altas tasas de flujo, cuando el tapón de líquido presenta burbujas de gas, el patrón de flujo se denomina tapón.

**Flujo Anular:** En flujo anular una película de líquido rodea un núcleo de gas que fluye a alta velocidad, el cual puede contener gotas de líquido. Cuando el flujo de gas

es relativamente bajo, la mayor parte del líquido fluye como una película en el fondo de la tubería, mientras ondas inestables de líquido fluyen alrededor de la tubería humedeciendo su periferia. Este patrón de flujo se conoce como flujo anular ondulado.

Flujo Burbuja Dispersa: La fase gaseosa está distribuida en burbujas discretas dentro de la fase líquida continua. Normalmente existe mayor concentración de burbujas hacia la parte superior de la tubería que hacia la parte inferior.

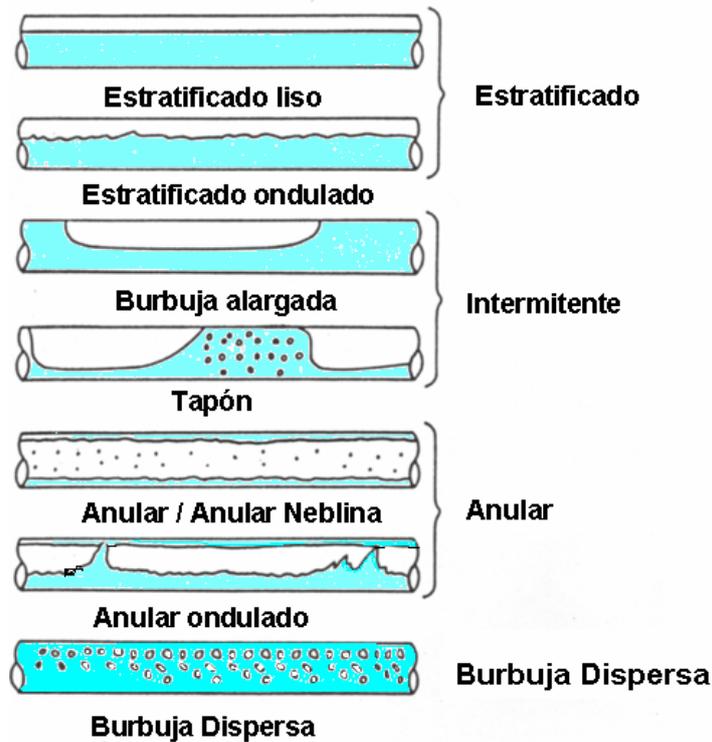


Figura (3): Patrones de Flujo en tuberías Horizontales (Barnea *et al.* 1980)

Taitel *et al.* (1980) presentaron una clasificación de los patrones de flujo similar a la presentada por Barnea *et al.* (1980) para flujo horizontal e incluyeron una clasificación para los patrones de flujo en tubería vertical ascendente como se muestra en la Figura (4):

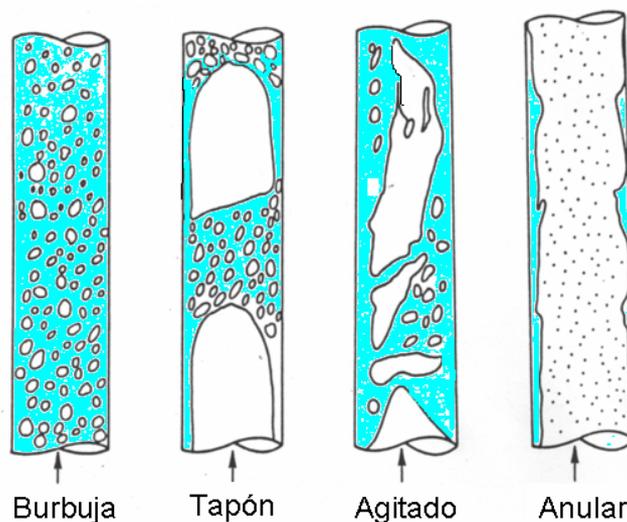


Figura (4): Patrones de Flujo en tuberías Verticales (Taitel *et al.* 1980)

## 1.4.2. ANTECEDENTES

Existen diferentes modelos presentados en la literatura especializada para definir los patrones de flujo bifásico de gas y de líquido en tuberías (Beggs y Brill, 1973; Taitel y Dukler, 1976; Weisman *et al.*, 1979; Taitel *et al.*, 1980; Barnea *et al.*, 1980; Mukherjee y Brill, 1985; Barnea, 1987; Taitel, 1990; Alarcón *et al.*, 1998; y Petalas y Aziz 1998). Algunos de estos modelos son correlaciones empíricas desarrolladas a partir de fronteras o límites que separan las zonas de patrones de flujo (Beggs y Brill, 1973; Mukherjee y Brill, 1985), mientras que otros son modelos mecanicistas (Taitel *et al.*, 1980; Barnea *et al.*, 1980; Barnea, 1987; Taitel, 1990; Alarcón *et al.*, 1998; Petalas y Aziz, 1998), los cuales determinan la transición entre los patrones de flujo. A continuación se presentan algunos de estos modelos.

Baker (1954) fue uno de los primeros en reconocer la importancia de los patrones de flujo como un punto de partida para el cálculo de la caída de presión, y la transferencia de calor y de masa. En la Figura (5) se presenta el mapa de patrones de flujo en tuberías horizontales desarrollado por Baker.

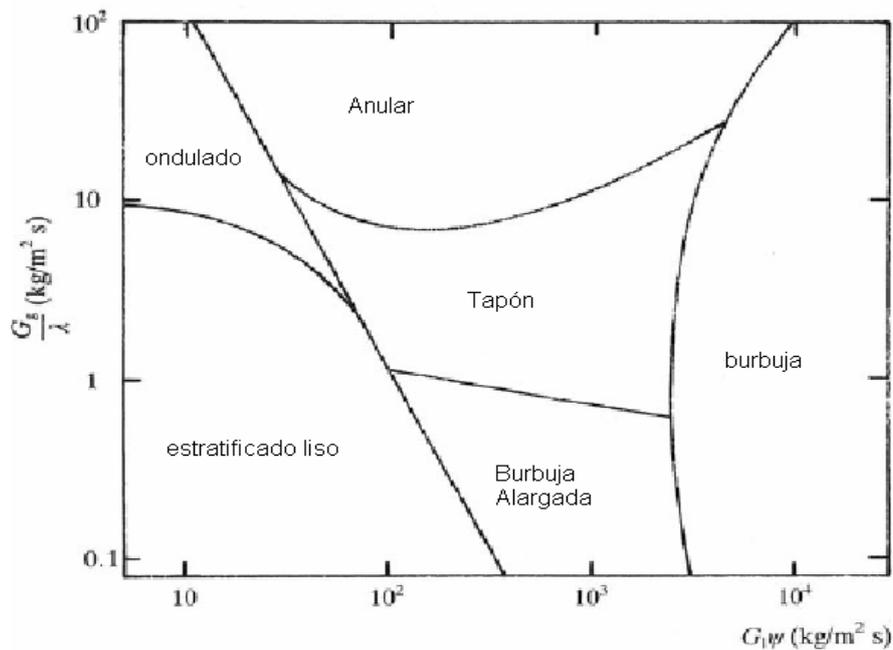


Figura (5): Mapa de patrones de Flujo Baker (1954)

Para determinar las diferentes zonas Baker (1954) utilizó las velocidades de flujo másico del líquido y del gas  $G_L$  y  $G_G$ , respectivamente, también definió un parámetro para la fase de gas  $\lambda$ , y otro para fase líquida  $\psi$ .

$$\lambda = \left( \frac{\rho_G \rho_L}{\rho_{aire} \rho_{agua}} \right)^{1/2} \quad (13)$$

$$\psi = \left( \frac{\sigma_{agua}}{\sigma} \right) \left[ \left( \frac{\mu_L}{\mu_{agua}} \right) \left( \frac{\rho_{agua}}{\rho_L} \right)^2 \right]^{1/3} \quad (14)$$

donde  $\rho_G$  y  $\rho_L$  son las densidades del gas y del líquido respectivamente,  $\rho_{aire}$ ,  $\rho_{agua}$  y  $\sigma_{agua}$  son la densidad del aire, densidad del agua y la tensión superficial del agua, la viscosidad del agua  $\mu_{agua}$  y la viscosidad del aire  $\mu_{aire}$ , todos a condiciones estándares,  $\sigma$  es tensión superficial de la fase líquida.

Ros (1961) realizó un análisis dimensional de flujo bifásico en tuberías. Él considero doce variables potencialmente importantes para la predicción del gradiente de presión y la fracción volumétrica de líquido. Al aplicar un análisis dimensional a estas variables obtuvo como resultado nueve grupos adimensionales o términos  $\pi$ . Después de un proceso de eliminación, cuatro grupos fueron considerados importantes. La predicción de los patrones de flujo fue hecha utilizando estos grupos adimensionales.

Duns y Ros (1963) presentaron su mapa de patrones de flujo: al flujo burbuja, flujo tapón y flujo Disperso o neblina, a los cuales se les asignaron los nombres de región I, II y III respectivamente, además de una cuarta región de transición como se puede observar en la Figura (6):

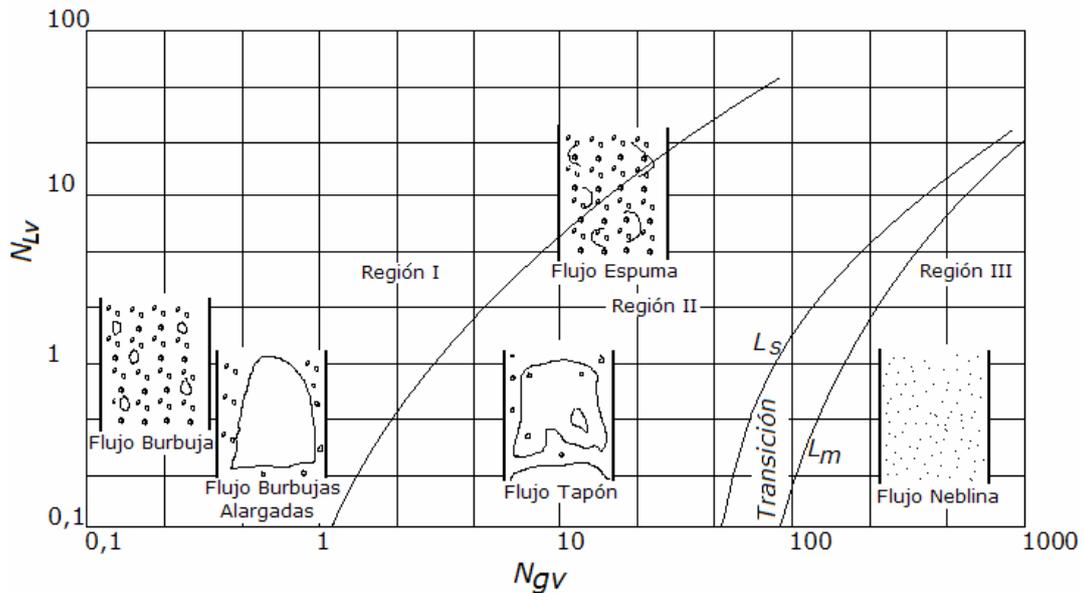


Figura (6): Mapa de Patrones de Flujo Duns y Ros (1964)

Beggs y Brill (1973) desarrollaron un modelo para la determinación de la caída de presión. Este modelo contiene un mecanismo para la predicción de los patrones de flujo que abarca todos los ángulos de inclinación ( $-90^\circ \leq \beta \leq 90^\circ$ ), los datos experimentales fueron generados en un circuito de prueba de 25.4 mm (1 plg) y 38.1 mm (1.5 plg) de diámetro de tuberías, utilizando aire y agua como fluidos de operación. Sólo tres regímenes de flujo fueron considerados: segregado, intermitente y distribuido; estos patrones de flujo fueron observados en tuberías horizontales. El modelo fue desarrollado en base a 584 pruebas. El mapa original fue modificado para incluir una zona de transición entre los regímenes de flujo segregado e intermitente.

El número de Froude ( $Fr_M$ ) en base a la velocidad de mezcla, y la fracción volumétrica de líquido sin deslizamiento entre las fases  $\lambda_L$ , son las variables usadas para determinar el régimen de flujo si la tubería tuviese en una posición horizontal,

$$Fr_M = \frac{U_M^2}{g D} ; \lambda_L = \frac{U_{SL}}{U_M} \quad (15)$$

donde  $g$  es la gravedad,  $D$  es el diámetro de la tubería.

Mandhane *et al.* (1974) proponen un nuevo modelo empírico, basado en el trabajo de Govier y Aziz (1972). En este modelo se realiza un nuevo ajuste de los parámetros propuestos  $x$  e  $y$  por Govier y Aziz (1972). A través de datos experimentales con propiedades que están basados en agua y aire, lograron reajustar las ecuaciones anteriores generando nuevos parámetros  $x'$  e  $y'$ . Mandhane *et al.* (1974), presentaron un mapa de patrones de flujo (Figura (7)) trazada en función de los datos experimentales.

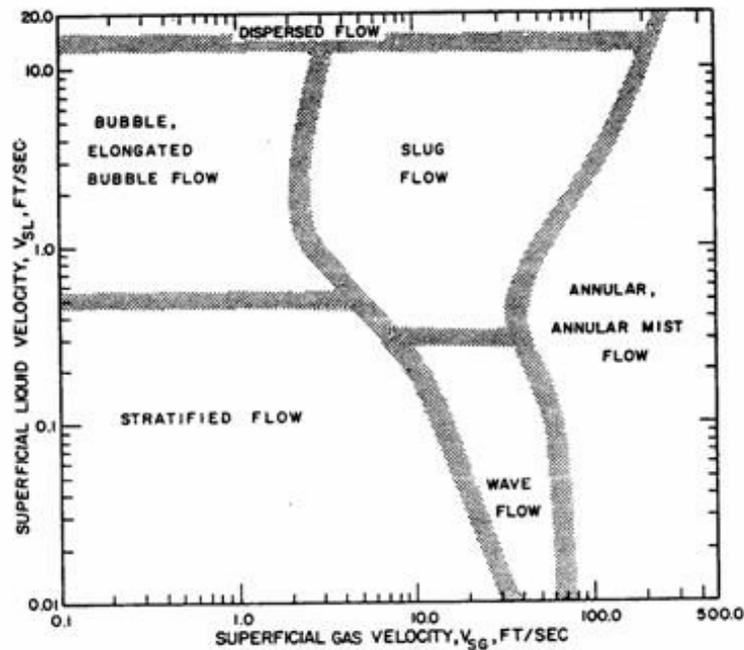


Figura (7): Mapa de Patrones de Flujo (Mandhane *et al.* 1974)

Taitel y Dukler (1976) establecieron un modelo para la determinación del patrón de flujo tomando como punto de partida que la configuración existente es el flujo estratificado en equilibrio. Básicamente, el análisis considera la transición entre cinco patrones de flujo: estratificado liso (SS), estratificado ondulado (SW), intermitente (I), anular con líquido disperso (AD) y burbuja dispersa (DB). El proceso de analizar la transición entre los patrones de flujo, comienza con la condición de patrón de flujo estratificado liso, donde se determina las variables de flujo como la altura o el nivel del líquido en la tubería. El estudio se fundamenta en los balances de momento para ambas fases (líquida y gaseosa).

Mukherjee y Brill (1985) desarrollaron un modelo empírico basado en datos experimental, para diferentes ángulos de inclinación incluyendo la horizontal y la vertical. Diferentes ecuaciones empíricas para la transición entre los patrones fueron propuestas, en función del ángulo de inclinación tanto para flujo ascendente como descendente. El modelo propuesto es similar al modelo de Duns y Ros (1963) para flujo ascendente en tuberías verticales, y para la transición y los patrones de flujo en el

---

caso de flujo descendente está relacionado con el modelo de Mandhane *et al.* (1974). Los datos experimentales, se obtuvieron en un banco experimental, que tiene una forma de U con un diámetro de tubería de 38.1 mm (1.5 plg.), una longitud total de 17 m, donde 6.71 m corresponde la longitud de entrada y 9.75 m a la longitud de prueba.

Barnea (1987) presenta un modelo para establecer criterios de transición entre los diferentes patrones de flujo, considerando las propiedades de los fluidos, así como el tamaño de la tubería y el ángulo de inclinación. Este modelo no está restringido por el ángulo de inclinación. El modelo fue el resultado de varios trabajos realizados por Barnea (1982a-1982b-1985 y 1986). Para la transición de estratificado-no estratificado y la transición entre el patrón estratificado liso a estratificado ondulado, Barnea (1987) utiliza la misma condición de Taitel y Dukler (1976).

Xiao *et al.*, (1990) desarrollaron un modelo mecanicista para el flujo de gas-líquido en tubería, que puede predecir los patrones flujo como estratificado liso (SS), estratificado ondulado (SW), intermitente (I), anular con líquido disperso (AD) y burbuja dispersa (DB), también puede predecir la fracción volumétrica del líquido (*holdup*) y la caída de presión para cada patrón de flujo. Xiao *et al.*, (1990) desarrollaron su modelo en base a los modelos más reciente en el área, y luego el modelo fue evaluado usando datos experimentales; además fue comparado con correlaciones empíricas comunes. Implementaron el mismo método presente en los trabajos de Taitel y Dukler (1976); Taitel *et al.* (1980) y Barnea *et al.* (1982a, 1982b y 1987).

El modelo mecanicista de Petalas y Aziz (1998) es aplicable para todas las geometrías de tubería y propiedades de fluidos presentes. Fueron propuestas nuevas correlaciones para la determinación del factor de fricción entre el líquido y la pared la tubería, la interfase de gas-líquido para el flujo estratificado, la fracción de líquido arrastrada, el factor de fricción interfacial en el flujo anular-neblina y el holdup para flujo intermitente.

Ouyang (1998) en su trabajo acerca del flujo monofásico y multifásico en pozos horizontales, combina diferentes criterios de transición presentados por Taitel y Dukler (1976) y de Barnea (1987) para determinar el patrón de flujo existente. Sin embargo, la diferencia yace en la forma de evaluar los factores de fricción para determinar los esfuerzos cortantes, basándose en el trabajo de Petalas y Aziz (1997) donde combinan correlaciones empíricas con el desarrollo mecanicista.

## **1.5. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA**

En los modelos mecanicistas y en algunos modelos de correlación utilizados para evaluar el gradiente de presión y la fracción volumétrica de líquido con deslizamiento en flujo bifásico de gas y de líquido, se requiere conocer el patrón de flujo. Adicionalmente, muchos de los problemas de operación de ciertos dispositivos donde existe flujo bifásico están asociados a un tipo de patrón de flujo y el poder predecirlo adecuadamente permitiría evitar estos intervalos de funcionamiento.

Existe en la literatura un conjunto de modelos de correlación y mecanicistas para determinar patrones de flujo. Los modelos de correlación o empíricos se fundamentan en generar relaciones funcionales de datos experimentales en función de grupos adimensionales que controlen los mecanismos físicos del fenómeno en estudio. Entre

---

las correlaciones desarrolladas para determinar el patrón de flujo de gas y de líquido en tuberías horizontales se encuentran las desarrolladas por Ros (1961), Beggs y Brill (1973) y Mukherjee y Brill (1985). En el modelado mecanicista se trata de determinar y modelar matemáticamente la física del fenómeno en estudio. Entre los modelos mecanicistas existentes para determinar el patrón de flujo bifásico gas-líquido en tuberías horizontales y ligeramente inclinadas se encuentran los modelos de Taitel y Dukler, 1976; Taitel *et al.*, 1980 y Barnea, 1987. Existen modelos mecanicistas específicos para determinar el gradiente de presión que formulan modelos hidrodinámicos separados para cada uno de los posibles patrones de flujo como el de Xiao *et al.*, 1990, Ouyang, 1998 y Gómez *et al.*, 2000a. Sin embargo, estos modelos han sido desarrollados y/o evaluados con datos experimentales con intervalos de operación específicos y en algunos casos muy limitados.

El tema de la presente investigación es realizar un estudio experimental de patrones de flujo bifásico de gas y de líquido en tuberías horizontales e inclinadas ascendentes y descendentes y evaluar el desempeño de diferentes modelos empíricos y mecanicistas presentados en la literatura para predecir patrones de flujo.

## **1.6. OBJETIVOS**

El objetivo general del Trabajo de Grado, aquí propuesto, es realizar un estudio experimental de patrones de flujo bifásico isotérmico de gas y de líquido en tuberías horizontales e inclinadas ascendente y descendente, y evaluar el desempeño de diferentes modelos empíricos y mecanicistas para predecir patrones de flujo. Para cumplir este objetivo, se deben realizar los siguientes objetivos específicos:

- 1) Seleccionar de la literatura especializada los modelos comúnmente utilizados para la predicción de los patrones de flujo en flujo bifásico de gas y de líquido en tuberías horizontales e inclinadas.
- 2) Diseñar y construir la sección de mezcla y las zonas de visualización del banco experimental de flujo bifásico.
- 3) Diseñar y seleccionar los elementos del sistema de suministro de líquido (en este caso es agua) incluyendo la parte de medición del caudal.
- 4) Determinar experimentalmente el intervalo de operación del circuito en flujo monofásico.
- 5) Realizar pruebas primarias en flujo bifásico, para establecer el intervalo de operación del circuito experimental.
- 6) Generar la matriz de prueba experimental con la cual se evaluarán los modelos seleccionados en el punto 1.
- 7) Evaluar el desempeño para predecir los patrones de flujo de los diferentes modelos seleccionados en el punto 1, usando los datos experimentales generados en el punto 6.

## **1.7. ALCANCES**

- 1) Seleccionar de la literatura especializada los modelos comúnmente utilizados para la predicción de patrones de flujo bifásico de gas y de líquido en tuberías horizontales y ligeramente inclinadas, incluyendo los modelos empíricos y mecanicista. Codificar los modelos seleccionados por medio de un programa de computación para ser implantados en una hoja de cálculo desarrollada.

- 
- 2) Diseñar y construir los elementos de la sección de mezcla y zonas de visualización. Diseñar el sistema de suministro de líquido y seleccionar sus elementos constitutivos. Instalar dichos elementos en el circuito experimental.
  - 3) Realizar un estudio comparativo de los diferentes modelos que predicen los patrones de flujo seleccionados. Este estudio se realizó comparando los resultados teóricos de dichos modelos con los resultados experimentales generados en el circuito experimental de flujo bifásico.

---

---

## CAPÍTULO II: ELEMENTOS DEL BANCO DE ENSAYO

### 2.1 SECCIÓN DE MEZCLA

En cuanto a la sección de mezcla, debido a las limitaciones en el espacio longitudinal, es necesario un método para disminuir la zona de desarrollo del flujo bifásico en el circuito experimental, especialmente cuando se requiere alcanzar el patrón de flujo estratificado. Por esta razón, se dio importancia a la forma mezclar los flujos antes de que entraran al circuito. Mediante las entrevistas realizadas por Gómez (2005), y tomando en cuenta la diferencia entre las densidades de las fases a mezclar, se construyó la sección de mezcla en forma de letra (Y) con la mínima separación entre las dos ramas de tubería, como se muestra en la Figura (8).



Figura (8): Sección de mezcla de las fases

La fase gaseosa es suministrada por la parte superior, mientras la fase líquida por la tubería inferior, de esta forma se logra una mezcla lo menos turbulenta posible a la entrada del circuito.

La geometría de la sección de mezcla está sujeta a la geometría de la tubería usada en el circuito, en especial el diámetro, el cual define las líneas de corte en la tubería para obtener el mínimo ángulo de separación entre las tuberías donde se inyectan ambos fluidos. Adicionalmente, se colocó una placa separadora justo en la zona inicial, donde se podrán conseguir las dos fases (ver la Figura (8)), evitando de esta manera una mayor turbulencia.

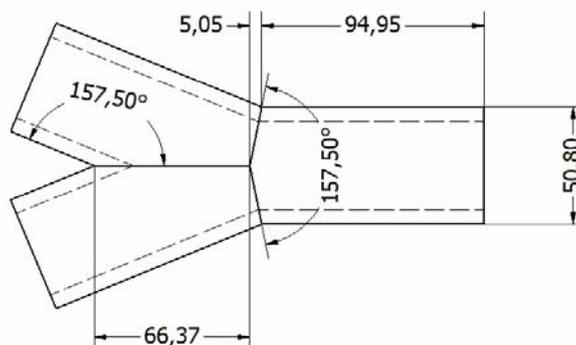


Figura (9): Geometría de la sección de mezcla de las dos fases (unidades en mm)

---

## 2.2 ZONA DE VISUALIZACIÓN

El reflejo de la luz en la superficie circular de la tubería de acrílico (Figura (10)), influye de manera negativa en la captura de imágenes de los patrones de flujo, una solución a este problema fue la construcción de una caja rectangular que rodea a la tubería de acrílico.

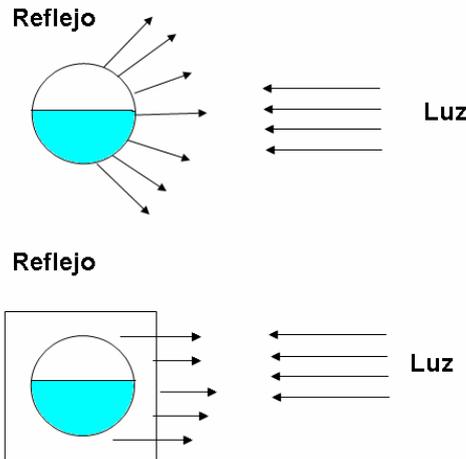


Figura (10): Reflejo de la luz sobre la tubería y sobre la caja

Para dar un efecto de un corte transversal en la tubería, se llenaron las cajas con glicerina, lo cual generó una mejora en la visualización de los patrones de flujo. Las dimensiones de la caja fueron 70 cm de largo y una sección transversal de 10 cm de lado. La geometría de la caja está afectada por el espacio físico disponible, como las bases que soportan las tuberías y el marco donde descansan dichos soportes. Sin embargo, la longitud o el ancho de la caja no afectan en forma significativa el reflejo de la luz, sino que el espacio que está lleno de glicerina mejora la visualización, esto es debido a que la glicerina no distorsiona la luz como otros fluido como el agua, la caja de visualización se puede observar en la Figura (11).



Figura (11): Caja de visualización

## 2.3 SISTEMA DE SUMINISTRO DE LÍQUIDO

El sistema de suministro de líquido está constituido por una bomba centrífuga 7.5 HP de potencia, que maneja un caudal de 80 GPM ( $0,00504 \text{ m}^3/\text{s}$ ) a una presión de  $80 \text{ lb/in}^2$  (414 kPa) aproximadamente a la salida, esto implica un caudal de 2743 bbl/d (barriles diarios) que cubre más de la mitad del caudal tomado como referencia para el

diseño del banco experimental diseñado por Gómez (2005), el cual está basado en la data experimental usada por García (2004). El cálculo primario requerido para determinar la potencia de la bomba seleccionada está presente en el trabajo de Gómez (2005), a pesar de que la potencia determinada fue de 5.5 HP para la primera etapa, se seleccionó una bomba de mayor capacidad para trabajar a futuro con mayores diámetros de tubería. Los elementos constructivos del sistema se presentan en la tabla Tabla (1):

**Tabla (1): Elementos del sistema de suministro del líquido**

<b>Cantidad</b>	<b>Elemento</b>	<b>Descripción</b>
1	Tanque de almacenamiento del líquido	Capacidad de 520 litros
1	Bomba centrífuga	Potencia 7.5 HP. Capacidad de 80 GPM (aprox.), motor eléctrico trifásico (220 ó 440volt.) consumo de 10 a 22 A. depende del voltaje usado
1	Válvula de cierre rápido manual	2"
2	Válvula de no retorno	2"
3	Válvula de compuertas	2"
15 m aprox.	Tubería galvanizada	2"
2	Conectores para mangueras flexibles	2"
1	Válvula de seguridad	Presión máxima estática 60 psi.
	Alimentación eléctrica	Línea trifásica de 440 voltios
1	Arrancador eléctrico de la bomba	Con la protección térmica ajustada a 17 A.

Para controlar el caudal que se suministra al circuito experimental, se instaló un sistema de dos válvulas de compuertas como se puede ver en la Figura (12), una que suministra al circuito el caudal del líquido requerido de forma directa, y la otra válvula desvía el caudal excesivo hacia el tanque de líquido. Después que el líquido viaja por el circuito experimental mezclado con el gas (aire) retorna otra vez al tanque de almacenamiento y el aire se separa por efecto de densidad y el líquido se recupera.

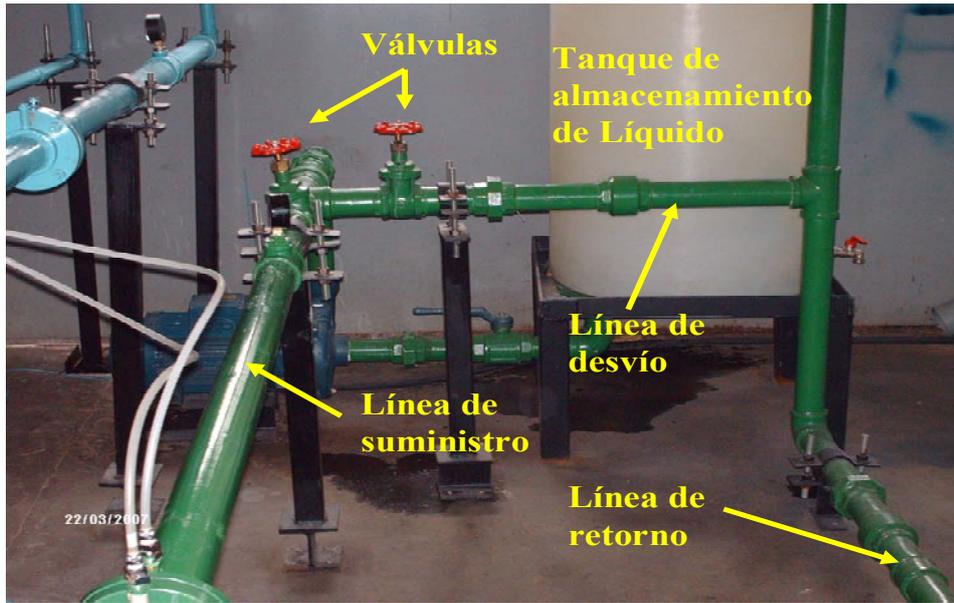


Figura (12): Sistema de suministro de líquido

## 2.4 EL BANCO DE ENSAYOS

El banco experimental de ensayos como se puede ver en la Figura (13), es un equipo para realizar ensayos de flujo bifásico, el cual está conformado por un circuito de tuberías transparentes de acrílico de 0.0381m (1 ½”) de diámetro, que descansan sobre una plataforma que permite variar el grado de inclinación de las tuberías desde la horizontal hasta la vertical. Como el circuito tiene dos ramas paralelas de tuberías, una de ellas es para el flujo ascendente y la otra es para el flujo descendente y a la vez es el retorno al tanque de almacenamiento del líquido. El suministro de las dos fases, la líquida y la del gas, se realiza mediante una bomba centrífuga de 7.5 HP. y dos compresores de planta ubicados en el galpón de la Escuela de Ingeniería Mecánica, respectivamente.



Figura (13): Banco Experimental de Flujo bifásico - UCV

---

Uno de los objetivos de las primeras etapas del proyecto de estudio de flujo bifásico, es el estudio del fenómeno fluidodinámico del flujo bifásico, por esta razón, se construyó todo el circuito de las tuberías con acrílico transparente, incluso la zona de mezcla

La fabricación de los elementos primarios de medición del caudal para ambas fases, consiste en la construcción y calibración de las placas de orificio y sus portas placas como se puede ver en la Figura (14). Estos elementos primarios generan una caída de presión en la línea de flujo monofásico.



Figura (14): Placa de orificio y su porta placa

En el caso del líquido, para bajos y medianos caudales, dicha caída en la presión es registrada por el equipo digital marca ABB (ver la Figura (15)), el cual está conectado entre los dos extremos de la placa de orificio para medir la presión diferencial con una precisión de  $\pm 0,04\%$  de la medida. Para caudales elevados de líquido, se utiliza un manómetro diferencial de mercurio donde la caída de presión puede alcanzar los 101,5 KPa (30 pulgadas de mercurio) con una precisión de  $\pm 0,1$  pulgada de mercurio.

Para el caudal de gas hasta  $0,01167 \text{ m}^3/\text{s}$  se utiliza un medidor de caudal de aire comprimido marca ABB modelo Vortex (ver la Figura (15)), con una precisión de  $\pm 1\%$  de la medida; cuando el caudal de gas es mayor que  $0,01167 \text{ m}^3/\text{s}$  se utiliza un manómetro diferencial de mercurio con una precisión de  $\pm 0,1$  pulgada de mercurio.

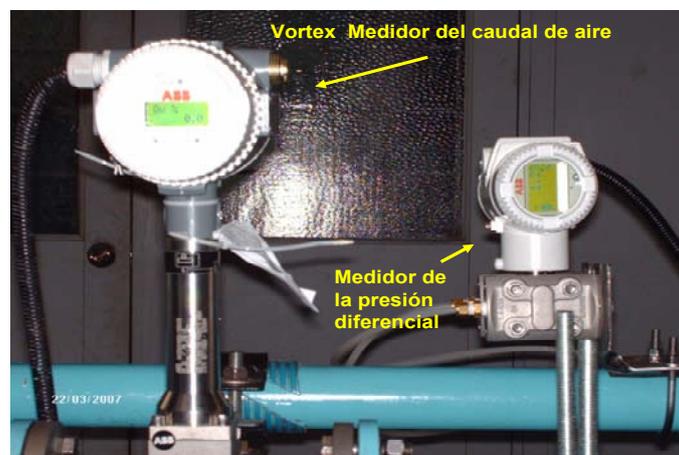
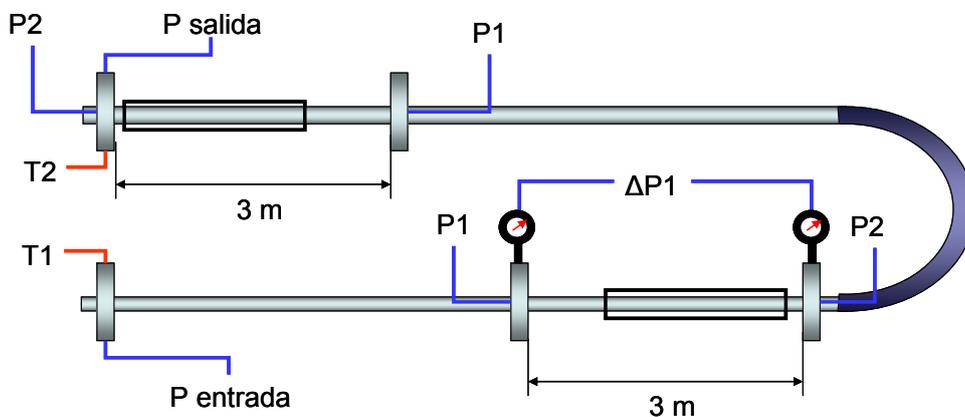


Figura (15): Instrumentos de medición de caudal

La fabricación de las placas de orificio y la determinación del caudal de gas, se realizaron de acuerdo a las normas: ISO 5167-1:2003 (E) e ISO 5167-2:2003 (E). Luego de la fabricación de las placas de orificio, se generaron las curvas características (calibración) para cada una de las diferentes placas de orificio para diferentes caudales de líquido. Para la medición del caudal de gas se utiliza el procedimiento iterativo presentado en las normas ISO 5167-1:2003 (E).

La segunda fase es la determinación del intervalo operacional del banco experimental, que se expresa en término de las velocidades de las fases. Para el máximo caudal de líquido, resulta una presión de 551 KPa (80 lb /in<sup>2</sup>); a la salida de la bomba esto genera una velocidad de líquido en la tubería de acrílico de 3 m/s, aproximadamente. Para el caso del gas, se alcanza una presión de más de 275,8 KPa (40 lb. /in<sup>2</sup>) antes de la placa de orificio, dando lugar a una velocidad mayor a 70 m/s en la tubería de acrílico. Sin embargo, en esta etapa de desarrollo del banco experimental, no se puede trabajar con las máximas velocidades simultáneamente, ya que esto genera una inestabilidad en las uniones de las mangueras de suministros de los fluidos.

Las propiedades de la fase líquida y gaseosa, como la densidad y la viscosidad, son variables importantes para la data experimental; por eso, se midió la presión de operación en las zonas de pruebas mediante dos manómetros, uno al comienzo de la zona de prueba y el otro casi al final de la zona, con una distancia de separación de tres metros, y se tomó la presión promedio en la zona. Para la temperatura se tomó la temperatura promedio entre los extremos del circuito al inicio y al final, la cual se mide mediante termocuplas de inmersión tipo J con indicador digita de temperatura. Un esquema sencillo de la ubicación de los instrumentos en el circuito se puede observar en la Figura (16).



**Figura (16): Medición de las propiedades en el Banco Experimental**

Con respecto a la variación del ángulo de inclinación del sistema, se puede hacer referencia al capítulo cuatro (manual de operación y mantenimiento) del trabajo especial de grado presentado por Tovar e Ibarra (2006), donde se indican los pasos a seguir para elevar la base de las tuberías de acrílico desde la horizontal hasta la posición vertical.

Los fluidos de operación para la presente etapa del banco experimental son agua para la fase líquida y aire comprimido para el gas. La tubería usada es de acrílico transparente con la superficie interna lisa, la tubería tiene una longitud de 5,49 m, tres metros de los cuales forman la zona de prueba con relación de longitud diámetro (L/d) de 78, aproximadamente; en esta zona se instaló la caja de visualización, 2,49m de longitud de la tubería es la zona de desarrollo con una (L/d) = 65, aproximadamente.

En la Tabla (2), se presenta un resumen de las características técnicas del banco experimental.

**Tabla (2): Características del Banco Experimental**

<b>Dimensional</b>	
Diámetro de la tubería	0,0381 m (1 ½")
Longitud de desarrollo	2,49 m (65,4 D)
Longitud de Prueba	3 m (78,7 D)
Material de la Tubería	Acrílico transparente
<b>Operacional</b>	
Líquido	Agua
Gas	Aire
Caudal máximo de líquido	0,0034 m <sup>3</sup> /s
Caudal máximo de aire	0,0803 m <sup>3</sup> /s
Velocidad máxima de líquido	2,97 m/s
Velocidad máxima de gas	70,45 m/s
Visualización de sesión de desarrollo y prueba	Ascendente y descendente
Cubrimiento ángulos de inclinación	Desde -90° hasta + 90°
Presión máxima en el mezclador	(60 Psig)
Temperatura máxima	60° C

## CAPÍTULO III: MODELOS DE PREDICCIÓN DE PATRONES DE FLUJO

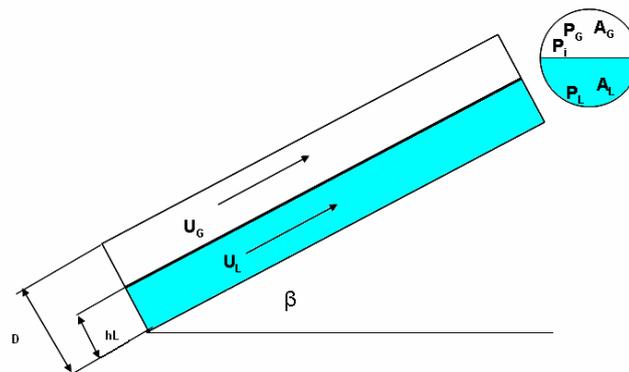
En la sección I.4 se presentó un concepto general acerca de los patrones de flujo, así como sus nombres o denominaciones y principales características, de acuerdo a las condiciones geométricas de inclinación en la tubería. En la parte de antecedentes se presentó un grupo de modelos mecanicistas y de correlaciones para la predicción de los patrones de flujo. En este capítulo se seleccionaron algunos modelos mecanicistas y de correlación que predicen a los patrones de flujo. Luego se generaron mapas de patrones de flujo por cada modelo seleccionado, para la posición horizontal y para varios ángulos de inclinación positivo y negativo. Inicialmente se trazan los mapas de patrones de flujo con datos teóricos y a condiciones estándares de temperatura y de presión, usando como referencia las propiedades del agua (líquido) y del aire (gas). Se usa un intervalo de velocidades superficiales de líquido y de gas de 0.001 m/s a 10 m/s y de 0.01 m/s a 100 m/s, respectivamente.

### 3.1 MODELOS MECANICISTAS

#### 3.1.1 Taitel y Dukler (1976)

Taitel y Dukler (1976) establecieron un modelo para la determinación del patrón de flujo tomando como punto de partida que la configuración existente es el flujo estratificado en equilibrio. Básicamente, el análisis considera la transición entre cinco patrones de flujo: estratificado liso, estratificado ondulado, intermitente, anular con líquido disperso y burbuja dispersa.

El proceso de análisis de la transición entre los patrones de flujo, comienza con la condición de patrón de flujo estratificado liso, donde se determina la altura o el nivel del líquido en la tubería. El estudio se fundamenta en los balances de momento para ambas fases (líquida y gaseosa), ignorando los efectos de aceleración, tensión superficial y gradiente hidráulico sobre la fase líquida (ver Figura (17)).



**Figura (17): Flujo estratificado en equilibrio**

La ecuación de momento para la fase líquida es:

$$-A_L \frac{dp}{dz} - \tau_{wL} P_L + \tau_i P_i - \rho_L A_L g \sin(\theta) = 0 \quad (16)$$

donde  $\frac{dp}{dz}$  representa el gradiente de presión en la dirección  $z$ ,  $\tau_{wL}$  es el esfuerzo cortante de la interacción pared-líquido y  $\theta$  es el ángulo de inclinación. La ecuación de balance de momento para la fase gaseosa es:

$$-A_G \frac{dp}{dz} - \tau_{wG} P_G - \tau_i P_i - \rho_G A_G g \sin(\theta) = 0 \quad (17)$$

donde  $\tau_{wG}$  es el esfuerzo cortante de la interacción pared-gas y  $\tau_i$  es el esfuerzo cortante de la interacción gas-líquido, combinando las ecuaciones (16) y (17). Suponiendo que el gradiente de presión de ambas fases es igual se obtiene:

$$\tau_{wG} \frac{P_G}{A_G} - \tau_{wL} \frac{P_L}{A_L} + \tau_i P_i \left( \frac{1}{A_G} + \frac{1}{A_L} \right) - (\rho_L - \rho_G) g \sin(\theta) = 0 \quad (18)$$

donde:

$$\tau_{wG} = f_G \frac{\rho_G U_G^2}{2}, \quad \tau_{wL} = f_L \frac{\rho_L U_L^2}{2}, \quad \tau_i = f_i \frac{\rho_G (U_G - U_i)^2}{2} \quad (19)$$

$$f_G = C_G \left( \frac{D_G U_G}{\nu_G} \right)^{-m}, \quad f_L = C_L \left( \frac{D_L U_L}{\nu_L} \right)^{-n} \quad (20)$$

donde  $f_G$  es el factor de fricción del gas,  $f_L$  es el factor de fricción del líquido,  $f_i$  es el factor de fricción de la interfase,  $\nu_G$  es la viscosidad cinemática del gas,  $\nu_L$  es la viscosidad cinemática del líquido y  $U_i$  es la velocidad de la interfase gas-líquido.

$D_G$  y  $D_L$  son los diámetros hidráulicos evaluados según Agrawal *et al.* (1973) de la siguiente manera:

$$D_G = \frac{4A_G}{P_G + P_i}, \quad D_L = \frac{4A_L}{P_L} \quad (21)$$

donde  $P_G$  es el perímetro del área ocupada por la fase gaseosa,  $P_L$  es el perímetro del área ocupada por la fase líquida y  $P_i$  es el perímetro de la interfase gas-líquido. Los valores de los coeficientes  $m, n$  y  $C_G, C_L$  para el caso de flujo laminar o turbulento se presentan en la Tabla (3).

**Tabla (3): Coeficientes de las ecuaciones (20)**

	Flujo laminar	Flujo turbulento
$m = n$	0,2	1,0
$C_G = C_L$	0,046	16

Taitel y Dukler (1976) suponen que el error es mínimo, al asumir que el factor de fricción entre el gas y la pared de la tubería es igual al factor de fricción interfacial entre el gas y el líquido  $f_G \cong f_i$  (Cazley, 1949), considerando que la velocidad promedio del gas es mucho mayor que la velocidad en la interfase gas-líquido ( $U_G \gg U_i$ ) resulta que  $\tau_{wG} \cong \tau_i$ . Sustituyendo las ecuaciones (19),(20) y (21) en (18) resulta:

$$-\tau_{wL} \frac{P_L}{A_L} + \tau_{wG} \left( \frac{P_i}{A_G} + \frac{P_i}{A_L} + \frac{P_G}{A_G} \right) - (\rho_L - \rho_G) g \sin(\theta) = 0$$

o

$$\frac{\tau_{wL}}{\tau_{wG}} \frac{P_L}{A_L} - \left( \frac{P_i}{A_G} + \frac{P_i}{A_L} + \frac{P_G}{A_G} \right) + \frac{(\rho_L - \rho_G)g \text{ sen}(\theta)}{\tau_{wG}} = 0$$

donde

$$\tau_{wG} = C_G \left( \frac{D_G U_G}{v_G} \right)^{-m} \frac{\rho_G U_G^2}{2}, \quad \tau_{wL} = C_L \left( \frac{D_L U_L}{v_L} \right)^{-n} \frac{\rho_L U_L^2}{2} \quad (22)$$

finalmente:

$$\frac{C_L \left( \left( \frac{4A_L}{P_L} \right) U_L / v_L \right)^{-n} \frac{\rho_L U_L^2}{2} \frac{P_L}{A_L} - \left( \frac{P_i}{A_G} + \frac{P_i}{A_L} + \frac{P_G}{A_G} \right) + \frac{(\rho_L - \rho_G)g \text{ sen}(\theta)}{C_G \left( \left( \frac{4A_G}{P_G + P_i} \right) U_G / v_G \right)^{-m} \frac{\rho_G U_G^2}{2}} = 0 \quad (23)$$

Si se transforma la ecuación (23) a su forma adimensional, con los siguientes parámetros de escala: el diámetro  $D$  se usa para las variables de longitud,  $D^2$  para el área, las velocidades superficiales  $U_{sL}; U_{sG}$  para las velocidades  $U_L; U_G$ , se obtiene: (las variables adimensionales se identifican con una tilde ( $\sim$ ) encima).

$$\begin{aligned} \tilde{A}_L &= \frac{A_L}{D^2}; \quad \tilde{A}_G = \frac{A_G}{D^2}; \quad \tilde{P}_L = \frac{P_L}{D}; \quad \tilde{P}_G = \frac{P_G}{D}; \quad \tilde{P}_i = \frac{P_i}{D}; \quad \tilde{A} = \frac{\pi \frac{D^2}{4}}{D^2} = \frac{\pi}{4}; \\ \tilde{U}_L &= \frac{U_L}{U_{sL}} = \frac{Q_L / \tilde{A}_L}{Q_L / \tilde{A}} = \frac{\tilde{A}}{\tilde{A}_L}; \quad \tilde{U}_G = \frac{U_G}{U_{sG}} = \frac{Q_G / \tilde{A}_G}{Q_G / \tilde{A}} = \frac{\tilde{A}}{\tilde{A}_G}; \quad \tilde{D}_L = \frac{4\tilde{A}_L}{\tilde{P}_L}; \quad \tilde{D}_G = \frac{4\tilde{A}_G}{\tilde{P}_G + \tilde{P}_i} \end{aligned} \quad (24)$$

Resultando:

$$\frac{C_L \left( \frac{D\tilde{D}_L \tilde{U}_L U_{sL}}{v_L} \right)^{-n} \frac{\rho_L (U_{sL})^2 \tilde{U}_L^2}{2} \frac{1}{D} \frac{\tilde{P}_L}{\tilde{A}_L} - \frac{1}{D} \left( \frac{\tilde{P}_i}{\tilde{A}_G} + \frac{\tilde{P}_i}{\tilde{A}_L} + \frac{\tilde{P}_G}{\tilde{A}_G} \right) + \frac{(\rho_L - \rho_G)g \text{ sen}(\theta)}{C_G \left( \frac{D\tilde{D}_G \tilde{U}_G U_{sG}}{v_G} \right)^{-m} \frac{\rho_G (U_{sG})^2 \tilde{U}_G^2}{2}} = 0 \quad (25)$$

$$\begin{aligned} & \frac{C_L \left( \frac{DU_{sL}}{v_L} \right)^{-n} \frac{\rho_L (U_{sL})^2}{2} (\tilde{D}_L \tilde{U}_L)^{-n} \tilde{U}_L^2}{C_G \left( \frac{DU_{sG}}{v_G} \right)^{-m} \frac{\rho_G (U_{sG})^2}{2}} \frac{1}{D} \frac{\tilde{P}_L}{\tilde{A}_L} \\ & - (\tilde{D}_G \tilde{U}_G)^{-m} \tilde{U}_G^2 \frac{1}{D} \left( \frac{\tilde{P}_i}{\tilde{A}_G} + \frac{\tilde{P}_i}{\tilde{A}_L} + \frac{\tilde{P}_G}{\tilde{A}_G} \right) + \\ & + \frac{(\rho_L - \rho_G)g \text{ sen}(\theta)}{C_G \left( \frac{DU_{sG}}{v_G} \right)^{-m} \frac{\rho_G (U_{sG})^2 \tilde{U}_G^2}{2}} = 0 \end{aligned} \quad (26)$$

La ecuación (26) se puede escribir de la forma siguiente:

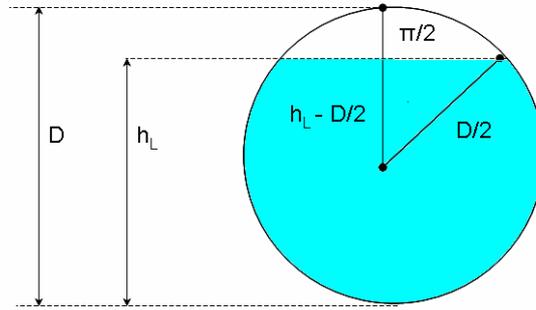
$$X^2 \left( (\tilde{D}_L \tilde{U}_L)^{-n} \tilde{U}_L^2 \frac{\tilde{P}_L}{\tilde{A}_L} \right) - (\tilde{D}_G \tilde{U}_G)^{-m} \tilde{U}_G^2 \left( \frac{\tilde{P}_i}{\tilde{A}_G} + \frac{\tilde{P}_i}{\tilde{A}_L} + \frac{\tilde{P}_G}{\tilde{A}_G} \right) + 4Y = 0 \quad (27)$$

Donde  $X$  es el parámetro de Lockhart y Martinelli, e  $Y$  el parámetro de ángulo de inclinación:

$$X^2 = \frac{\frac{4C_L}{D} \left( \frac{DU_{SL}}{v_L} \right)^{-n} \frac{\rho_L (U_{SL})^2}{2}}{\frac{4C_G}{D} \left( \frac{DU_{SG}}{v_G} \right)^{-m} \frac{\rho_G (U_{SG})^2}{2}} \quad (28)$$

$$Y = \frac{(\rho_L - \rho_G) g \operatorname{sen}(\theta)}{\frac{4C_G}{D} \left( \frac{DU_{SG}}{v_G} \right)^{-m} \frac{\rho_G (U_{SG})^2}{2}} \quad (29)$$

Todas las variables adimensionales de la ecuación (27) son función de la altura del nivel de líquido en la tubería  $\tilde{h}_L = h_L/D$ ,  $h_L$  es la altura o el nivel del líquido. La relación entre las variables se puede determinar a través de relaciones geométricas observando una sección transversal de la tubería, como se muestra en la figura siguiente:



**Figura (18): Relación geométrica de los parámetros**

Los parámetros adimensionales:

$$\begin{aligned} \tilde{A}_L &= 0.25 \left( \pi - \cos^{-1}(2\tilde{h}_L - 1) + (2\tilde{h}_L - 1) \sqrt{1 - (2\tilde{h}_L - 1)^2} \right); \\ \tilde{A}_G &= 0.25 \left( \cos^{-1}(2\tilde{h}_L - 1) - (2\tilde{h}_L - 1) \sqrt{1 - (2\tilde{h}_L - 1)^2} \right); \\ \tilde{P}_L &= \pi - \cos^{-1}(2\tilde{h}_L - 1) \\ \tilde{P}_G &= \cos^{-1}(2\tilde{h}_L - 1) \\ \tilde{P}_i &= \sqrt{1 - (2\tilde{h}_L - 1)^2} \end{aligned} \quad (30)$$

donde  $\tilde{A}_L$  es el área adimensional ocupada por el líquido,  $\tilde{A}_G$  es el área adimensional ocupada por el gas,  $\tilde{P}_L$  perímetro adimensional del líquido con la pared de la tubería,  $\tilde{P}_G$  perímetro adimensional del gas con la pared de la tubería,  $\tilde{P}_i$  perímetro adimensional de la interfase líquido-gas.

El nivel de líquido adimensional en la tubería  $\tilde{h}_L$  es función de  $X$  e  $Y$  y se puede determinar resolviendo la ecuación (18), aplicando un método iterativo. Taitel y Dukler (1976) presentaron esta solución en forma gráfica como se puede apreciar en la Figura (19).

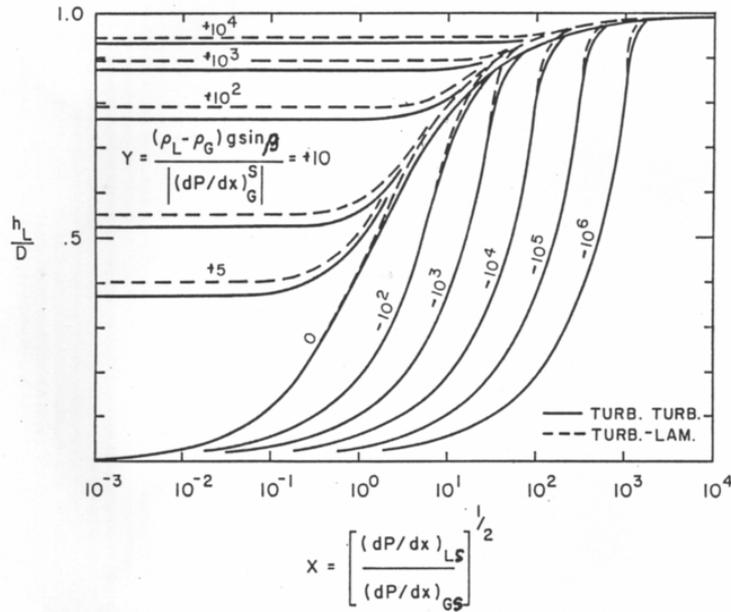


Figura (19): Nivel del líquido para flujo estratificado (Taitel y Dukler, 1976)

Para eliminar el problema iterativo, en la determinación de la fracción volumétrica del líquido (*holdup*)  $H_L$ , Abdul-Majeed (1996) desarrolló una ecuación explícita, basada en la configuración geométrica de Xiao *et al.* (1990):

$$H_L = \frac{\theta - \text{sen}(\theta)}{2\pi} \quad \text{donde} \quad \theta = 2 \cos^{-1} \left( 1 - 2 \frac{h_L}{D} \right) \quad (31)$$

- Para el flujo turbulento:

$$H_L = \exp(-0,9304919 + 0,5285852R - 9,219634 \times 10^{-2} R^2 + 9,02418 \times 10^{-4} R^4) \quad (32)$$

- Para flujo laminar:

$$H_L = \exp(-1,099924 + 0,6788495R - 0,1232191 \times 10^{-2} R^2 - 1,778653 \times 10^{-3} R^3 + 1,626819 \times 10^{-3} R^4) \quad (33)$$

donde:  $R = \ln(X)$ .

Según Taitel y Dukler (1976) la condición para la transición de estratificado a no estratificado se divide en dos casos: uno es de estratificado a intermitente, y el otro es de estratificado a anular. Para la transición de estratificado a no estratificado se verifica la siguiente condición:

$$U_G > (1 - \tilde{h}_L) \cdot \left[ \frac{(\rho_L - \rho_G) g A_G \cos(\theta)}{\rho_G \frac{dA_L}{dh_L}} \right]^{1/2} \quad (34)$$

donde  $\frac{dA_L}{dh_L} = \sqrt{1 - (2\tilde{h}_L - 1)^2}$ , para valores bajos de  $\tilde{h}_L$  la transición es para anular y en el caso contrario la transición es a flujo intermitente.

Según el criterio original de Taitel y Dukler (1976), si el valor de  $\tilde{h}_L$  es mayor que 0.5, una onda creciente sobre la interfase toca la pared superior de la tubería antes que el fondo, originando un patrón intermitente. Si el valor de  $\tilde{h}_L$  es menor que 0.5, la onda toca el fondo de tubería y se forma el patrón anular.

Transición de intermitente-burbuja dispersa: Se puede analizar asemejando a la situación en la cual las fluctuaciones turbulentas dentro del líquido son suficientes para vencer las fuerzas de flotación, que tratan de mantener el gas en el tope de la tubería.

La fuerza de flotación por unidad de longitud de la región de gas  $F_B$  es:

$$F_B = g \cos(\theta) (\rho_L - \rho_G) A_G \quad (35)$$

La fuerza de turbulencia  $F_T$  según Levich (1962)

$$F_T = \frac{1}{2} \rho_L P_i U_L \left( \frac{f_L}{2} \right)^{1/2} \quad (36)$$

La dispersión del gas ocurre cuando  $F_T \geq F_B$ , lo cual resulta en la ecuación de transición siguiente:

$$U_L \geq \left[ \frac{4 A_G g \cos(\theta)}{P_i f_L} \right] \left( 1 - \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{1/2} \quad (37)$$

La transición de estratificado liso a estratificado ondulado ocurre cuando la velocidad del gas es suficiente para generar e incrementar la altura de las ondas en la interfase. Jeffreys (1925) sugiere la siguiente condición para la generación de las ondas:

$$(U_G - c)^2 c > \frac{4 v_L g (\rho_L - \rho_G)}{s \rho_G} \quad (38)$$

donde  $c$  es la velocidad de propagación de las ondas. Taitel y Dukler (1976) tomaron los valores de  $s = 0.01$  y para  $c = U_L$ ; la aproximación presentada en la ecuación (38) da origen al criterio de transición entre el flujo estratificado liso y estratificado ondulado como se presenta a continuación:

$$U_G \geq \left( \frac{4 v_L g \cos(\theta) (\rho_L - \rho_G)}{s \rho_G U_L} \right)^{1/2} \quad (39)$$

### 3.1.2. Barnea (1987)

Barnea (1987) presenta un modelo para establecer criterios de transición entre los diferentes patrones de flujo, considerando las propiedades de los fluidos y el tamaño de la tubería y el ángulo de inclinación. El modelo fue el resultado de varios trabajos realizados por Barnea (1982a-1982b-1985 y 1986).

Para la transición de estratificado-no estratificado, Barnea (1987) utiliza la misma condición de Taitel y Dukler (1976) en su forma adimensional:

$$F^2 \left[ \frac{1}{(1-\tilde{h}_L)^2} \frac{\tilde{U}_G^2 \frac{d\tilde{A}_L}{d\tilde{h}_L}}{\tilde{A}_G} \right]^{1/2} \geq 1 \quad (40)$$

donde  $\frac{d\tilde{A}_L}{d\tilde{h}_L} = \sqrt{1 - (2\tilde{h}_L - 1)^2}$  y  $F$  es el número de Froude modificado por la proporción de densidades:

$$F = \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \frac{U_{SG}}{\sqrt{D g \cos(\theta)}} \quad (41)$$

Barnea (1987), utilizó una data experimental de Shoham (1982), para verificar la predicción de la ecuación anterior para todo el intervalo de inclinación de la tubería, y consiguió una concordancia satisfactoria, observándose que:

- 1- Pequeños cambios en el ángulo de inclinación tiene un mayor efecto sobre la transición de flujo estratificado a no estratificado.
- 2- Para leves inclinaciones positivas el flujo estratificado se reduce substancialmente y desaparece al aumentar la inclinación positiva.
- 3- Para ángulos negativos el flujo estratificado se incrementa.

La transición entre el patrón estratificado liso y estratificado ondulado viene dada por el criterio establecido por Taitel y Dukler (1976) (ver la ecuación (39)). En el flujo descendente, las ondas pueden desarrollarse independientemente del esfuerzo cortante en la interfase. El criterio establecido es el criterio del número de Froude  $Fr$  (Barnea 1982b):

$$Fr = \frac{U_L}{\sqrt{g h_L}} > 1,5 \quad (42)$$

La transición de burbuja a burbuja dispersa se observa cuando se cumplen dos condiciones:

- La velocidad de la burbuja de Taylor es mayor que la velocidad de la burbuja (Taitel *et al.* 1980). Esta condición se cumple para diámetros grandes de tuberías tal que satisfacen la siguiente ecuación:

$$D > 19,01 \left[ \frac{(\rho_L - \rho_G) \sigma}{g \rho_L^2} \right]^{1/2} \quad (43)$$

- El ángulo de inclinación  $\theta$ , es suficientemente grande como para prevenir la migración de burbujas hacia la pared superior de la tubería (Barnea *et al.* 1985):

$$\frac{\cos(\theta)}{\sin^2(\theta)} = 0,75 \cos(45) \frac{U_0^2}{g} \left( \frac{C_{lev} \gamma^2}{d_{burbuja}} \right) \quad (44)$$

donde  $U_0$  es la relación de Harmanthy (1960) que se determina con la ecuación (45),  $C_{lev}$  es el coeficiente de levantamiento de la burbuja y tiene un valor de 0.8 sugerido por Streeter (1961), y el coeficiente de distorsión de la burbuja  $\gamma$  tiene un valor entre 1.1 y 1.5.

$$U_0 = 1,53 \left[ \frac{g(\rho_L - \rho_G)\sigma}{\rho_L^2} \right]^{1/4} \quad (45)$$

Cuando se cumple la condición definida por la ecuación (43) y el ángulo de inclinación  $\theta$  es mayor que el ángulo calculado por la ecuación (44), se presenta el patrón burbuja, inclusive a bajas velocidades de líquido donde la turbulencia no ocasiona el rompimiento de la burbuja.

La transición de burbuja a paquetes (intermitente), tiene lugar cuando el valor de la fracción de vacío  $\alpha$  excede el valor crítico de 0.25 (Taitel *et al.* 1980), la frontera de esta transición viene dada por la siguiente relación entre las velocidades superficiales de gas y de líquido  $U_{SG}, U_{SL}$  respectivamente, cuando  $\alpha = 0.25$  :

$$U_{SL} = \left( \frac{1-\alpha}{\alpha} \right) U_{SG} - 1,53(1-\alpha) \left[ \frac{g(\rho_L - \rho_G)\sigma}{\rho_L^2} \right]^{1/4} \sin(\theta) \quad (46)$$

Para velocidades de líquido elevadas, se pueden observar las burbujas dispersas, aun para valores de  $\alpha$  mayores de 0,25; esto es debido a que la turbulencia rompe las burbujas e impide la aglomeración. Este modelo mecanicista de transición hacia burbuja dispersa sugerido y desarrollado inicialmente por Taitel *et al.* (1980), para flujo ascendente en tuberías verticales, fue modificado por Barnea (1985) para adaptarlo a tuberías inclinadas, el resultado es el diámetro máximo de la burbuja  $d_C$  :

$$d_C \geq \left[ 0,725 + 4,15 \left( \frac{U_{SG}}{U_M} \right)^{1/2} \right] \left( \frac{\sigma}{\rho_L} \right)^{3/5} \left( \frac{2f_M U_M^3}{D} \right)^{-2/5} \quad (47)$$

donde  $U_M$  es la velocidad de la mezcla  $U_M = U_{SL} + U_{SG}$  y  $f_M$  factor de fricción de la mezcla. Se toma en consideración dos diámetros críticos, el primero es el diámetro crítico  $d_{CD}$  que por debajo de su valor, la burbuja no se deforma, donde se evita la aglomeración o la coalescencia:

$$d_{CD} = 2 \left( \frac{0,4\sigma}{(\rho_L - \rho_G)g} \right)^{1/2} \quad (48)$$

El otro es el diámetro crítico del tamaño de la burbuja  $d_{CB}$ , por debajo del cual se previene la migración de las burbujas hacia la parte superior de la pared de la tubería. Este criterio es aplicable para inclinaciones ligeras:

$$d_{CB} = \frac{3}{8} \left[ \frac{\rho_L}{(\rho_L - \rho_G)} \right] \frac{f_M U_M^2}{g \cos(\theta)} \quad (49)$$

La transición a burbuja dispersa, ocurre cuando el diámetro máximo posible de la burbuja dado en la ecuación (47) es menor que alguno de los dos diámetros críticos de las ecuaciones (48) o la ecuación (49). La frontera de esta transición (a burbuja dispersa) es válida para valores de  $\alpha$  entre 0 y 0.52, cuando alcanza el límite máximo de empaquetamiento y la coalescencia ocurre a altos niveles de turbulencia, entonces la frontera de la transición viene dada por la siguiente ecuación:

$$U_{SL} = \left( \frac{1-\alpha}{\alpha} \right) U_{SG} \quad (50)$$

donde  $\alpha = 0,52$ .

Este criterio arroja buenos resultados para la transición a flujo burbuja dispersa en tuberías horizontales y ligeramente inclinadas, pero falla en casos de mayores inclinaciones. Barnea *et al.* (1982) afirman que este criterio no es aceptable para ángulos negativos mayores a  $10^\circ$ . A altas inclinaciones en flujo estratificado descendente, el nivel de líquido es pequeño, pero viaja a una elevada velocidad, bajo estas condiciones se arrastran gotas desde la interfase ondulada y turbulenta y se adhieren a la superficie superior de la tubería, generando de esta forma el patrón anular desde el estratificado a bajas velocidades del gas. Según Barnea *et al.* (1982b) la transición tiene lugar cuando:

$$U_L^2 \geq \frac{g D (1 - \tilde{h}_L) \cos(\theta)}{f_L} \quad (51)$$

Esta transición ocurre solamente en un intervalo de inclinaciones negativas de la tubería, donde el flujo estratificado cambia gradualmente a flujo anular. Para el caso de tubería vertical, el flujo estratificado desaparece por completo. Sin embargo, esta transición es aplicable a cualquier intervalo de inclinación, sea el flujo ascendente o descendente.

A elevadas tasas de flujo de líquido el flujo burbuja dispersa puede existir hasta valores de  $\alpha > 0,25$  a partir del cual la turbulencia puede romper las burbujas e impide la aglomeración de las burbujas, Barnea *et al.* (1982), usan un razonamiento similar para la transición desde flujo burbuja a flujo burbuja dispersa para flujo vertical ascendente y la predicción de la transición desde el flujo tapón a flujo burbuja dispersa para flujo vertical descendente. La transición toma lugar cuando las fuerzas turbulentas pueden vencer la tensión superficial y dispersar al gas en pequeñas burbujas. De esta manera la transición desde flujo tapón a flujo burbuja dispersa toma lugar si

$$U_M = U_{SL} + U_{SG} \geq 4 \left\{ \frac{D^{0,429} (\sigma/\rho_L)^{0,089}}{\nu_L^{0,072}} \left( g \frac{(\rho_L - \rho_G)}{\rho_L} \right)^{0,446} \right\} \quad (52)$$

Barnea *et al.* (1982) modificaron la ecuación anterior para tomar en cuenta el efecto de la fracción volumétrica del líquido con deslizamiento (holdup) en el proceso de la coalescencia y rompimiento de las burbujas, así como el efecto en el tamaño de la burbuja, basado en la investigación de Calderbank (1958), para establecer una relación entre la coalescencia, rompimiento y tamaño de la burbuja en sistemas de gas-líquido. Barnea *et al.* (1982) revisaron la correlación de Hinze (1955), para el máximo tamaño de la burbuja  $d_{\max}$ :

$$d_{\max} = k(\sigma/\rho_L)^{0,6} \varepsilon^{-0,4} \quad (53)$$

donde  $\varepsilon$  es la tasa de energía disipada por unidad de masa. Para flujo turbulento y flujo de mezcla se puede definir según Taitel *et al.* (1980):

$$\varepsilon = \frac{2f U_M^3}{D} \quad (54)$$

donde el valor de  $k$  según Sevik y Park (1973), para los casos donde la densidad de la fase dispersa es mucho mas elevada que de la fase continua (gotas de líquido) entonces  $k = 0,68$ ; por el contrario, cuando la densidad de la fase dispersa es mucho más baja que la de la fase continua (burbujas de gas) entonces  $k = 1,14$ . La modificaciones de Barnea *et al.* (1982) incluyeron la fracción del vacío en el tamaño de la burbuja:

$$\frac{d_{\max}}{(\sigma/\rho_L)^{0,6} \varepsilon^{-0,4}} = 4,15\alpha^{0,5} + 0,725 \quad (55)$$

donde  $\alpha = U_{SG}/U_M$ .

La ecuación (55) es aplicable para un régimen de flujo burbuja dispersa, donde el tamaño de la burbuja es lo suficientemente pequeño para impedir la aglomeración y la coalescencia. Cuando el tamaño de la burbuja es lo suficientemente grande se genera la distorsión de la forma esférica de la burbuja dando lugar al comienzo de la coalescencia y la transición a flujo burbuja dispersa, este criterio del tamaño de la burbuja fue estimado como el valor por encima del cual la burbuja se deforma y la elevación de la velocidad es constante.

La transición de anular a intermitente, al igual que la transición de estratificado-no estratificado, presenta serias complicaciones de carácter físico. Barnea (1986) presentó un modelo unificado para cualquier ángulo de inclinación para esta transición, la cual ocurre cuando el núcleo de gas del flujo anular es bloqueado por el líquido debido principalmente a dos mecanismos:

- Inestabilidad de la película de líquido, debido al contra flujo parcial del líquido cerca de la pared de la tubería.
- Bloqueo del núcleo de gas, resultado de una película de líquido demasiado gruesa.

La condición para la inestabilidad de la película se obtiene de la solución simultánea de las ecuaciones de momentum de flujo estratificado presentado por Taitel y Dukler (1976):

$$Y = \left( \frac{1 + 75 H_L}{(1 - H_L)^{\frac{5}{2}} H_L} \right) - \frac{1}{H_L^3} X^2 \quad (56)$$

y

$$Y \geq \frac{2 - \frac{3}{2} H_L}{H_L^3 \left( 1 - \frac{3}{2} H_L \right)} X^2 \quad (57)$$

de la ecuación (56) se puede determinar a la fracción volumétrica del líquido  $H_L$  y de la inecuación (57) se verifica la condición de la inestabilidad de la película.

El bloqueo del núcleo de gas por tramos de líquido ocurre cuando el suministro del líquido en la película es suficientemente grande para tapar la tubería, esta condición está dada por Barnea (1986):

$$\frac{A_L}{A \cdot R_{sm}} = \frac{H_L}{R_{sm}} \geq 0,5 \quad (58)$$

donde  $R_{sm}$  es la mínima fracción volumétrica  $H_L$  para formar el tapón de líquido. Este valor mínimo está relacionado con el máximo volumen de las burbujas de empaquetamiento en líquido del tapón que es aproximadamente igual a 0,48 y se puede decir que  $R_{sm} = 0,48$ .

El patrón de flujo intermitente comúnmente se subdivide en tres regiones, burbuja alargada, flujo tapón (o de bala en flujo vertical) y flujo agitado (o espuma), los tres patrones tienen la misma configuración con respecto a la distribución del gas y el líquido en la interfase.

Barnea y Brauner (1985) proponen un modelo físico para la predicción de la fracción volumétrica del gas  $\alpha$  dentro del tapón de líquido  $\alpha_{tapón}$ . Se ha sugerido que esta fracción en la línea de transición a partir de burbuja dispersa, es la máxima fracción volumétrica que el tapón de líquido puede albergar casi por completo a las burbujas dispersas con una velocidad de mezcla dada, de esa manera, una curva a la velocidad de mezcla constante, y dentro de la región intermitente, representa el lugar donde la  $\alpha_{tapón}$  es constante y es igual al holdup del patrón burbuja dispersa en la frontera de la transición. La fracción volumétrica del gas para flujo tapón  $\alpha_{tapón}$  se puede determinar sabiendo las propiedades de los fluidos y el tamaño de la tubería, de la siguiente ecuación:

$$\alpha_{tapón} = 0,058 \left[ d_c \left( \frac{2f_M}{D} U_M^3 \right)^{\frac{2}{3}} \left( \frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{\frac{3}{5}} - 0,725 \right]^2 \quad (59)$$

Cuando  $\alpha_{tapón} = 0$  el patrón burbuja alargada se presenta. El momento en que la  $\alpha_{tapón}$  dentro del tapón de líquido, alcanza el máximo volumen de empaquetamiento  $\alpha_{tapón} = 0.52$ , entonces la continuidad del líquido saturado de gas se destruye por la aglomeración de las burbujas y formación de regiones de altas concentraciones de gas dentro del tapón de líquido, resulta la transición hacia el patrón agitado (Brauner y Barnea 1986). El patrón agitado es típico de flujo ascendente en tuberías verticales. Sin embargo, una inclinación de la tubería desde la vertical genera la frontera de transición de tapón-agitado y la frontera de anular-agitado. El patrón burbuja alargada es un patrón característico de tuberías horizontales, porque a ligeras inclinaciones se presenta una confusión con el flujo tapón en cuanto a la diferencia entre los dos patrones.

En la Figura (20) se presenta el diagrama de flujo propuesto por Barnea (1987) para determinar los patrones de flujo bifásicos de gas y de líquido en tuberías para cualquier ángulo de inclinación.

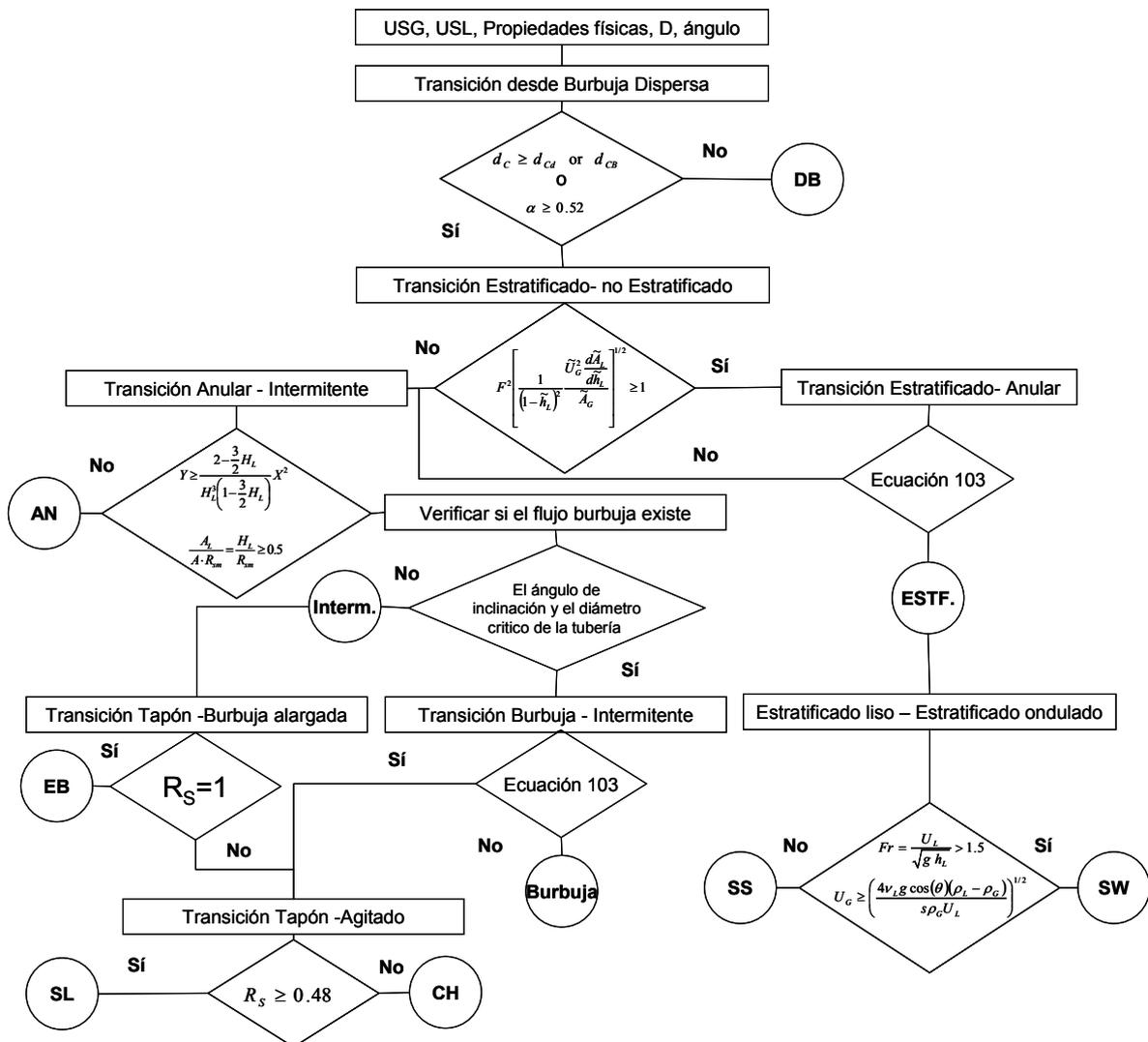


Figura (20): Diagrama de flujo para el mapa de patrones de flujo del modelo de Barnea (1987)

---

---

### 3.1.3. Xiao *et al.* (1990)

Xiao *et al.* (1990) desarrollaron un modelo mecanicista para el flujo de gas-líquido en tubería, que puede predecir los patrones flujo como estratificado liso (SS), estratificado ondulado (SW), intermitente (I), anular con líquido disperso (AD) y burbuja dispersa (DB), también la fracción volumétrica del líquido y por supuesto la caída de presión para cada patrón de flujo. Xiao *et al.* (1990) desarrollaron su modelo en base a los modelos más reciente en el área, y luego el modelo fue evaluado, usando data experimental, además fue comparado con correlaciones empíricas comunes. Implementaron el mismo método de desarrollo presente en los trabajos de Taitel y Dukler (1976), Taitel *et al.* (1980), Barnea *et al.* (1982a, 1982b y 1987), modificando y extendiendo dichos modelos para formar un modelo más amplio que abarcara todos los ángulos de inclinación.

En el modelo de Xiao *et al.* (1990) fueron presentadas tres transiciones principales, la transición estratificado-no estratificado, la transición intermitente-anular y la transición intermitente-burbuja dispersa. A su vez, el caso estratificado, se divide en dos regiones estratificado liso y estratificado ondulado.

En general, en este modelo se emplean los criterios de Taitel y Dukler (1976) para la predicción de los patrones de flujo, con unas pequeñas modificaciones. En el caso de la transición estratificado liso – estratificado ondulado, se usa el valor del coeficiente  $s = 0,06$ . En el caso de tuberías inclinadas con el flujo descendente, el criterio de la transición estratificado liso – estratificado ondulado se basa en el criterio de Barnea *et al.* (1982a):

$$\frac{U_L}{\sqrt{gh_L}} > 1,5 \quad (60)$$

Según el criterio original de Taitel y Dukler (1976), si el valor de  $\tilde{h}_L$  es mayor que 0,5 da origen a un patrón intermitente. Si el valor de  $\tilde{h}_L$  es menor que 0,5, se forma el patrón anular; sin embargo, Xiao *et al.* (1990) se apoyan en el criterio de Barnea *et al.* (1982a), en el cual consideran que si el valor de  $\tilde{h}_L$  es menor que 0,35 se formará el patrón anular.

Xiao *et al.* (1990) sugieren resolver la ecuación combinada de momento de las fases (ecuación (27)) y luego se puede determinar la  $H_L$  con la siguiente relación geométrica:

$$H_L = \frac{\theta - \text{sen}(\theta)}{2\pi} \quad (61)$$

donde

$$\theta = 2 \cos^{-1} \left( 1 - 2 \frac{h_L}{D} \right) \quad (62)$$

---

### 3.1.4. Petalas y Aziz (1998)

El modelo mecanicista de Petalas y Aziz (1998) es aplicable para todas las geometrías de tubería y propiedades de fluidos presentes. Fueron propuestas nuevas correlaciones para la determinación del factor de fricción entre el líquido y la pared de la tubería, la interfase de gas-líquido para el flujo estratificado, la fracción de líquido arrastrada, el factor de fricción interfacial en el flujo anular-neblina y el holdup para el flujo intermitente.

El proceso de determinación del patrón de flujo, comienza asumiendo que existe un patrón de flujo, luego se examinan los criterios que establecen la permanencia del régimen de flujo. Si el régimen muestra inestabilidad, un nuevo patrón de flujo es estimado y se procesa de nuevo. Los criterios para la determinación de cada patrón de flujo están dados por:

El flujo de burbuja dispersa, está limitado por dos criterios. El primero está basado por la transición a flujo intermitente tapón (patrón que pertenece a la familia de flujo intermitente) propuesta por Barnea (1987), donde la transición desde el flujo intermitente ocurre cuando la fracción del líquido en el flujo tapón es menor que el valor asociado con la densidad del máximo volumen de empaquetamiento de las burbujas dispersas:

$$H_{L-tapón} < 0.48 \quad (63)$$

En este modelo se aplica este criterio con una modificación, la determinación de la fracción volumétrica del líquido en el flujo tapón se realiza con el modelo presentado por Gregory *et al.* (1978) y no por el modelo propuesto por Barnea (1987):

$$H_{L-tapón} = \frac{1}{1 + \left(\frac{U_M}{8.66}\right)^{1.39}} \quad (64)$$

La transición entre el patrón burbuja dispersa a flujo espuma (agitado) puede ocurrir cuando el máximo volumen de empaquetamiento de las burbujas dispersas excede el valor de 0,52

$$\frac{U_{SG}}{U_M} > 0,52 \quad (65)$$

En el caso de no cumplir las condiciones establecidas en los criterios dados por la ecuación (63) y la ecuación (43):

$$D > 19,01 \left[ \frac{(\rho_L - \rho_G)\sigma}{g \rho_L^2} \right]^{1/2}$$

no es posible la existencia del patrón burbuja dispersa, y la posibilidad es de flujo estratificado el cual se estudiará a continuación.

El segundo criterio es la determinación de la estabilidad del patrón de flujo estratificado, requiere del cálculo de la altura del líquido, la cual se puede obtener mediante un balance de las ecuaciones de momento de las fases (de líquido y de gas), como en el caso de Taitel y Dukler (1976). Sin embargo, Petalas y Aziz (1998) toman en cuenta el factor de fricción interfacial, donde no es necesario asumir que la velocidad del gas es mucho más elevada que la velocidad del líquido y como consecuencia  $f_G \cong f_i$ .

El factor de fricción de la interfase gas-pared es determinado de la misma manera que Taitel y Dukler (1976), con el número de Reynolds y la rugosidad de la tubería.

$$\text{Re}_G = \frac{D_G \rho_G U_G}{\mu_G} \quad (66)$$

$D_G$  es el diámetro hidráulico de la fase gaseosa. Para la fase líquida, se usa una correlación empírica para la determinación del factor de fricción existente en la interfase líquido-pared:

$$f_L = 0.452 f_{SL}^{0.731} \quad (67)$$

El factor de fricción  $f_L$ , está basado en la velocidad superficial del líquido  $U_{SL}$ , donde  $f_{SL}$  se obtiene del diagrama de Moody para el flujo monofásico utilizando el Número de Reynolds del líquido  $\text{Re}_{SL}$  y la rugosidad de la tubería:

$$\text{Re}_{SL} = \frac{D \rho_L U_{SL}}{\mu_L} \quad (68)$$

Durante el flujo descendente, es posible que la fase más densa fluya más rápido que la fase liviana, por esta razón la definición del factor de fricción para la interfase gas-líquido está basada en la cantidad  $U_i = U_G - U_L$ , la cual se vuelve negativa bajo algunas condiciones. El factor de fricción de la interfase gas-líquido puede ser determinado mediante la siguiente correlación empírica:

$$f_i = (0,004 + 0,5 \times 10^{-6} \text{Re}_{SL}) Fr^{1,335} \left( \frac{D_G \rho_L}{\rho_G U_G^2} \right) \quad (69)$$

donde  $Fr = \left( \frac{U_L}{\sqrt{g h_L}} \right)$  es el número de Froude. Una vez que la altura del líquido es determinada se aplica el criterio de estabilidad para el flujo estratificado:

$$U_G = \left( 1 - \frac{h_L}{D} \right) \cdot \sqrt{\frac{(\rho_L - \rho_G) g A_G \cos(\theta)}{\rho_G \frac{dA_L}{dh_L}}} \quad (70)$$

Para inclinaciones en flujo descendente, se forma el patrón anular desde el estratificado a bajas velocidades del gas. Según Barnea *et al.* (1982b):

$$U_L^2 \geq \frac{g D (1 - \tilde{h}_L) \cos(\theta)}{f_L} \quad (71)$$

También en la ecuación (71) el factor de fricción  $f_L$  se obtiene de la ecuación (67). En los casos de flujo ascendente en tubería con altos grados de inclinación, no se puede determinar usando la ecuación (70) si el patrón estratificado existe. Por esta razón, y para asegurar la continuidad entre las transiciones de los patrones, el modelo de Petalas y Aziz (1998) limita el patrón estratificado a solamente flujo horizontal y flujo descendente. De este modo, para ángulos  $\theta \leq 0$ , y si la velocidad del gas es menor que el valor de transición evaluado en la ecuación (70), además la velocidad del líquido es también menor que la evaluada en la ecuación (71), entonces, se presenta el patrón estratificado. Se toma el criterio de Taitel y Dukler (1976) para la identificación entre el patrón estratificado liso u ondulado.

Para flujo descendente, las ondas pueden desarrollarse en el flujo de líquido independientemente del esfuerzo cortante en la interfase con el flujo de gas. El criterio establecido para la aparición de las ondas, es el criterio del número de Froude, el cual varía entre 0.5 hasta 2.2 dependiendo de la rugosidad o si el flujo es laminar o turbulento. Barnea (1987) recomienda limitar el valor a 1.5 para el número de Froude, pero cuando se considera el efecto de la interfase en el cálculo de la altura del líquido, este límite puede predecir flujo liso, aún cuando hay altas tasas de flujo de líquido, donde este tipo de flujo es llamado flujo ondulado. Para resolver este problema se reduce el límite del valor dado para el criterio de número de Froude a 1.4, de esta forma, la transición desde flujo estratificado liso a flujo estratificado ondulado se presenta cuando:

$$Fr = \frac{U_L}{\sqrt{gh_L}} > 1.4 \quad (72)$$

El tratamiento del régimen de flujo anular-neblina es similar al método usado para el flujo estratificado basado en el trabajo de Taitel y Dukler (1976) y Oliemans *et al.* (1986). El modelo consiste en asumir que existe un espesor de película constante y que existe un arrastre del líquido en el núcleo de gas. El balance de momento de líquido en la película y gas en el núcleo con gotas de líquido es:

$$-A_{L\_pelicula} \left( \frac{dp}{dZ} \right) - \tau_{wL} P_L + \tau_i P_i - \rho_L A_{L\_pelicula} \frac{g}{g_c} \sin(\theta) = 0 \quad (73)$$

$$-A_{nucleo} \left( \frac{dp}{dZ} \right) - \tau_i P_i - \rho_{nucleo} A_{nucleo} \frac{g}{g_c} \sin(\theta) = 0 \quad (74)$$

Donde  $A_{L\_pelicula}$  es el área ocupada por la fase líquida en la película, y  $g_c$  es la gravedad en el sistema de unidades inglesa.

Los parámetros geométricos pueden ser expresados en término adimensionales del espesor de la película de líquido  $\tilde{\delta}_L = \delta_L/D$ , donde  $\delta_L$  es el espesor de la película y la fracción de líquido arrastrada  $FE$ , los esfuerzos cortantes son:

$$\tau_{wL} = \frac{f_{L\_Pelicla} \rho_L U_{L\_Pelicla}^2}{2g_c} \quad (75)$$

$$\tau_i = \frac{f_i \rho_{nucleo} (U_{nucleo} - U_{L\_pelicula}) |U_{nucleo} - U_{L\_pelicula}|}{2g_c} \quad (76)$$

Para el cálculo del factor de fricción en la película de líquido, se usan las correlaciones estándares en función de la rugosidad de la tubería y el número de Reynolds de la película:

$$\text{Re}_{L\_pelicula} = \frac{D_{L\_pelicula} \rho_L U_{L\_pelicula}}{\mu_L} \quad (77)$$

Para resolver las ecuaciones de momento que vienen dadas por las ecuaciones (73) y (74), se necesitan dos cantidades adicionales para determinar: el factor de fricción  $f_i$ , y la fracción de líquido arrastrado  $FE$ , las cuales se determinan usando las siguientes correlaciones empíricas:

$$\frac{FE}{1-FE} = 0.735 N_B^{0.074} \left( \frac{U_{SG}}{U_{SL}} \right)^{0.2} \quad (78)$$

$$\frac{f_i}{f_{nucleo}} = 0.24 \left( \frac{\sigma}{\rho_{nucleo} U_{nucleo}^2 D_{nucleo}} \right)^{0.085} \text{Re}_{pelicula}^{0.305} \quad (79)$$

donde  $f_{nucleo}$  es el factor de fricción en el núcleo,  $\rho_{nucleo}$  densidad en el núcleo, y  $N_B$  se define:

$$N_B = \frac{\mu_L^2 U_{SG}^2 \rho_G}{\sigma^2 \rho_L} \quad (80)$$

Una vez obtenido el valor del espesor de la película de líquido, se puede examinar la presencia de flujo anular-neblina. Para lo cual se aplica en este modelo el criterio de Barnea (1987), que consiste en dos condiciones:

La primera condición, está basada en el mínimo esfuerzo cortante interfacial asociado al cambio de la dirección del perfil de velocidad en la película. Cuando el perfil de velocidad se vuelve negativo no puede mantenerse el flujo anular estable y ocurre la transición a flujo intermitente. Esta transición solamente ocurre en flujo ascendente. Barnea (1986) estudió las curvas que representan la relación entre esfuerzo interfacial de corte dimensional  $\tau_{iD}$  y el espesor dimensional de la película del líquido,  $\delta_D = \delta/D$  para diferentes tasas de flujo de gas hasta obtener el mínimo espesor. Este mínimo espesor está relacionado con el cambio en la dirección del perfil de velocidad en la película del líquido. El dominio izquierdo del mínimo  $\delta \leq \delta_{min}$  corresponde a la

solución del estado estable con el perfil de velocidad positivo, y para el lado derecho  $\delta > \delta_{min}$ . corresponde a la solución con el perfil negativo de velocidad cerca de la pared. Por lo tanto, la solución  $\delta > \delta_{min}$ . es inestable, puesto que el líquido que está cerca de la pared de la tubería fluye hacia atrás y puede acumularse hasta bloquear la tubería generando la transición al flujo intermitente. En una forma adimensional el criterio de la transición dado por Barnea (1986), se expresa de la siguiente forma:

$$Y \geq \frac{2-1.5H_L}{H_L^3(1-1.5H_L)} x^2 \quad (81)$$

En esta ecuación no se considera la fracción del líquido arrastrado por el gas en el núcleo. Sin embargo, Petalas y Aziz (1997), tomaron en cuenta la fracción del líquido arrastrado y modificaron la ecuación (81) de la siguiente forma adimensional:

$$Y \geq (1-FE) \frac{f_f}{f_{SL}} \frac{2-1.5H_L}{H_L^3(1-1.5H_L)} x^2 \quad (82)$$

La ecuación anterior (82) el mínimo esfuerzo cortante se puede determinar haciendo que  $\frac{\partial \tau_i}{\partial \delta_L} = 0$  y se expresa de la siguiente forma:

$$2f_{L\_pelicula} \frac{\rho_L}{\rho_L - \rho_{nucleo}} \frac{U_{SL}^2 (1-FE)^2}{g D \sin(\theta)} = \frac{H_{L\_pelicula}^3 \left(1 - \frac{3}{2} H_{L\_pelicula}\right)}{2 - \frac{3}{2} H_{L\_pelicula}} \quad (83)$$

donde la fracción líquida en la película  $H_{L\_pelicula}$  :

$$H_{L\_pelicula} = \frac{A_{L\_pelicula}}{A} = 4\tilde{\delta}_L (1 - \tilde{\delta}_L) \quad (84)$$

La ecuación (83), se puede resolver con un proceso iterativo para obtener la mínima altura de película de líquido  $\tilde{\delta}_{L\_minima}$  a la cual ocurre el mínimo esfuerzo cortante.

El segundo mecanismo propuesto por Barnea (1987), para la inestabilidad del flujo anular, ocurre cuando el suministro de líquido en la película es suficiente para causar el bloqueo del núcleo de gas tapando la tubería. Este caso tiene lugar cuando la fracción volumétrica del líquido excede la mitad del valor asociado con el máximo volumen de densidad de empaquetamiento, del tamaño uniforme de la burbuja de gas, que es 0,52; por lo tanto, la transición desde el flujo anular ocurre cuando:

$$H_L \geq \frac{1}{2}(1-0,52) = 0,24 \quad (85)$$

Cuando la fracción de líquido en flujo tapón en la ecuación (64) es mayor a 0,48 y los patrones estratificado, anular y burbuja dispersa fueron eliminados, el flujo puede ser flujo intermitente, espuma o burbuja.

El flujo burbuja es encontrado en tuberías poco inclinadas desde la vertical y se caracteriza por tener una fase líquida continua que contiene una dispersión de fase

gaseosa que en su mayoría está formada por esferas de gas. Este patrón puede existir si se cumplen las dos condiciones siguientes:

- La velocidad de burbuja de Taylor excede la velocidad de la burbuja; esto se satisface a grandes diámetros de tubería (Taitel *et al.*, 1980):

$$D > 19,01 \left[ \frac{(\rho_L - \rho_G) \sigma}{g \rho_L^2} \right]^{1/2} \quad (86)$$

- El ángulo de inclinación  $\theta$ , es suficientemente grande como para prevenir la migración de burbujas hacia la pared superior de la tubería (Barnea *et al.* 1985):

$$\cos(\theta) = \frac{3}{4\sqrt{2}} U_0^2 \left( \frac{C_{lev} \gamma^2}{d_{burbuja}} \right) \quad (87)$$

donde  $C_{lev}$  es el coeficiente de levantamiento de la burbuja y tiene un valor entre 0,4 y 1,2 y se toma el valor 0,8, y el coeficiente de distorsión de la burbuja  $\gamma$  tiene un valor entre 1,1 y 1,5 y se recomienda el valor 1,3, el diámetro de la burbuja  $d_{burbuja}$  tiene valores recomendados entre 4 y 10 mm y se asigna el diámetro de 7 mm,  $U_0$  es la relación de Harmanthy (1960) que se determina como:

$$U_0 = 1.41 \left[ \frac{g (\rho_L - \rho_G) \sigma}{\rho_L^2} \right]^{1/4} \sin(\theta) \quad (88)$$

Cuando ambas condiciones se cumplen, el flujo burbuja es observado aún a baja tasa de líquido donde la turbulencia no causa el rompimiento de las burbujas. La transición de burbuja a paquetes (intermitente), tiene lugar cuando el valor de la fracción de vacío  $\alpha$  excede el valor crítico de 0,25 (Taitel *et al.*, 1980).

La transición desde flujo intermitente ocurre cuando la fracción de líquido en el tapón excede el valor asociado a la densidad del volumen máximo de empaquetamiento de las burbujas dispersas  $H_{L\_tapón} \leq 0,24$ . El mismo mecanismo ocurre a bajas tasa de líquido cuando no hay suficiente líquido para formar el tapón. El flujo de burbuja alargada se considera un patrón de régimen intermitente en el cual, la fase líquida continua en flujo tapón no contiene burbujas de gas dispersas. Una condición de esta transición es  $H_{L\_tapón} \geq 0,9$ .

La fracción volumétrica del líquido se puede determinar haciendo un balance de masa del líquido y se asume que el flujo es incompresible y que existe una película de líquido uniforme:

$$H_L = \frac{H_{L\_tapón} U_t + U_{Gdb} (1 - H_{L\_tapón}) - U_{SG}}{U_t} \quad (89)$$

$U_{Gdb}$  representa la velocidad de la burbuja dispersa,  $U_t$  es la velocidad de translación del tapón,  $H_{L\_tapón}$  es la fracción volumétrica de cuerpo del tapón; todas estas cantidades se determinan mediante correlaciones empíricas.

La velocidad de translación del tapón  $U_t$  (Bendiksen, 1984) viene dada por:

$$U_t = C_0 U_M + U_d \quad (90)$$

donde  $C_0$  es el coeficiente de distribución que relaciona la velocidad y la concentración del perfil en sistemas dispersos y bajo condiciones especiales está relacionado con el factor inverso  $K$  de Bankoff. Este coeficiente se determina a partir de la siguiente correlación empírica:

$$C_0 = (1,64 + 0,12 \operatorname{sen}(\theta)) \left( \frac{\rho_L U_M D}{\mu_L} \right)^{-0,031} \quad (91)$$

La velocidad de arrastre de la burbuja alargada  $U_d$ , se puede calcular según Zukoski (1966):

$$U_d = f_m U_{d\infty} \quad (92)$$

donde  $f_m = 0,316 \sqrt{\operatorname{Re}_\infty}$  para  $f_m < 1$ , de lo contrario  $f_m = 1$ . El número de Reynolds  $\operatorname{Re}_\infty$  viene dado por:

$$\operatorname{Re}_\infty = \frac{\rho_L U_{d\infty} D}{2\mu_L} \quad (93)$$

siendo  $U_{d\infty}$  la velocidad de la burbuja alargada a elevado número de Reynolds, y puede ser determinada según Bendiksen (1984) como:

$$U_{d\infty} = U_{dh\infty} \cos(\theta) + U_{dv\infty} \operatorname{sen}(\theta) \quad (94)$$

donde  $U_{dh\infty}$  es la velocidad de la burbuja alargada a elevado número de Reynolds en sistemas horizontales (Weber, 1981):

$$U_{dh\infty} = \left[ 0,54 - \frac{1,76}{Bo} \right] \sqrt{\frac{g D (\rho_L - \rho_G)}{\rho_L}} \quad (95)$$

donde  $Bo$  es el número de Bond,  $Bo = \frac{\rho_L - \rho_G}{\sigma} g D^2$  y  $U_{dv\infty}$  es la velocidad de la burbuja alargada a elevado número de Reynolds en sistemas verticales y se obtiene de la ecuación modificada presentada por Wallis (1969):

$$U_{dv\infty} = 0,345 (1 - e^{-\eta}) \sqrt{\frac{g D (\rho_L - \rho_G)}{\rho_L}} \quad (96)$$

siendo  $\eta = Bo \exp^{(3,278 - 1,424 \ln(Bo))}$

La velocidad de las burbujas dispersas en el líquido del tapón  $U_{Gdb}$ , se obtiene de la siguiente forma:

$$U_{Gdb} = C_0 U_M + U_b \quad (97)$$

donde  $C_0$  se obtiene de la ecuación (91), y  $U_b$  la velocidad de las burbujas dispersas:

$$U_b = 1,53 \left[ \frac{g\sigma(\rho_L - \rho_G)}{\rho_L^2} \right]^{1/4} \text{sen}(\theta) \quad (98)$$

Una vez obtenidas todas las velocidades arriba mencionadas se puede determinar la fracción volumétrica del líquido. Cuando los criterios anteriores no se satisfacen, la transición es para el flujo espuma o agitado.

En la figura Figura (21) se presenta el diagrama de flujo del modelo de Petalas y Aziz (1998).

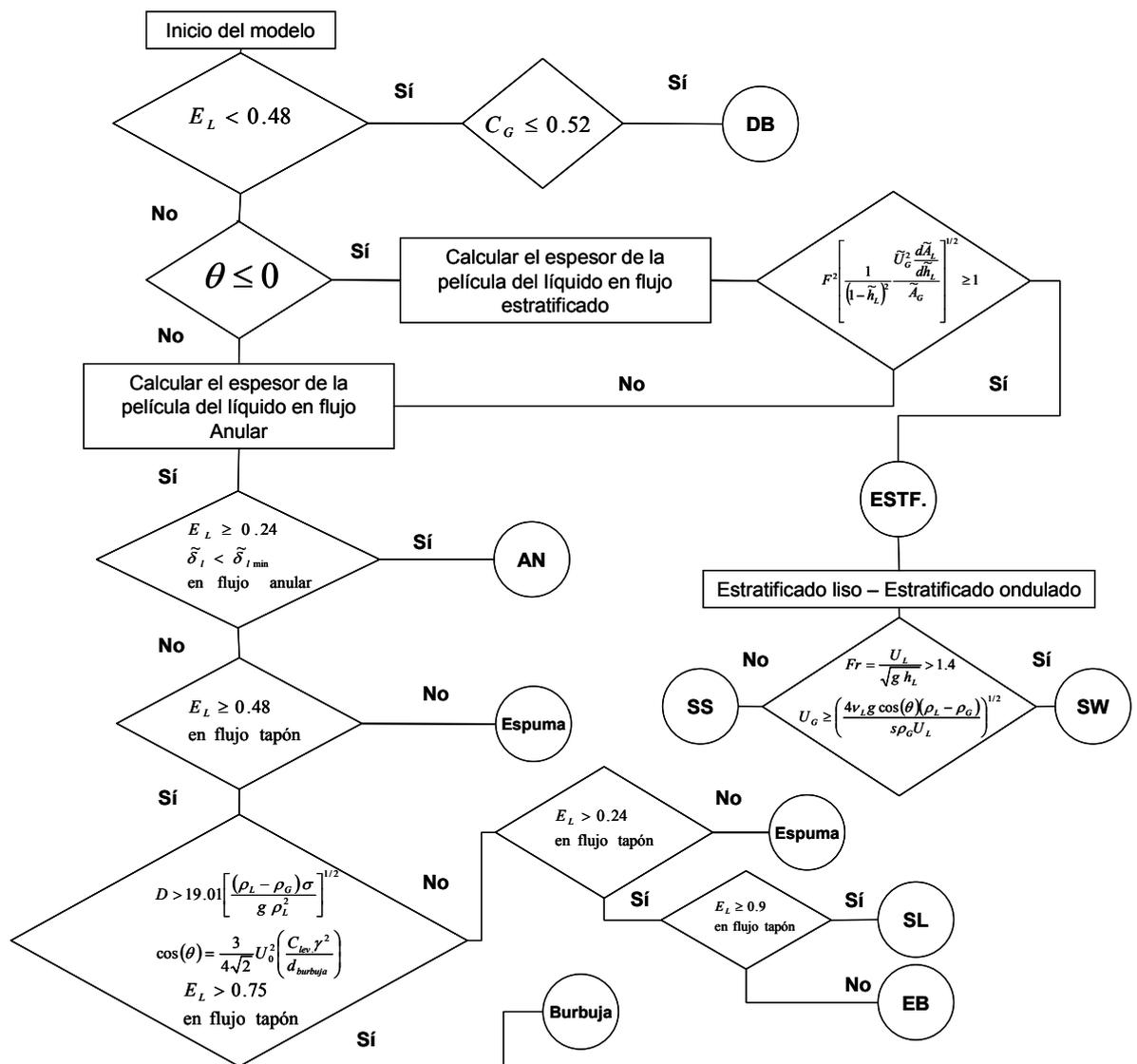


Figura (21) : Diagrama de flujo para el mapa de patrones de flujo modelo de Petalas y Aziz (1998)

### 3.1.5. Ouyang (1998)

En el trabajo de Ouyang (1998) acerca del flujo monofásico y multifásico en pozos horizontales, se combina diferentes criterios de transición presentados por Taitel

y Dukler (1976) y de Barnea (1987) para determinar el patrón de flujo existente. Sin embargo, la diferencia yace en la forma de evaluar los factores de fricción para determinar los esfuerzos cortantes, basándose en el trabajo de Petalas y Aziz (1997) donde combinan correlaciones empíricas con el desarrollo mecanicista.

Para la transición entre flujo estratificado y flujo anular, se usa el teorema de *Kelvin – Helmholtz*. En ambos estudios experimentales y teóricos, se observa que el flujo estratificado ocurre a tasas de flujo de gas y de líquido relativamente bajas. Cuando la tasa de flujo del líquido aumenta, crece la altura del líquido en la tubería y como consecuencia se pueden formar las ondas en la interfase, las cuales crecen rápidamente para bloquear la tubería. Esto da lugar a la transición de flujo estratificado a no estratificado, que puede ser un flujo tapón o flujo anular. Si la tasa de flujo del gas aumenta y no hay suficiente líquido en la tubería para mantener el flujo estratificado, entonces el líquido se ve forzado a ser arrastrado para cubrir la superficie interna de la tubería, generando de esta manera una capa de líquido en la pared, mientras que el gas viaja en la parte del núcleo rodeado por esa capa de líquido, dando lugar al flujo anular. Otro caso, es cuando la tasa de flujo de gas es baja, las ondas tratan de formar un puente de líquido que tienda a retornar formando el flujo tapón. Otro mecanismo de transición es el rompimiento de las gotas. A grandes inclinaciones negativas el nivel del líquido en el flujo ondulado es muy pequeño y la velocidad superficial del líquido puede ser elevada. Bajo estas condiciones algunas gotas se pueden desprender de la interfase ondulada y se depositan en la pared superior de la tubería, dando lugar al flujo anular que desarrolla. El criterio de transición es el presentado por Barnea (1987):

$$U_L^2 \geq \frac{g D (1 - \tilde{h}_L) \cos(\beta)}{f_L} \quad (99)$$

Existen varios mecanismos para la transición entre flujo intermitente y flujo burbuja dispersa, uno de ellos es el mecanismo de emigración de burbujas. A altas tasas de flujo de líquido y baja de gas, el nivel estable de líquido se desarrolla hasta el tope de la tubería. Con tasas elevadas de líquido se genera una corriente rápida de flujo del líquido obligando al gas a mezclarse en la corriente, generando el patrón de flujo de burbuja dispersa. Taitel y Dukler (1976), sugieren que la transición a flujo de burbuja dispersa toma lugar cuando las fluctuaciones turbulentas son lo suficientemente altas para vencer las fuerzas de flotación que tratan de llevar al gas hacia la parte superior de la tubería.

Taitel y Dukler (1976) consideran el balance de fuerzas que actúan sobre una unidad longitudinal de gas y se obtiene el siguiente criterio de transición a burbuja dispersa:

$$U_L^2 \geq \frac{A_G g D \cos(\beta)}{S_i f_L} \left( 1 - \frac{\rho_G}{\rho_L} \right) \quad (100)$$

Barnea (1986) consideró el balance entre las fuerzas de flotación y las fuerzas de turbulencia que actúan sobre la burbuja para determinar el tamaño crítico de la burbuja  $d_{CB}$ , el cual está definido como el tamaño de la burbuja de gas por debajo del cual las fluctuaciones turbulentas pueden impedir que las burbujas se mueven hacia la parte superior de la tubería debido a las fuerzas de flotación. Se considera que en el flujo de burbuja dispersa en la tubería inclinada hay dos fuerzas que actúan sobre la burbuja:

- 1- La fuerza de flotación que trata de elevar la burbuja dispersa hacia la parte superior de la tubería y favorece la transición a flujo intermitente.
- 2- La fuerza de turbulencia la cual tiende a dispersar las burbujas y mantiene el patrón de burbuja dispersa.

El balance entre las dos fuerzas anteriores define el diámetro crítico de burbuja, donde para valores de diámetros menores a este diámetro, da lugar a un proceso en el cual las burbujas emigran a la parte superior debido a la flotación; el criterio de Barnea (1986), ocurre cuando las fuerzas de flotación son mayores que las turbulencia, como se puede observar en la ecuación (101):

$$d > d_{CB} = \frac{3}{8} \left( \frac{\rho_L}{\rho_L - \rho_G} \right) \frac{f_M U_M^2}{g \cos(\theta)} \quad (101)$$

Los criterios de transición desde burbuja dispersa establecidos en las secciones anteriores no se pueden aplicar en tuberías verticales ni ligeramente inclinadas desde la vertical, debido al gran incremento del tamaño crítico de la burbuja. Sin embargo, la transición desde burbuja dispersa a flujo tapón todavía puede tener lugar mientras las fuerzas de turbulencia no sean capaces de vencer la tensión superficial de dispersión de la fase gaseosa en tuberías de pequeño diámetro, según Barnea *et al.*(1982):

$$d_{CD} = d_{crit} = 2 \left[ \frac{0.4\sigma}{(\rho_L - \rho_G)g} \right]^{0.5} \quad (102)$$

Siempre que el tamaño máximo de la burbuja  $d_{max}$  sea más pequeño que el diámetro crítico de la burbuja  $d_{CD}$ , no ocurra ni coalescencia ni aglomeración y el flujo burbuja dispersa será el dominante.

La transición de la ecuación (101) es válida solo para valores de fracción volumétrica del gas entre  $0 \leq \alpha \leq 0.52$ , cuando se alcanza el valor máximo de empaquetamiento ocurre la coalescencia aún para valores altos de turbulencia, esto es llamado el mecanismo de máximo empaquetamiento. El criterio de la transición es:

$$U_{SL} = U_{SG} \frac{1-\alpha}{\alpha} \quad (103)$$

El concepto del volumen máximo de empaquetamiento fue usado por Petalas y Aziz (1998) para determinar la transición desde el flujo intermitente. La transición ocurre cuando la fracción del líquido en el tapón es menor que el valor asociado al máximo volumen de empaquetamiento de la burbuja dispersa:

$$\alpha = 0,52 \Rightarrow E_{LS} = 0,48 \quad (104)$$

donde  $E_{LS}$  es la fracción volumétrica del líquido en el tapón.

El flujo tapón estable puede existir siempre y cuando exista el suficiente líquido para mantenerse. El flujo anular o el flujo anular con poca cantidad de líquido toman lugar cuando el nivel del líquido es pequeño, las ondas se elevan barriendo la pared de la tubería, cuando el nivel de equilibrio del líquido en la tubería está por encima de la línea central de la tubería. La transición entre flujo anular y el flujo intermitente desarrollado está dada por Taitel y Dukler (1976):

$$\frac{h_L}{D} = 0,5 \quad (105)$$

Barnea *et al.* (1982) aplicaron el mismo concepto para la transición entre el flujo tapón y el flujo anular para tuberías verticales y flujo ascendente, según ellos la transición ocurre cuando la fracción volumétrica del líquido sin deslizamiento es el doble que el holdup en el flujo anular, asumiendo que la fracción volumétrica del líquido en el tapón es de 0.7, entonces el criterio de la transición es:

$$H_L = 0,35 \text{ ó } \frac{h_L}{D} = 0,38 \quad (106)$$

El Diagrama de flujo del modelo de Ouyang (1998) se presenta en la Figura (22).

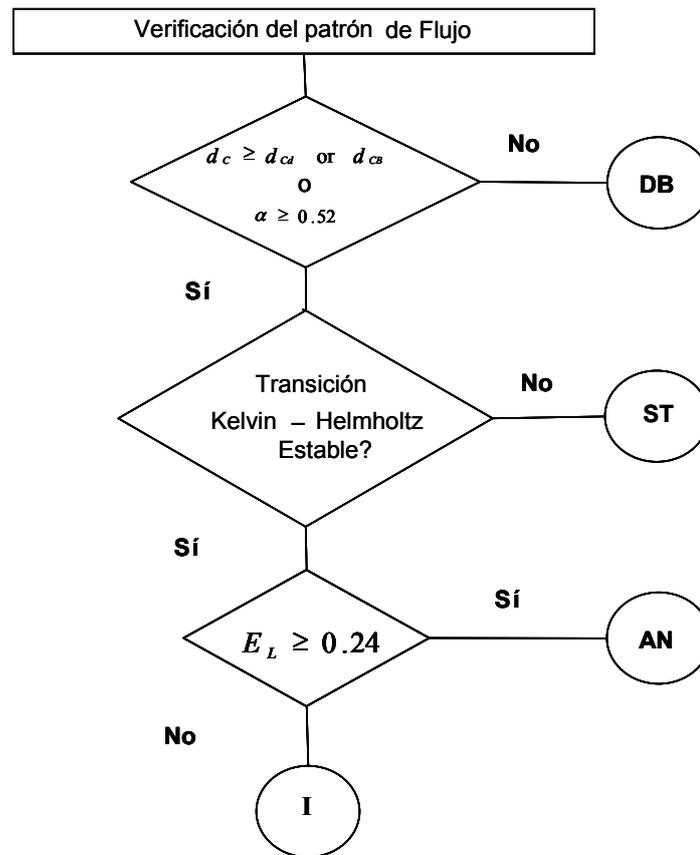


Figura (22): Diagrama de flujo para el mapa de patrones de flujo modelo de Ouyang (1998)

## 3.2 MODELOS DE CORRELACIÓN

### 3.2.1 Mandhane *et al.* (1974)

El modelo de Mandhane *et al.* (1974) fue desarrollado para tuberías horizontales, este modelo tiene como punto de partida los parámetros de propiedades del fluido ( $x$  e  $y$ ) propuestos por Govier y Aziz (1972):

$$x = \left( \frac{\rho_G}{0,0808} \right)^{1/3} y \quad (107)$$

y

$$y = \left[ \left( \frac{\rho_L}{62,4} \right) \left( \frac{72,4}{\sigma} \right) \right]^{1/4} \quad (108)$$

El modelo de Mandhane *et al.* (1974) fue desarrollado para tuberías horizontales a través de una data experimental con propiedades de datos que están basados en agua y aire. Mandhane *et al.* (1974) lograron reajustar las ecuaciones anteriores generando nuevos parámetros  $x'$  e  $y'$  de la siguiente forma:

$$x' = \left( \frac{\rho_G}{0,0808} \right)^{0,2} \left( \frac{\rho_L}{62,4} \frac{72,4}{\sigma} \right)^{0,25} \left( \frac{\mu_G}{0,018} \right)^{0,2} \quad (109)$$

y

$$y' = \left[ \frac{\rho_L}{62,4} \frac{72,4}{\sigma} \right]^{1/4} \mu_L^{0,2} \quad (110)$$

Mandhane *et al.* (1974) presentaron un mapa de patrones de flujo (ver la Figura (7)) trazada en función de los datos experimental. Los valores de ajuste de las fronteras de transición están presentados en la Tabla (4).

**Tabla (4): Coordenadas de las fronteras de transición del mapa de patrones de flujo**

Frontera de Transición	U <sub>SG</sub> (pie/s)	U <sub>SL</sub> (pie/s)	Correlación de las propiedades físicas - multiplicar la ec. de frontera. Trans.
Estratificado a burbuja alargada	0,1- 5	0,5-0,5	1/y
Estratificado ondulado a tapón	7,5-40	0,3-0,3	x
Burbuja alargada y Tapón a burbuja dispersa	0,1-230	14-14	y
Estratificado y burbuja alargada a Estratificado ondulado Tapón	14-10,5-2,5-2,5-3,25	0,01-0,1-02-1,15-4,8-14	y
Estratificado ondulado y tapón a anular	70-60-38-40-50-100-230	0,01-0,1-0,3-0,56-1-2,5-14	x
Burbuja dispersa a anular	230-269	14-30	x

### 3.2.2 Mukherjee y Brill (1985)

Mukherjee y Brill (1985) desarrollaron un modelo empírico basado en datos experimentales, para diferentes ángulos de inclinación incluyendo la horizontal y la vertical. Diferentes ecuaciones empíricas para la transición entre los patrones fueron propuestas en función del ángulo de inclinación tanto para flujo ascendente como

---

descendente. El modelo propuesto es similar al modelo de Duns y Ros (1963) para flujo ascendente en tuberías verticales, y para la transición y los patrones de flujo en el caso de flujo descendente está relacionado con el modelo de Mandhane *et al.* (1974).

Los datos experimentales se obtuvieron de un banco experimental que tiene una forma de U, con un diámetro de tubería de 38.1 mm (1.5 plg.), una longitud total de 17 m, donde 6.71 m es la longitud de entrada y 9.75 m es la longitud de prueba.

Dependiendo de la configuración geométrica de la distribución del gas y del líquido en la tubería, fueron identificados cuatro patrones de flujo: burbuja, tapón, estratificado y anular neblina.

El patrón de flujo burbuja ocurre a bajas tasas de líquido y de gas. Este patrón se caracteriza por la formación de pequeñas burbujas que fluyen en la parte superior de la tubería debido a la gravedad. Cuando se incrementa la tasa de flujo de líquido, las burbujas tienden a dispersarse más y finalmente se forma un flujo sumamente homogéneo uniforme de pequeñas burbujas dispersas en una fase continua de líquido. Cuando se incrementa la tasa del gas, las burbujas de gas tienden a unirse y aumentar su tamaño, formando de esta manera un flujo de burbujas alargadas. En el flujo horizontal, y para altos caudales de líquido a una tasa fija de gas y dependiendo de la viscosidad del líquido, las burbujas de gas crecen hasta un tamaño limitado, debido a la coalescencia y la expansión, antes de cambiar al patrón tapón. A pequeños ángulos de inclinación a partir de la horizontal, y alta concentración de pequeñas burbujas en la parte superior de la tubería, se forma el tapón a partir de la coalescencia de las burbujas. En flujo descendente, las burbujas elevan su velocidad que es siempre en contra de la dirección del flujo, esto causa la colisión de las burbujas de gas contra la masa de líquido, resultando en la ruptura y la dispersión de las burbujas en burbujas más pequeñas en comparación con el flujo ascendente. Esto explica la transición de flujo burbuja a flujo tapón a elevadas tasas de caudal de gas en flujo descendente.

En la transición desde burbuja a tapón, la burbuja se expande en la dirección del flujo para alcanzar la estabilidad del gradiente de presión, esto genera la aceleración de líquido ubicado en frente de la burbuja, haciendo que parte del líquido retorne hacia la parte posterior de la burbuja para mantener la continuidad del líquido. En flujo descendente, el flujo tapón ocurre sólo a elevadas tasas de caudales de líquido, para poder lograr el empuje de las burbujas hacia abajo.

El flujo estratificado se observa en el flujo horizontal y en la mayoría de los ángulos de inclinación negativos, esto ocurre a bajos caudales de gas como de líquido. Con el aumento del caudal del gas y el caudal de líquido, se genera el flujo tapón; cuando se disminuye el caudal del líquido se genera el flujo anular. A bajos caudales de gas y de líquido el patrón estratificado es liso; un aumento en el caudal de gas da lugar al crecimiento de las ondas en la interfase gas-líquido y el patrón es estratificado ondulado.

En flujo ascendente o descendente en tuberías inclinadas, cuando se incrementa el caudal de flujo de gas a un caudal fijo de líquido, ocurre la transición al patrón anular.

Los patrones de flujo son determinados usando las siguientes comparaciones entre ecuaciones empíricas:

- Para flujo ascendente:

---



---


$$\text{Si } N_{USG} \geq N2 \text{ el patrón es anular neblina} \quad (111)$$

$$\text{Si } N_{USL} > N1 \text{ el patrón es burbuja} \quad (112)$$

$$\text{Si } N_{USL} \leq N1 \text{ el patrón es tapón} \quad (113)$$

Para flujo descendente u horizontal:

$$\text{Si } N_{USG} > N3 \text{ el patrón es tapón} \quad (114)$$

$$\text{Si } N_{USG} \leq N3 \text{ el patrón es burbuja} \quad (115)$$

$$\text{Si } N_{USL} > N4 \text{ el patrón es tapón} \quad (116)$$

$$\text{Si } N_{USL} \leq N4 \text{ el patrón es estratificado} \quad (117)$$

donde los números  $N(1-4)$  son:

$$N1 = 10^{n1} \quad (118)$$

$$n1 = \log(N_{USG}) + 0.940 + 0.074 \sin(\theta) - 0.855 \sin^2(\theta) + 3.695 N_L$$

$$N2 = 10^{n2} \quad (119)$$

$$n2 = 1.401 - 2.694 N_L + 0.521 N_{USL}^{0.329}$$

$$N3 = 10^{n3} \quad (120)$$

$$n3 = 0.431 + 1.132 \sin(\theta) - 3.003 N_L - 1.138 \log(N_{USL}) \sin(\theta) - 0.429 [\log(N_{USL})]^2 \sin(\theta)$$

$$N4 = 10^{n4} \quad (121)$$

$$n4 = 0.321 - 0.017 N_{USG} - 4.267 \sin(\theta) - 2.972 N_L - 0.033 [\log(N_{USG})]^2 - 3.925 \sin^2(\theta)$$

Los números adimensionales de la viscosidad adimensional del líquido  $N_L$ ; la velocidad superficial adimensional del líquido  $N_{USL}$  y la velocidad superficial adimensional del gas  $N_{USG}$ , se definen como:

$$N_L = \mu_L \cdot \sqrt[4]{\frac{g}{\rho_L \sigma^3}} \quad (122)$$

$$N_{USL} = U_{SL} \cdot \sqrt[4]{\frac{\rho_L}{\sigma g}} \quad (123)$$

y

$$N_{USG} = U_{SG} \cdot \sqrt[4]{\frac{\rho_L}{\sigma g}} \quad (124)$$

El diagrama de flujo de este modelo se presenta en la Figura (23).

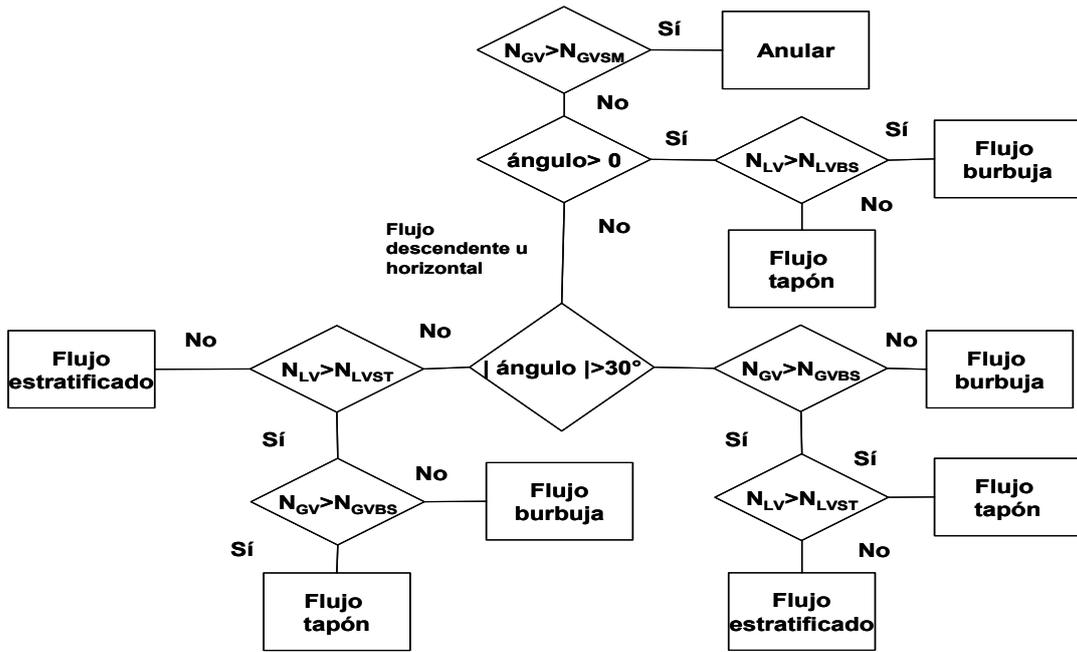


Figura (23): Diagrama de flujo para el mapa de patrones de flujo del modelo de Mukherjee y Brill (1985)

---

---

## CAPÍTULO IV: ESTUDIO TEÓRICO DE LOS MAPAS DE PATRONES DE FLUJO

### 4.1 MAPAS DE PATRONES DE FLUJO DE MODELOS MECANICISTAS

Una de las inquietudes presentes en el estudio de los patrones de flujo bifásico, es conocer las semejanzas o diferencias entre los diferentes modelos utilizados para la predicción de los patrones. En este sentido, se muestra el comportamiento de los diferentes modelos mecanicistas o empíricos, presentados en las secciones anteriores, para un amplio intervalo de velocidades superficiales de líquido y de gas, con valores de presión y temperatura estándares y constantes.

Para esta parte del trabajo, se estableció un intervalo para la velocidad superficial de líquido ( $U_{SL}$ ) que varía entre 0.0001 m/s y 10 m/s, y para la velocidad superficial del gas ( $U_{SG}$ ), varía entre 0.001 m/s y 100 m/s. Este intervalo se seleccionó en función de los intervalos de operación reportados en la base de datos de flujo bifásico presentada por García *et al.* (2003). Como fluidos de operación se seleccionaron aire y agua. Las propiedades de cada fase fueron evaluadas a condiciones estándar 15 °C (60 °F) y 101325 Pa (1 atm). El diámetro de la tubería seleccionado fue de 0.0381 m.

Posteriormente se codificaron los diferentes modelos seleccionados, por medio de un programa de computación (Visual Basic y Fortran) para ser implantados en la hoja de cálculo (Excel), generando una rutina de cálculo que permite combinar una de las velocidades superficiales del líquido seleccionada con todo el intervalo de velocidades superficiales del gas. Esto genera una serie de predicciones de patrones de flujo para las diferentes combinaciones de velocidades superficiales.

Una forma para poder visualizar los aspectos comunes y no comunes entre los diferentes modelos, es mediante la realización de gráficos de puntos, donde se representa el comportamiento individual de cada uno de los modelos para diferentes intervalos de  $U_{SG}$  y  $U_{SL}$ . Debido a la existencia de un gran número de combinaciones de velocidades superficiales de gas y de líquido, se representa la velocidad superficial del gas 0.001; 0.01; 0.1; 1; 2; 4; 6; 8; 10; 20; 40; 60; 80 y 100 m/s y para diferentes valores de la velocidad superficial de líquido, que son de 0.0001; 0.001; 0.01; 0.1; 1 y de 10 m/s esta combinación de las velocidades superficiales arrojan la cantidad de 676 puntos en el mapa teórico de patrones de flujo. Para el ángulo de inclinación se tomaron cuatro valores positivos cercanos a la horizontal (1°; 5°; 10° y 15°) y cuatro valores negativos cercanos a la horizontal (-1°; -5°; -10° y -15°), además de la posición horizontal. A continuación se representan los mapas de patrones de flujo para cada modelo. Para el flujo ascendente se dice que la inclinación es positiva y cuando el flujo es descendente, la inclinación es negativa. Inicialmente se presentan los modelos mecanicista y luego los modelos de correlación seleccionados.

#### 4.1.1 Taitel y Dukler (1976):

El modelo mecanicista de Taitel y dukler (1976) tiene limitante en el ángulo de inclinación que está restringido entre -15° y 15°, en las siguientes gráficas se presentan

los mapas para los cuatro ángulos establecidos anteriormente, en flujo ascendente y flujo descendente. El mapa de patrones de flujo para la posición horizontal se presenta en la Figura (24), mientras que los mapas de flujo ascendente y descendente se presentan en la Figura (25) y la Figura (26) respectivamente.

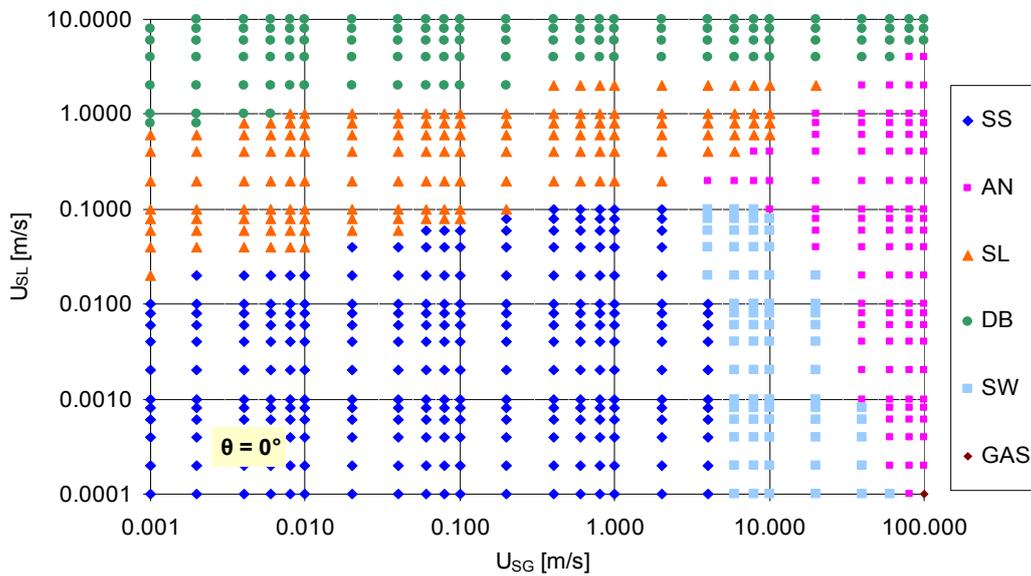


Figura (24): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Taitel y Dukler (1976) 0°

Para una inclinación de flujo ascendente de 1°, (ver la Figura (25)) se observa que el patrón estratificado liso casi desaparece del mapa, y el patrón de flujo tapón aumenta su dominio, es decir que el modelo es sensible a pequeños ángulos de inclinación. Al aumentar el ángulo de inclinación a 5° resulta que el patrón estratificado liso desaparece por completo y otra vez el flujo tapón predomina en el mapa de patrones.

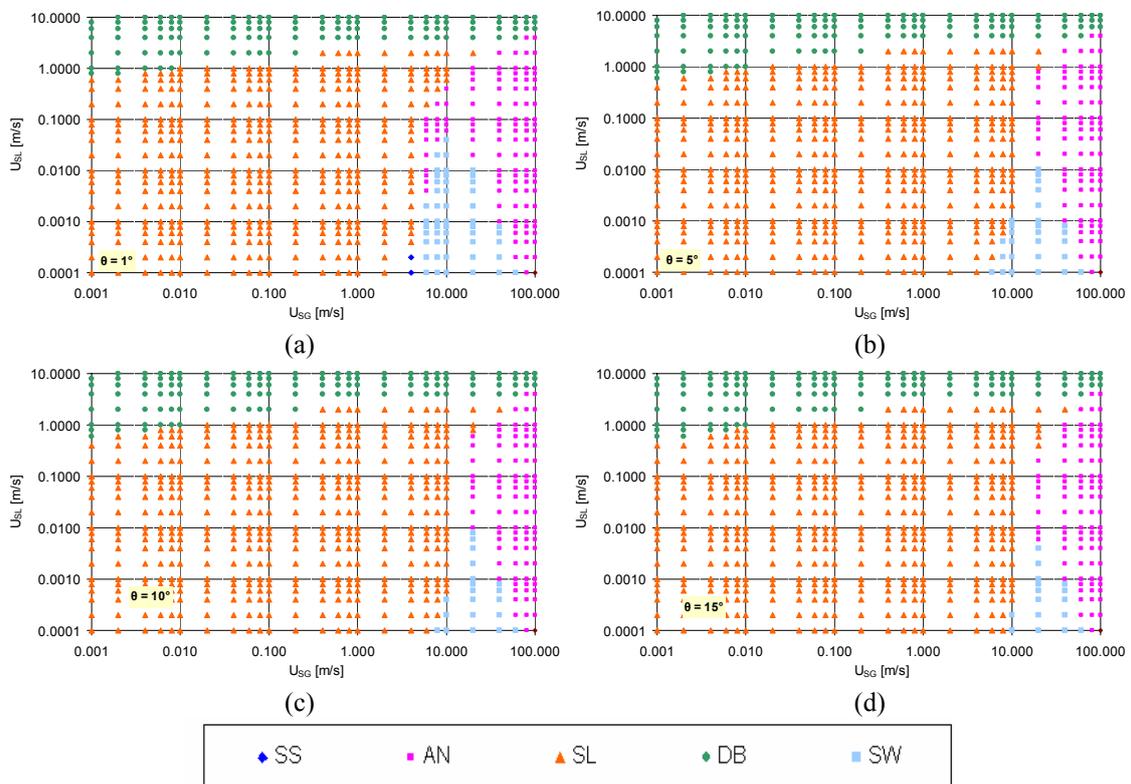
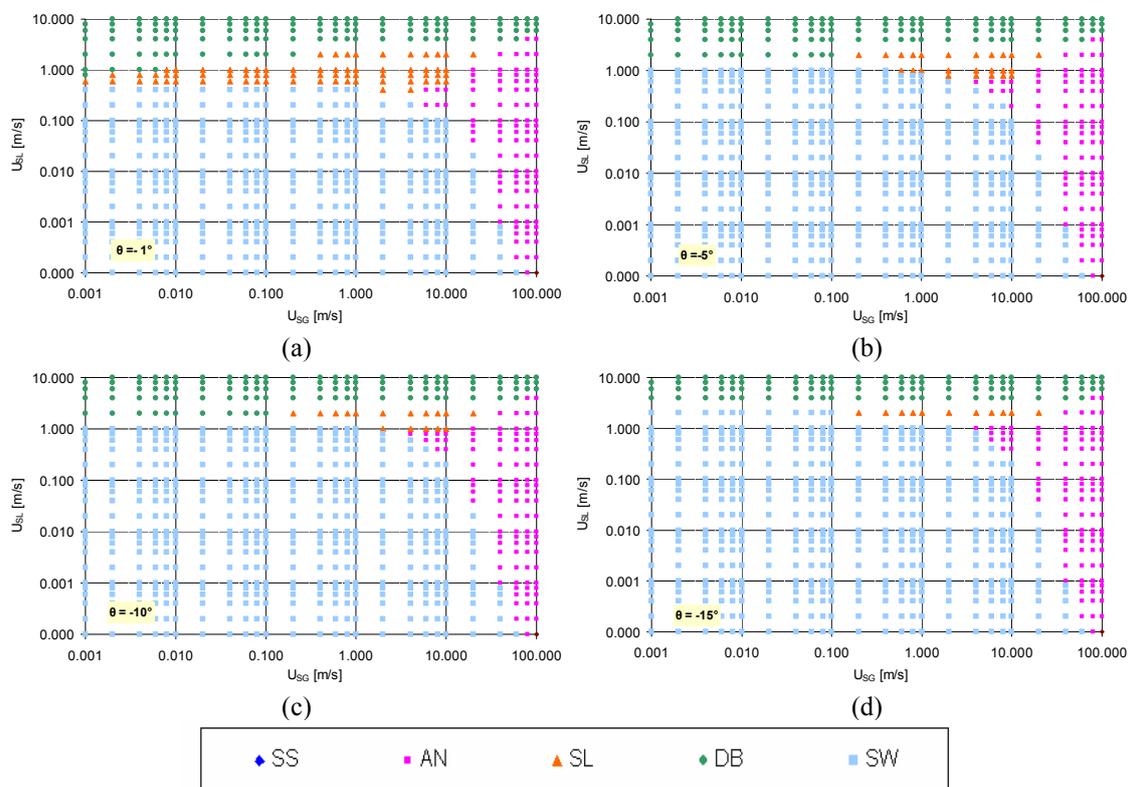


Figura (25): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Taitel y Dukler (1976) a: 1°, b: 5°, c: 10° y d: 15°

Para las inclinaciones  $10^\circ$  y  $15^\circ$  ya no se observan notables cambios en las zonas de los patrones de flujo, además se observa que una zona pequeña del patrón estratificado ondulado en todas las inclinaciones positivas seleccionadas, también se puede observar que las zonas de flujo anular y de flujo burbuja dispersa no están afectadas por las inclinaciones positivas (excepto de un  $1^\circ$ ), y los cambios importante ocurren en las zonas estratificada e intermitente (tapón).

Para las inclinaciones negativas el escenario en el mapa cambia drásticamente, la zona del flujo estratificado ondulado aumenta en forma considerable para una inclinación de  $(-1^\circ)$ , como se puede observar en la Figura (26), y para inclinaciones negativas de  $-5^\circ$  y más, la zona de estratificado ondulado ocupa la mayor parte de lo que era la zona de estatificado liso e intermitente en la posición horizontal, a partir de ese ángulo disminuye la zona de flujo intermitente (tapón). Sin embargo, las zonas de flujo burbuja dispersa y flujo anular tienen un leve cambio para los ángulos  $-5^\circ$ ;  $-10^\circ$  y  $-15^\circ$ .



**Figura (26):** Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Taitel y Dukler (1976) a:  $-1^\circ$ ; b:  $-5^\circ$ ; c:  $-10^\circ$  y d:  $-15^\circ$

Para las condiciones de velocidades superficiales y de propiedades de las fases establecidas en este estudio teórico, se expresa la variación de los patrones de flujo, mediante el porcentaje que representa cada uno de los patrones de flujo dentro del conjunto de puntos generados por la combinación de las velocidades superficiales. A continuación se presenta una tabla donde se presenta la variación del porcentaje para cada patrón de flujo y también para los diferentes ángulos de inclinación establecidos.

**Tabla (5): Variación del porcentaje de los patrones de flujo modelo Taitel & Dukler (1976)**

Ángulo de inclinación	SS	AN	SL	DB	SW
0	36,24	14,64	20,86	17,60	10,36
1	0,30	16,57	57,84	17,75	7,25
5	0,00	13,61	63,91	18,20	3,99
10	0,00	13,46	65,09	18,20	2,96
15	0,00	13,46	65,38	18,49	2,37
-1	0,00	14,50	10,36	17,46	57,40
-5	0,00	14,79	3,55	16,57	64,79
-10	0,00	14,94	2,37	16,57	65,83
-15	0,00	15,38	1,63	14,94	67,75

Con respecto a las velocidades superficiales, el patrón estratificado tiene un límite superior de velocidad superficial de líquido de 0.1 m/s para  $\theta = 0$ , una velocidad superficial no mayor que 1 m/s para las inclinaciones negativas, excepto para  $\theta = -15^\circ$ , donde el límite es 2 m/s.

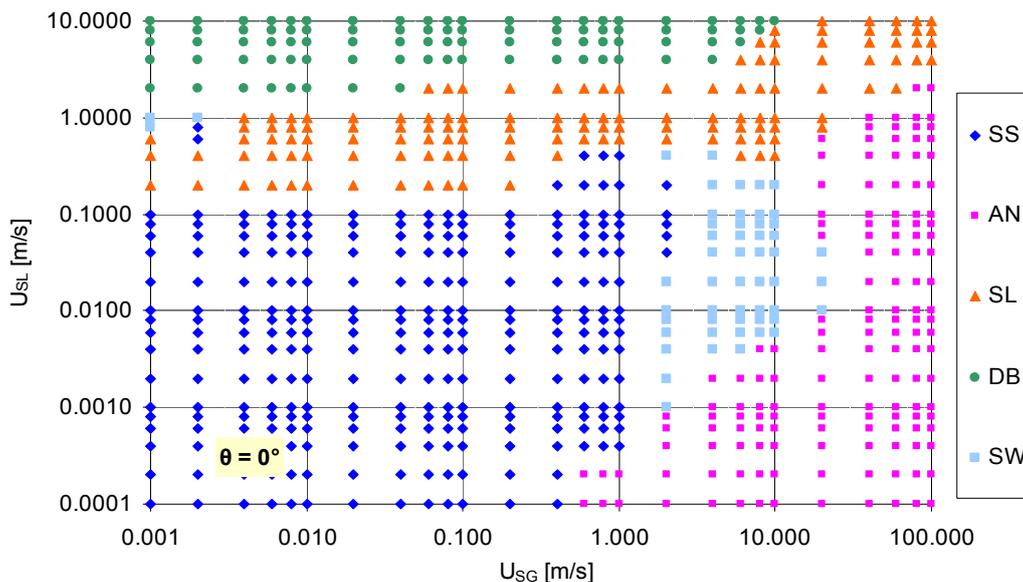
#### 4.1.2. Barnea (1987)

Barnea (1987) presenta su modelo para establecer criterios de transición entre los diferentes patrones de flujo, considerando las propiedades de los fluidos, el tamaño de la tubería y el ángulo de inclinación que varía desde -90 a 90 grados.

Para la transición de estratificado a no estratificado, Barnea (1987) utiliza la misma condición de Taitel y Dukler (1976) en su forma adimensional. Sin embargo, en el flujo descendente, las ondas pueden desarrollarse independientemente del esfuerzo cortante en la interfase dando lugar al criterio del número de Froude  $Fr$  (Barnea 1982b):

$$Fr = \frac{U_L}{\sqrt{g h_L}} > 1.5 \quad (41)$$

Esto genera una subdivisión diferente en la región de estratificado para una posición horizontal, como se puede observar en la Figura (27).



**Figura (27): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Barnea (1987) 0°**

A diferencia del mapa de Taitel y Dukler (1976) para flujo horizontal, la zona de flujo intermitente ocupa más zona en el mapa, y se observa también que la zona de burbuja dispersa no tiene frontera con la zona del flujo anular. El patrón estratificado liso ocupa un porcentaje del 39.05 % mientras que el estratificado ondulado sólo ocupa un 7.84 %. El patrón anular tiene un porcentaje de 21.15 %, el patrón intermitente ocupa el 19.23 % y el patrón burbuja dispersa el 12.72 %.

Un pequeño aumento del ángulo positivo genera una desaparición total de la zona de flujo estratificado del mapa (ver la Figura (28)), y el patrón dominante es el intermitente. El patrón anular también aumenta considerablemente en comparación con la posición horizontal. Sin embargo, el patrón burbuja dispersa se mantiene igual. Para una inclinación positiva de 5 grados, la zona anular disminuye levemente y la zona de burbuja dispersa se mantiene constante. El patrón intermitente aumenta levemente su zona en el mapa para una inclinación positiva de 15°, la zona anular se ve afectada de una manera ligera al aumentar el ángulo de inclinación positivo. Sin embargo, la frontera entre la zona de burbuja dispersa y la zona intermitente, se ha mantenido estable durante la variación de las inclinaciones positivas estudiadas como se puede ver en la Figura (28);

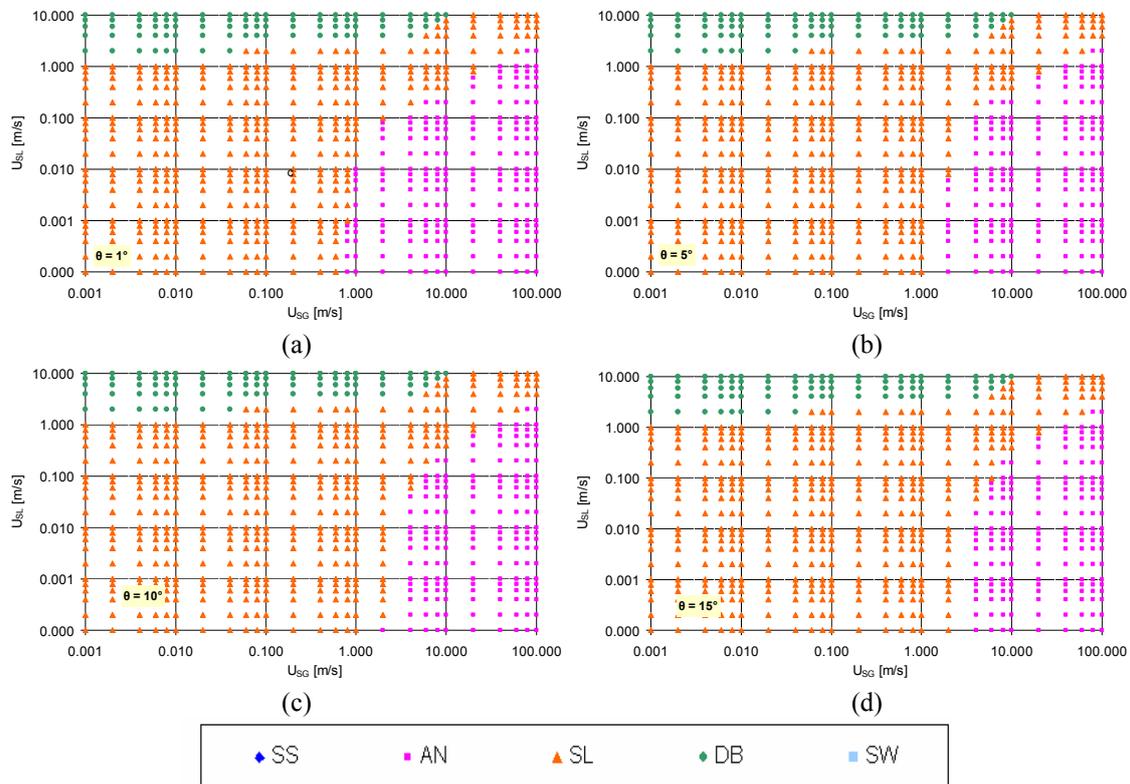


Figura (28): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Barnea (1987) a: 1°; b: 5°; c: 10° y d: 15°

Para las inclinaciones negativas se observa que el patrón de flujo estratificado en sus dos subdivisiones es el predominante en el mapa de patrones de flujo (ver la Figura (29)) El patrón anular ocupa el segundo lugar en el mapa de patrones de flujo. El patrón de burbuja dispersa no se ve afectado por la inclinación y mantiene su zona para los ángulos positivos y la horizontal. El patrón estratificado liso disminuye al aumentar negativamente la inclinación con respecto a la horizontal, por el contrario, el patrón estratificado ondulado aumenta su zona. El patrón intermitente se reduce al aumentar la inclinación negativa. El patrón anular es más estable y crece ligeramente para los ángulos negativos.

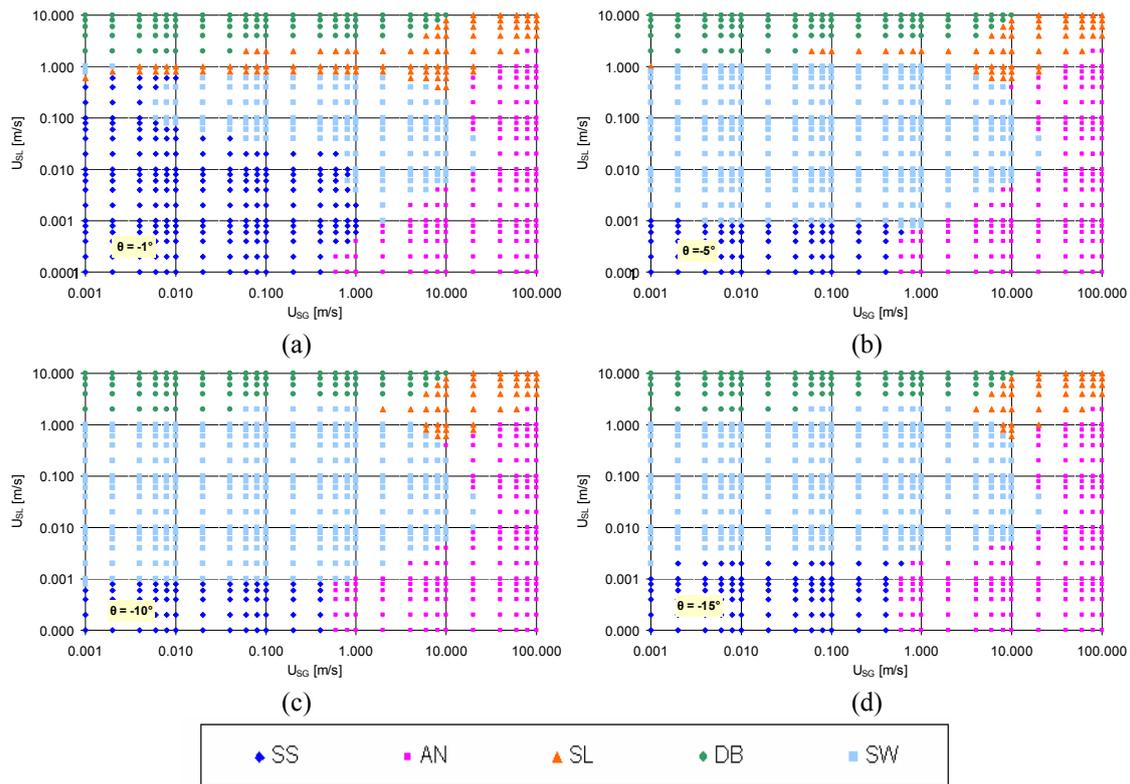


Figura (29): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Barnea (1987) a:  $-1^\circ$ ; b:  $-5^\circ$ ; c:  $-10^\circ$  y d:  $-15^\circ$

La variación del porcentaje que representa cada uno de los patrones de flujo dentro del grupo de puntos, se representa en la tabla siguiente:

Tabla (6): Variación del porcentaje de los patrones de flujo del modelo Barnea (1987)

Ángulo de inclinación	SS	AN	SL	DB	SW
0	39,05	21,15	19,23	12,72	7,84
1	0,00	30,03	57,25	12,72	0,00
5	0,00	26,78	60,50	12,72	0,00
10	0,00	25,00	62,28	12,72	0,00
15	0,00	24,56	62,72	12,72	0,00
-1	31,21	21,30	13,31	12,72	21,45
-5	10,06	22,19	8,28	12,72	46,75
-10	9,47	22,93	6,51	12,72	48,37
-15	13,46	23,82	5,77	12,72	44,23

Es notable que el patrón de flujo estratificado desaparece totalmente para las inclinaciones positivas. Para las inclinaciones negativas se resalta la relación entre las subdivisiones del patrón estratificado; para pequeños ángulos positivos el estratificado liso tiene un porcentaje mayor que el ondulado; sin embargo, a medida que el ángulo aumenta disminuye el porcentaje del patrón liso y crece el porcentaje del patrón ondulado. El patrón burbuja dispersa mantiene su porcentaje para todas las inclinaciones incluso la posición horizontal.

En el mapa de patrones de flujo usando el modelo de Barnea (1987), se observa que el patrón estratificado tiene fronteras designadas por las velocidades superficiales. Para la velocidad superficial del líquido que tiene frontera a una velocidad de 1 m/s,

para todas las inclinaciones negativas y la horizontal, mientras para el gas no existirá el patrón estratificado después de una velocidad superficial de gas mayor a 20 m/s, sabiendo que el flujo estratificado no tiene lugar para los ángulos positivos en este modelo. El patrón intermitente comienza a desarrollarse a partir de la zona de estratificado en la posición horizontal, con una velocidad superficial de líquido mayor a 0.1 m/s hasta una velocidad de 1 m/s, formando una franja que extiende en todo el intervalo de velocidad superficial de gas, de esta manera el patrón intermitente rodea al patrón de burbuja, el cual se desarrolla a partir de una velocidad superficial de líquido de 1 m/s, y desaparece para una velocidad superficial de gas mayor a 10 m/s para todos los ángulos establecidos en este estudio. El patrón intermitente se vuelve dominante para ángulos de inclinaciones positivas y ocupa totalmente la zona del flujo estratificado en comparación con la posición horizontal, por el contrario, para ángulos negativos, el patrón estratificado ocupa casi toda la zona del patrón intermitente.

#### 4.1.3. Xiao *et al.* (1990)

Xiao *et al.* (1990) establecen su modelo en base al modelo original del Taitel y Dukler (1976), con algunas modificaciones, como identificar las regiones en el patrón estratificado. También este modelo está restringido por los valores de ángulo que tiene valor  $-15^\circ$  y  $15^\circ$  incluyendo el  $0^\circ$ . Como comienzo para la comparación entre las diferentes inclinaciones, se presenta en la Figura (30) el mapa de patrones de flujo para la posición horizontal.

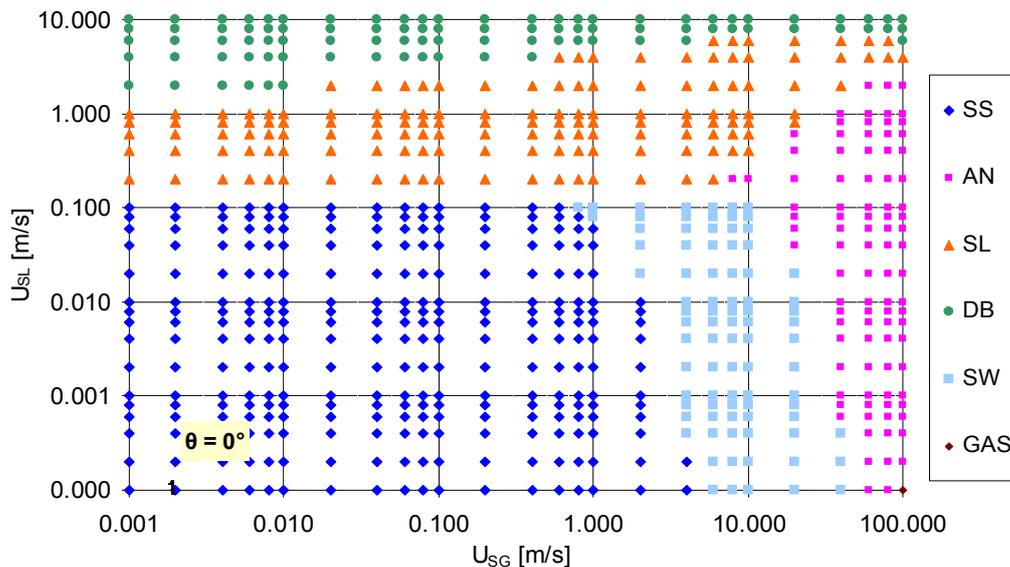
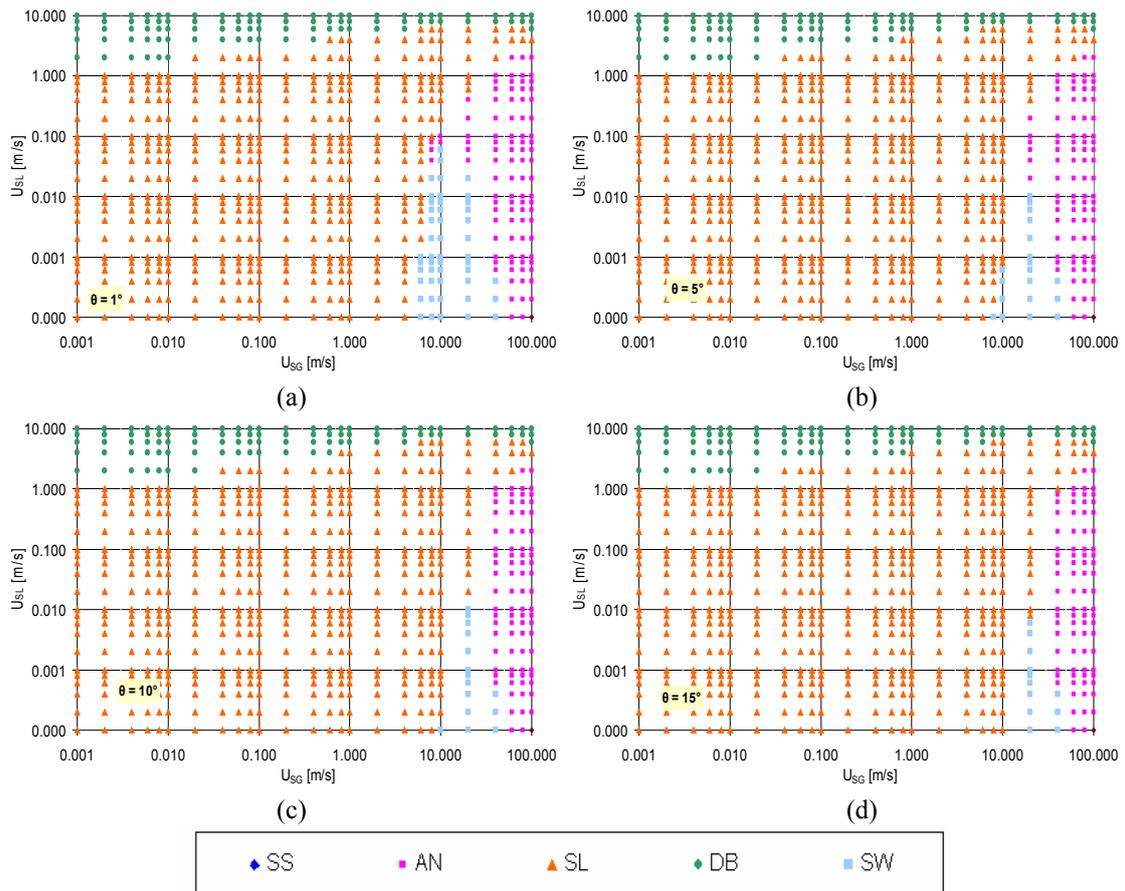


Figura (30): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Xiao *et al.*(1990)  $0^\circ$

Se observa en el mapa anterior que el límite superior del patrón estratificado en sus dos clases es 0.1 m/s de velocidad superficial del líquido, también se observa una disminución en la zona de burbuja dispersa en comparación con el modelo de Taitel y Dukler (1976). Para las inclinaciones positivas el patrón intermitente es el dominante en el mapa de patrones de flujo, el patrón estratificado liso desaparece, mientras que el ondulado se reduce de forma muy significativa hacia la frontera con el patrón anular y solamente existe para bajas velocidades superficiales de líquido. A medida que aumenta la inclinación positiva aumentan los puntos del patrón intermitente y se reduce el patrón estratificado ondulado, como se puede apreciar en la Figura (31);



**Figura (31):** Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Xiao *et al.* (1990) a: 1°; b: 5°; c: 10° y d: 15°

Para ángulos negativos, a medida que aumenta la inclinación negativa aumenta la zona del patrón estratificado ondulado. Al mismo tiempo el patrón estratificado liso disminuye. Cabe destacar, que el porcentaje del patrón estratificado en sus dos clases varía desde 60 % hasta el 68.64% para las inclinaciones negativas. El patrón burbuja dispersa no cambia significativamente con la variación de la inclinación. En la Figura (32) se presentan los mapas de patrones de flujo para los ángulos negativos estudiados.

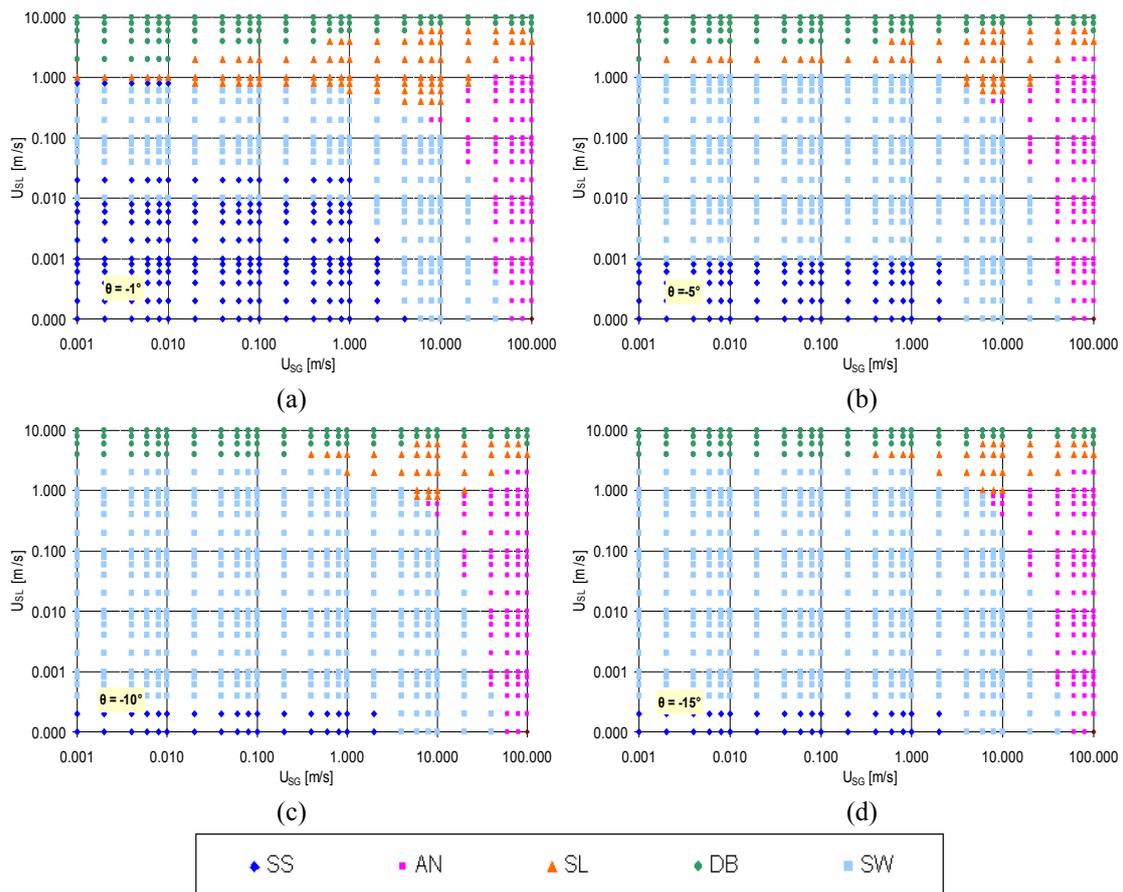


Figura (32): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Xiao *et al.* (1990) a:  $-1^\circ$ ; b:  $-5^\circ$ ; c:  $-10^\circ$  y d:  $-15^\circ$

El porcentaje que representa cada patrón de flujo, dentro del intervalo de velocidades superficiales establecido, se muestra en la Tabla (7):

Tabla (7): Variación del porcentaje de los patrones de flujo del modelo Xiao *et al.* (1990)

Ángulo de inclinación	SS	AN	SL	DB	SW
0	39,35	13,61	21,01	13,31	12,57
1	0,00	13,91	65,68	13,31	6,95
5	0,00	13,02	70,41	13,61	2,81
10	0,00	12,13	71,89	13,61	2,22
15	0,00	11,98	72,19	13,91	1,78
-1	28,11	13,61	12,57	13,31	32,25
-5	12,57	13,61	8,14	12,57	52,96
-10	5,03	13,91	5,33	12,28	63,31
-15	5,03	14,35	4,59	12,28	63,61

Los patrones burbuja dispersa y anular tienen un porcentaje similar, que varía ligeramente para las diferentes inclinaciones establecidas.

#### 4.1.4. Petalas y Aziz (1998)

En el modelo mecanicista de Petalas y Aziz (1998) se presentan varias subregiones para los diferentes patrones de flujo; por ejemplo, el flujo intermitente se divide en burbuja alargada para bajo caudales de gas y medianos caudales de líquido, y pasa a flujo tapón para caudales intermedios y el patrón espuma, que es como una transición entre el flujo estratificado, burbuja dispersa o intermitente y el patrón anular. En el mapa de patrones de flujo para la horizontal (ver la Figura (33)), se presentan todos los patrones y subregiones que predice este modelo.

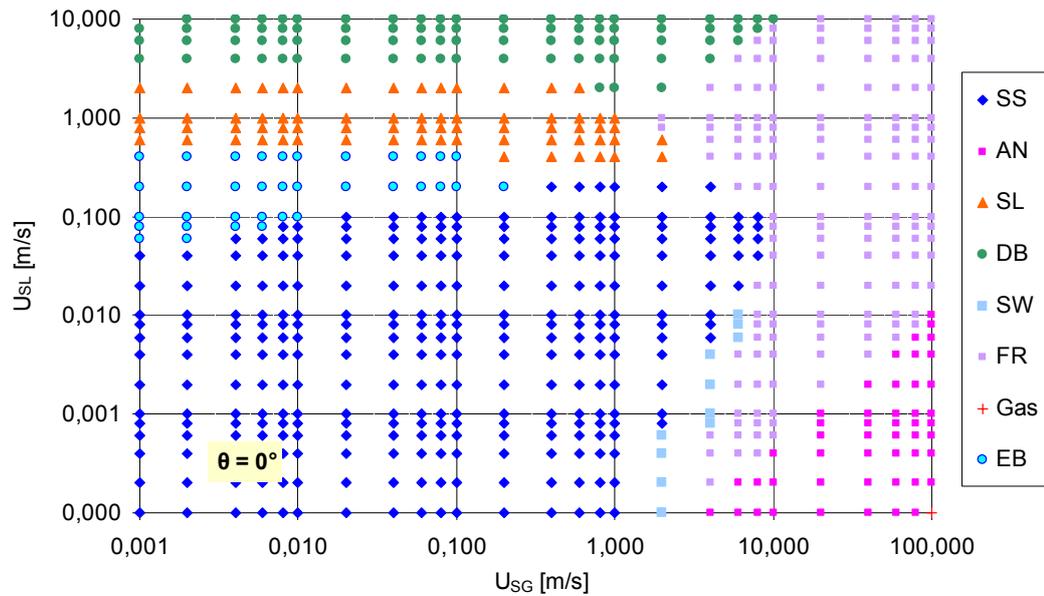


Figura (33): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Petalas y Aziz (1998)  $0^\circ$

La variación de la inclinación positiva de la tubería afecta de forma muy significativa al patrón estratificado, ya que desaparece por completo, y se ocupa su zona el patrón burbuja alargada y tapón como se observa en la Figura (34). Se observa que el patrón tapón y el flujo burbuja alargada se mantiene constante. El patrón espuma disminuye levemente a medida que incrementa la inclinación. La zona del patrón flujo burbuja dispersa se mantiene constante en el mapa para todas las inclinaciones positivas seleccionadas.

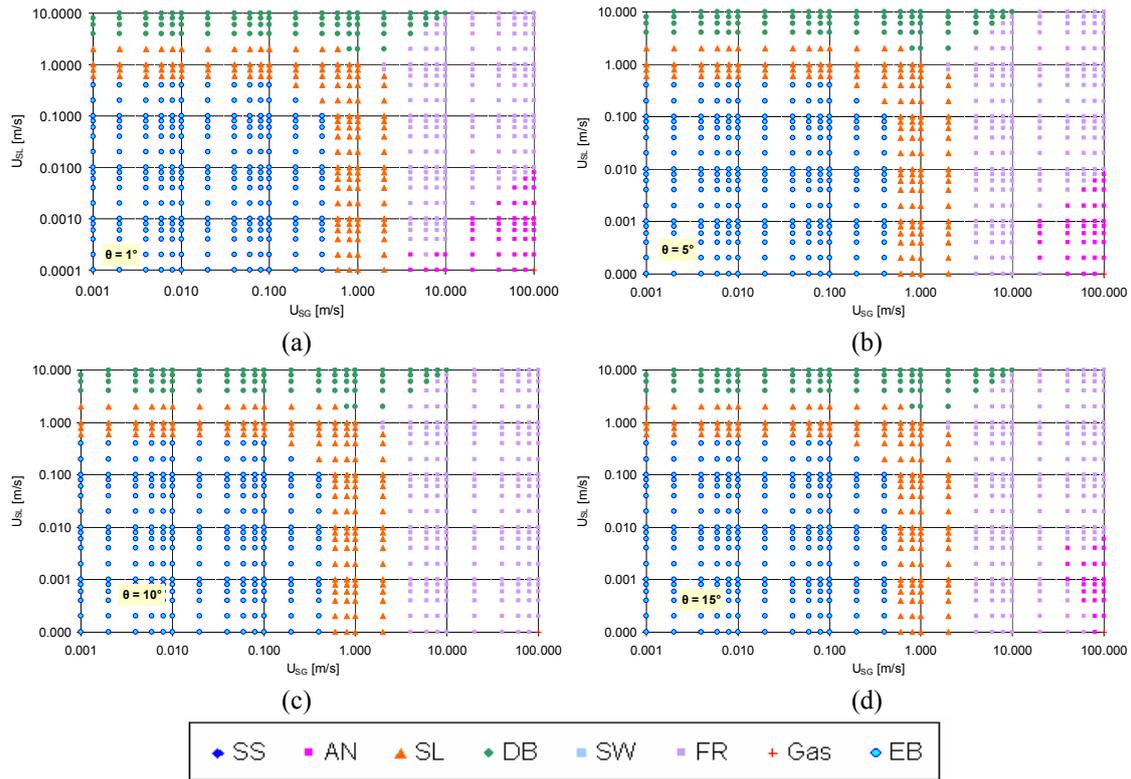


Figura (34): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Petalas y Aziz (1998) a: 1°; b: 5°; c: 10° y d: 15°

En el caso de las inclinaciones negativas, la zona predominante en el mapa es del flujo estratificado liso, con pocos puntos del estratificado ondulado. La zona burbuja dispersa se mantiene igual para todas las inclinaciones seleccionadas como se presenta en la Figura (35).

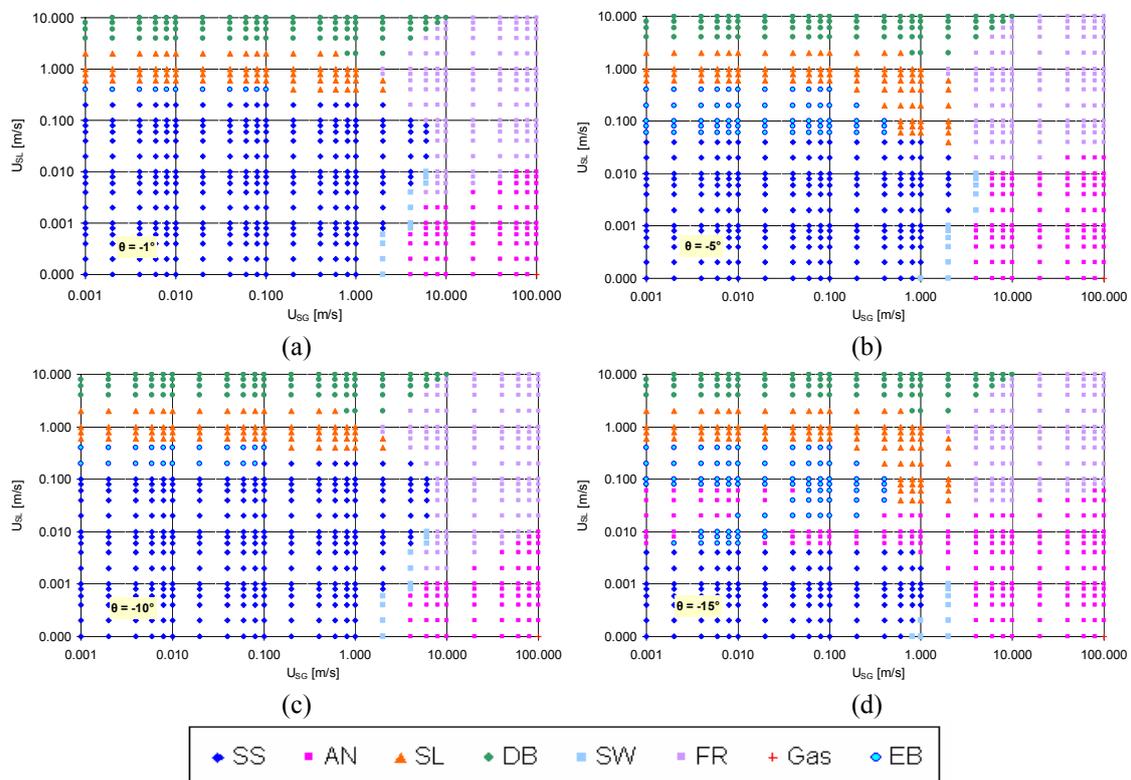


Figura (35): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Petalas y Aziz (1998) a: -1°; b: -5°; c: -10° y d: -15°

Los patrones tapón y burbuja alargada se presentan para todas las inclinaciones negativas. En la Figura (35) para la inclinación de  $-15^\circ$  se observa la presencia de algunos puntos de patrón anular en la zona de flujo estratificado para pequeñas velocidades de líquido.

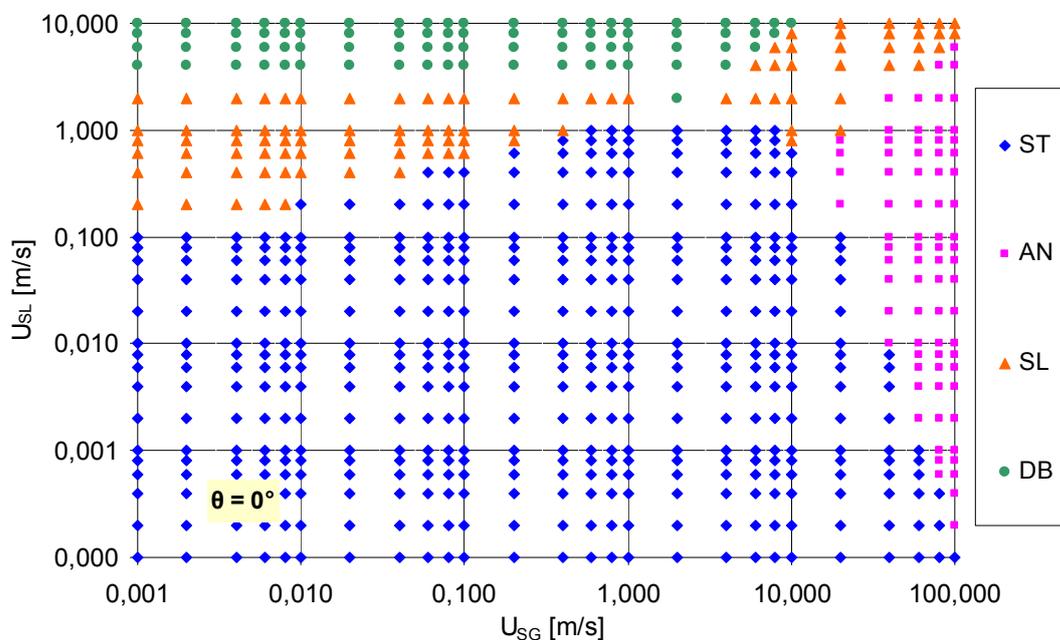
Los porcentajes que presenta cada patrón para las diferentes inclinaciones, se muestran en la Tabla (8).

**Tabla (8): Variación del porcentaje de los patrones de flujo modelo Petalas y Aziz (1998)**

Ángulo de inclinación	SS	AN	SL	DB	SW	EB	Espuma
0	41,272	7,101	10,207	11,83	1,627	5,178	22,49
1	0,00	6,80	20,41	11,83	0,00	34,17	26,48
5	0,00	5,62	20,41	11,83	0,00	34,17	27,66
10	0,00	0,00	20,41	11,83	0,00	34,17	33,284
15	0,00	3,55	20,41	11,83	0,00	34,17	29,734
-1	43,93	10,95	10,21	11,83	1,63	1,63	1,627
-5	31,51	14,35	12,87	11,83	1,78	9,17	18,195
-10	42,75	9,76	10,21	11,83	1,63	3,11	20,414
-15	18,34	26,33	13,31	11,83	1,33	12,13	16,420

#### 4.1.5. Ouyang (1998)

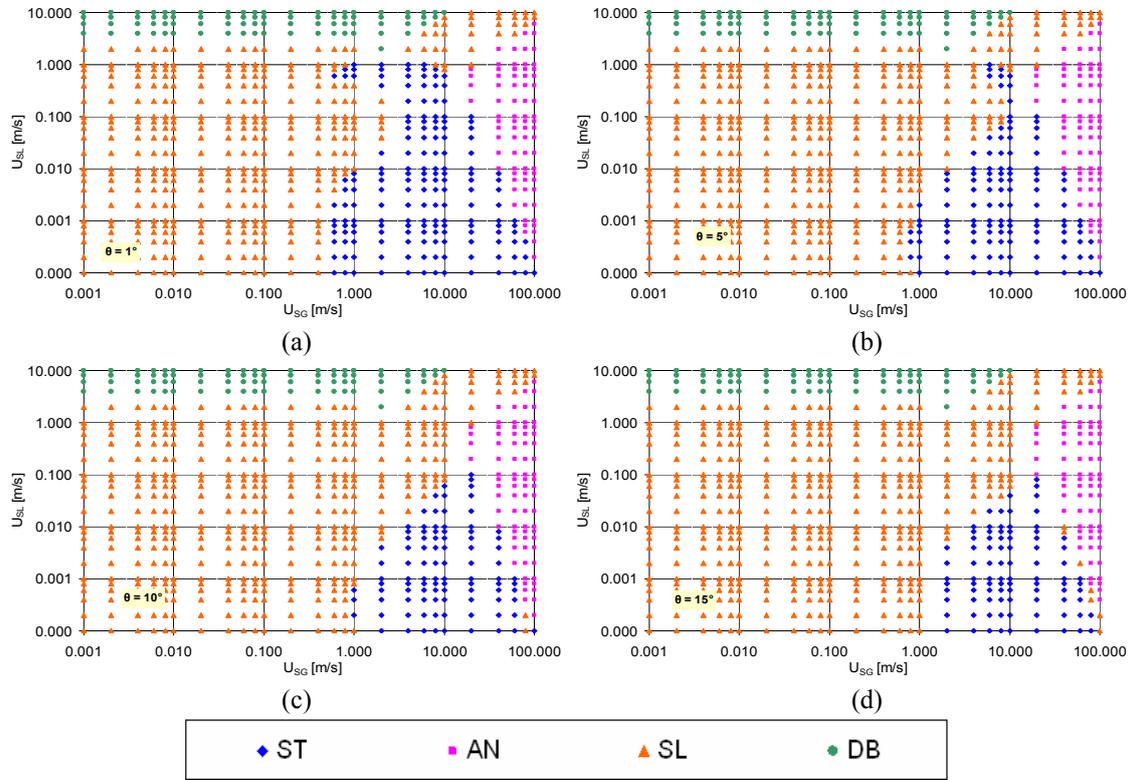
El mapa de patrones de flujo Ouyang (1998) no presenta las subdivisiones de flujo estratificado liso o flujo estratificado ondulado. El mapa de patrones de flujo de este modelo para la posición horizontal se presenta en la Figura (36).



**Figura (36): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Ouyang (1998)  $0^\circ$**

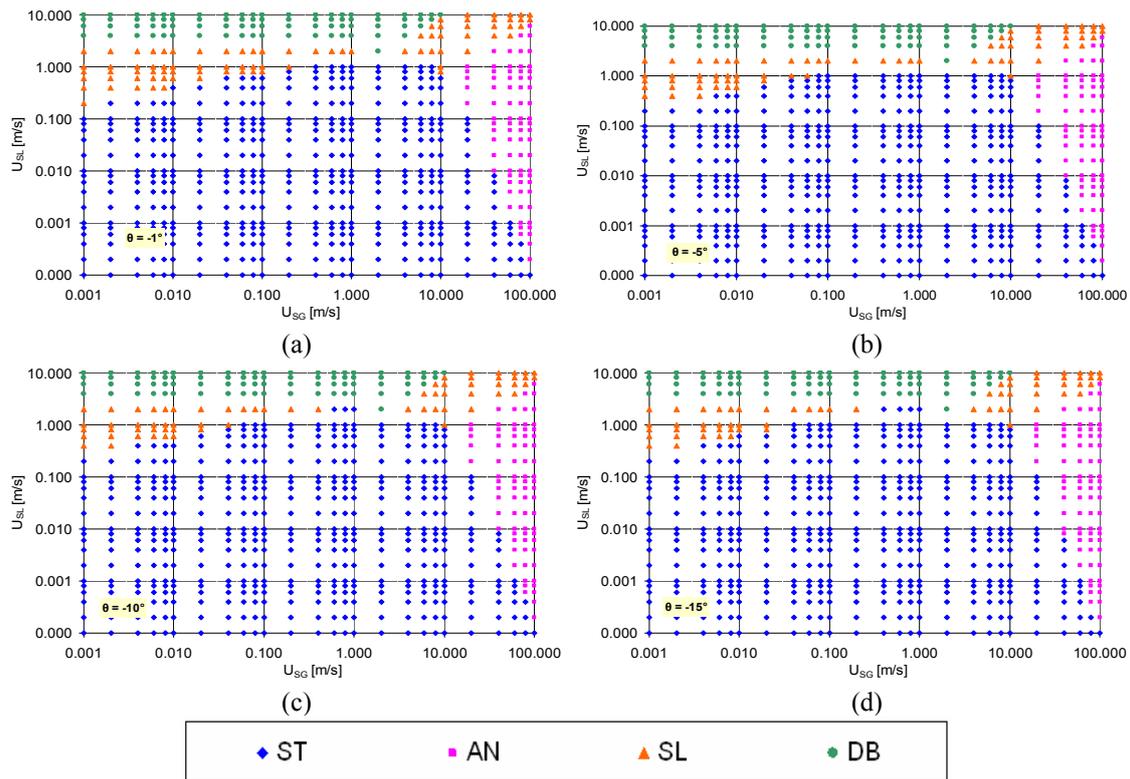
Para las inclinaciones positivas, los mapas de patrones de flujo se presentan en la Figura (37). El patrón de flujo intermitente también ocupa casi toda la zona estratificada con respecto a la posición horizontal. Sin embargo, el patrón estatificado no se elimina por completo como en el caso de algunos mapas, sino que aparece como

una zona de transición entre en el patrón intermitente y el patrón anular. La zona de burbuja dispersa se mantiene constante a pesar de la variación de la inclinación de la tubería. El patrón anular tiene una tendencia similar a la del patrón burbuja dispersa, pero tiene una variación muy ligera con respecto a la inclinación.



**Figura (37):** Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Ouyang (1998) a: 1°; b: 5°; c: 10° y d: 15°

Los mapas de patrones de flujo para ángulos negativos se muestran en la Figura (38). Para las inclinaciones negativas el comportamiento del modelo es similar a los modelos anteriores, donde el patrón estratificado es el dominante dentro del mapa de patrones de flujo.



**Figura (38):** Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Ouyang (1998) a:  $-1^\circ$ ; b:  $-5^\circ$ ; c:  $-10^\circ$  y d:  $-15^\circ$

Lo que caracteriza a este modelo es que no hay variaciones notables en las zonas de patrones a medida que aumenta la inclinación negativa.

En la Tabla (9) se observa el porcentaje de la variación de cada patrón para diferentes inclinaciones y la horizontal:

**Tabla (9):** Variación del porcentaje de los patrones de flujo modelo Ouyang (1998)

Ángulo de inclinación	ST	AN	SL	DB
0	63,02	11,09	14,20	11,69
1	24,41	11,09	52,81	11,69
5	17,75	11,09	59,47	11,69
10	13,91	11,24	63,17	11,69
15	13,02	10,65	64,64	11,69
-1	64,94	11,24	12,13	11,69
-5	66,72	11,24	10,36	11,69
-10	67,46	11,24	9,62	11,69
-15	67,60	11,54	9,17	11,69

La variación en el porcentaje, es notable para las inclinaciones positivas, especialmente para el patrón estratificado, también hay variación en el porcentaje del patrón intermitente (tapón) para las inclinaciones negativas. El porcentaje del patrón burbuja dispersa se mantiene constante para todas las inclinaciones incluso para la horizontal.

## 4.2 MAPAS DE PATRONES DE FLUJO DE MODELOS DE CORRELACIÓN

### 4.2.1. Mandhane *et al.* (1974)

EL modelo de Mandhane *et al.* (1974) es un modelo basado en un estudio experimental para tuberías horizontales, por esta razón sólo se estudiará el caso de la horizontal. El mapa de patrones de flujo se presenta en la Figura (39):

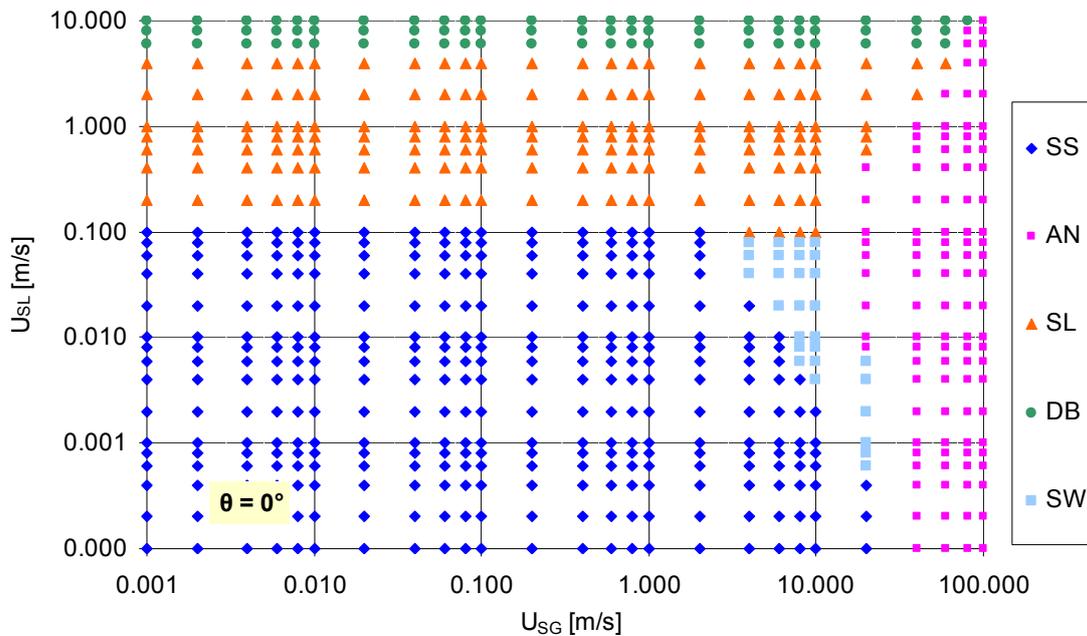
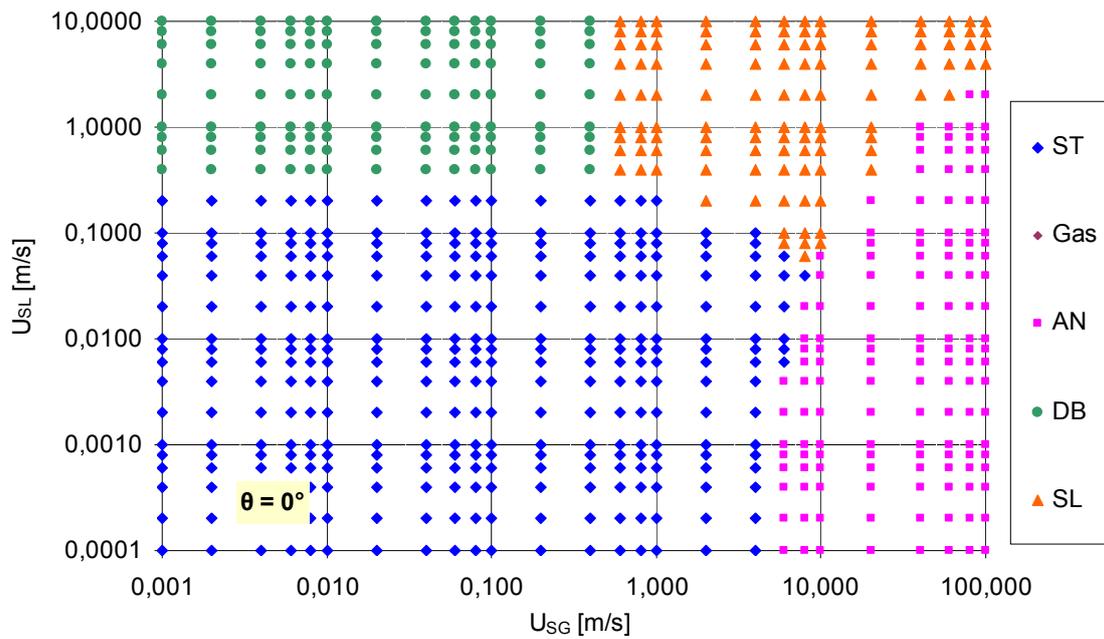


Figura (39): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Mandhane *et al.* (1974) 0°

Como se puede observar en la figura anterior, las fronteras entre las zonas de los patrones de flujo estratificado liso, flujo intermitente y burbuja dispersa están definidas por la velocidad superficial del líquido, mientras que la frontera entre el flujo estratificado liso y el estratificado ondulado está definida por la velocidad superficial del gas, al igual que la frontera entre el flujo estratificado ondulado y el flujo anular, mientras que la frontera entre el flujo intermitente y el flujo anular está sujeta a ambas velocidades superficiales.

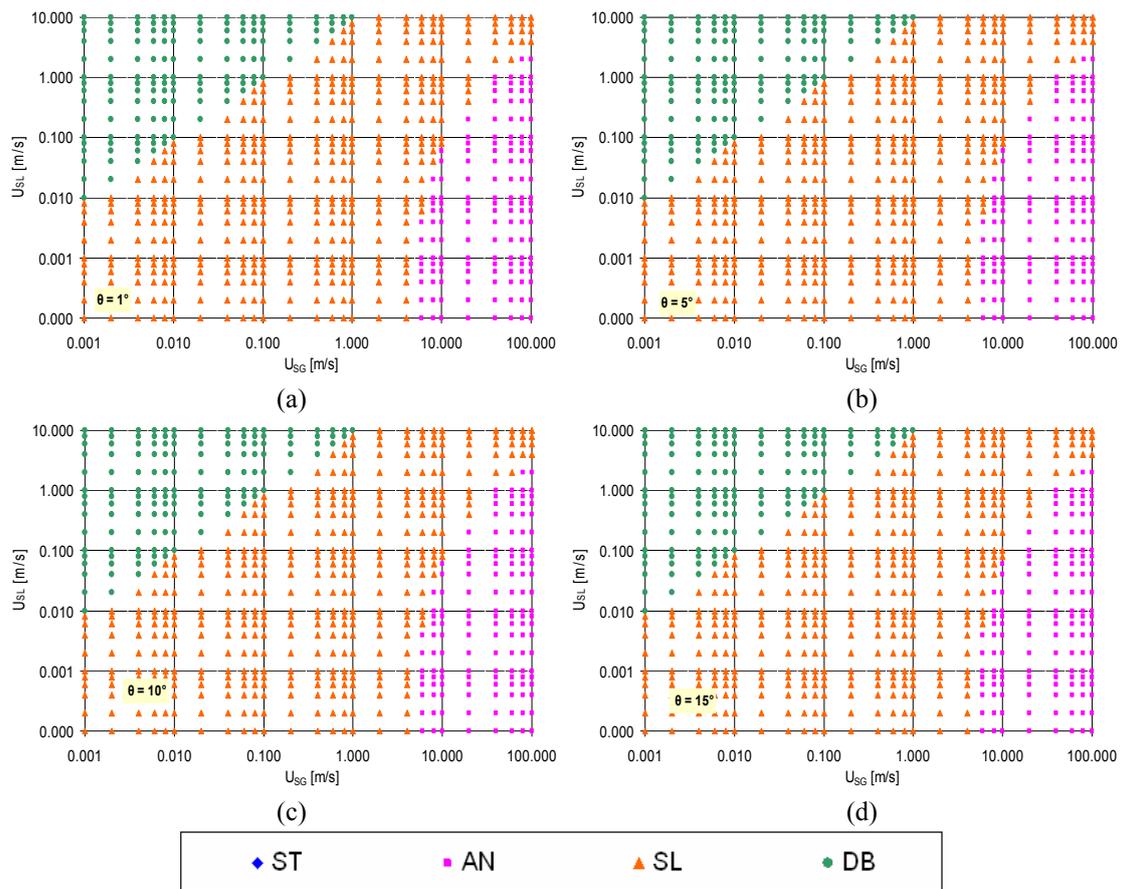
### 4.2.2. Mukherjee y Brill (1985)

El modelo de correlación presentado por Mukherjee y Brill (1985) es aplicable para diferentes inclinaciones de la tubería. El mapa de patrones de flujo de Mukherjee y Brill (1985) para tuberías horizontales se muestra en la Figura (40).



**Figura (40): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Mukherjee y Brill (1985)  $0^\circ$**

Las fronteras de la zona del patrón de flujo burbuja dispersa (patrón burbuja, por Mukherjee y Brill, 1985) están limitadas con la zona de flujo estratificado por una línea de velocidades superficiales de líquido, mientras que con la zona de flujo intermitente una línea de velocidades superficiales de gas. Se observa que el patrón intermitente está confinado en una zona arriba a la derecha del mapa de patrones. Para una inclinación positiva el patrón estratificado desaparece por completo, y los patrones intermitente, burbuja y anular ocupan el mapa de patrones. Las zonas de los patrones de flujo en el mapa son constantes para todas las inclinaciones positivas seleccionadas; como se puede observar en la Figura (41) existe una línea diagonal de velocidades superficiales de gas y de líquido, que separa la zona de flujo intermitente de la zona burbuja.



**Figura (41):** Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Mukherjee y Brill (1985) a: 1°; b: 5°; c: 10° y d: 15°

Para las inclinaciones negativas las zonas comienzan a tener una variación en tamaño comparando con las zonas de la horizontal y varían más a medida que se aumenta la inclinación. Sin embargo, el patrón anular se mantiene constante. La zona del patrón estratificado aumenta a cuenta de la disminución de las zonas de los patrones intermitente y burbuja. Como se puede observar en la Figura (42).

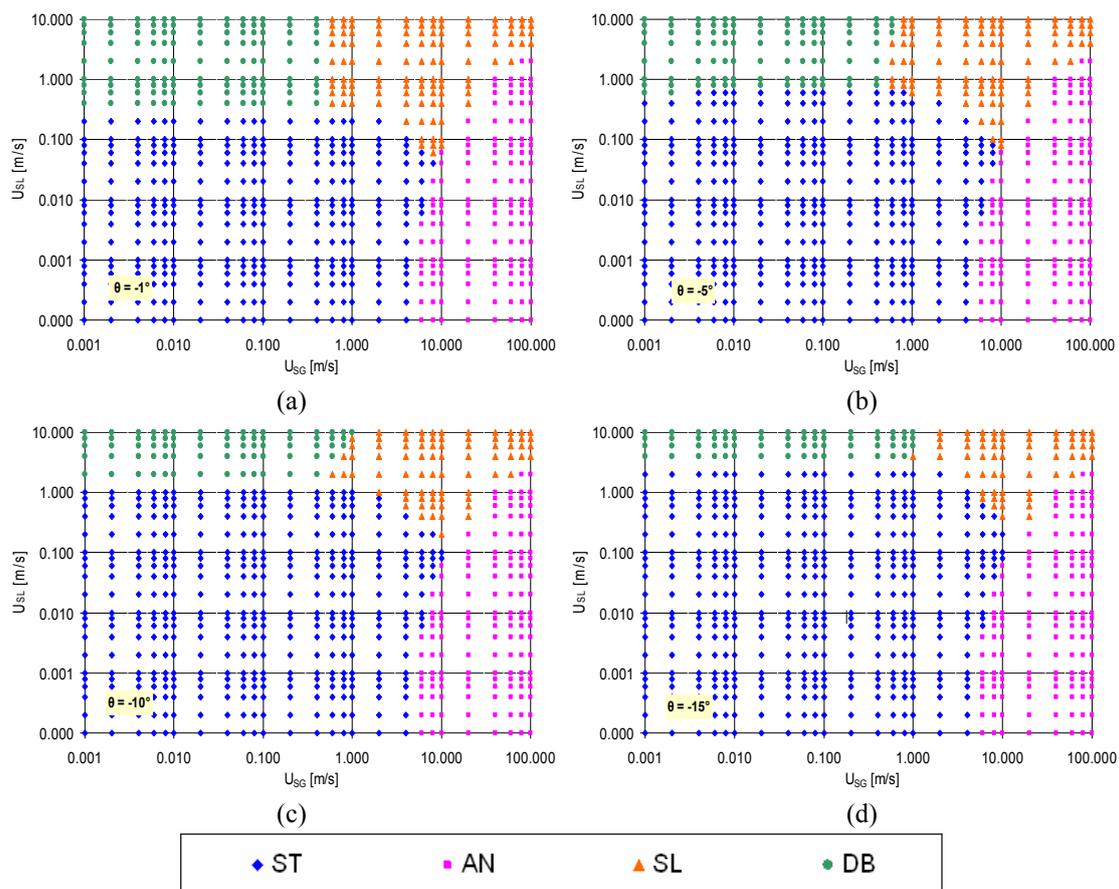


Figura (42): Mapa de patrones de flujo teórico del modelo de Mukherjee y Brill (1985) a:  $-1^\circ$ ; b:  $-5^\circ$ ; c:  $-10^\circ$  y d:  $-15^\circ$

Las variaciones en las zonas de los patrones de flujo en el mapa de patrones, se puede apreciar al ver la variación del porcentaje que conforma cada uno de los patrones, y para todas las inclinaciones establecidas, como muestra en la Tabla (10).

Tabla (10): Variación del porcentaje de los patrones de flujo modelo Mukherjee y Brill (1985)

Ángulo de inclinación	ST	AN	SL	DB
0	46,01	20,27	16,42	17,31
1	0,00	20,27	59,62	20,12
5	0,00	20,27	59,62	20,12
10	0,00	20,27	59,62	20,12
15	0,00	20,27	59,62	20,12
-1	46,15	20,27	16,27	17,31
-5	51,33	20,27	14,20	14,20
-10	57,69	20,27	11,24	10,80
-15	61,39	20,27	9,02	9,32

Después de trazar los mapas de patrones de flujo para los modelos seleccionados, y observar la relación entre la variación de los patrones y la variación de la inclinación, en el próximo capítulo se realiza un estudio experimental de los patrones de flujo y se generan los mapas de patrones de flujo usando los modelos seleccionados utilizando como base los datos experimentales.

---

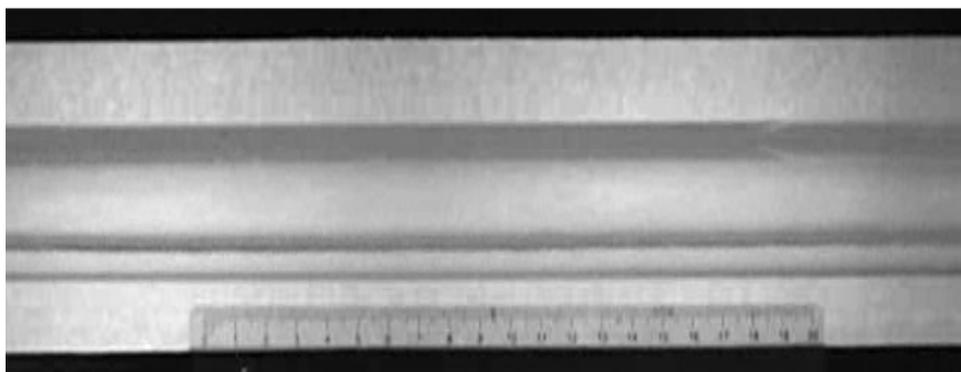
---

## CAPÍTULO V: ESTUDIO EXPERIMENTAL

La identificación de los patrones de flujo es un juicio que está sujeto al criterio del investigador observador del comportamiento las dos fases (gaseosa y líquida) que viajan simultáneamente en la tubería. Sin embargo, en esta investigación se aplica la denominación más usada por los investigadores en el área como Taitel y Dukler (1976); Shoham (1982); Barnea (1985), entre otros. Los patrones de flujo se dividen en cuatro categorías principales: Flujo Estratificado, Flujo Intermitente, Flujo Anular y Flujo Burbuja Dispersa, donde cada uno de los patrones principales se ramifica en clases secundarias como se observan a continuación:

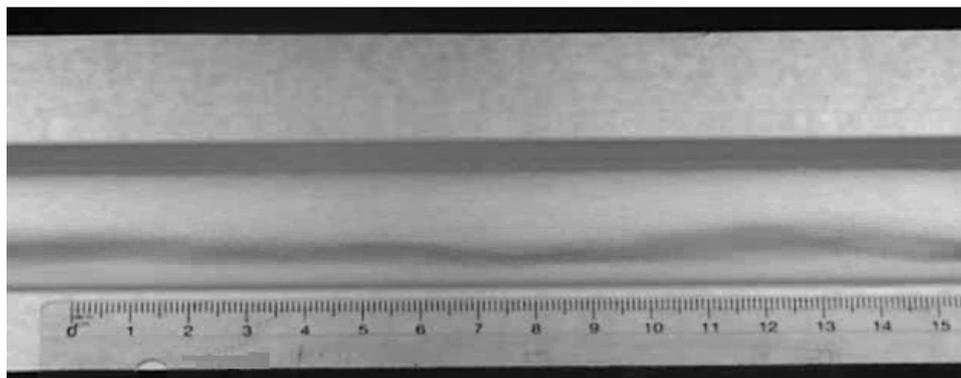
### 1. Flujo Estratificado (ST):

- Estratificado liso (SS) como se puede ver en la Figura (43).



**Figura (43): Flujo estratificado liso**

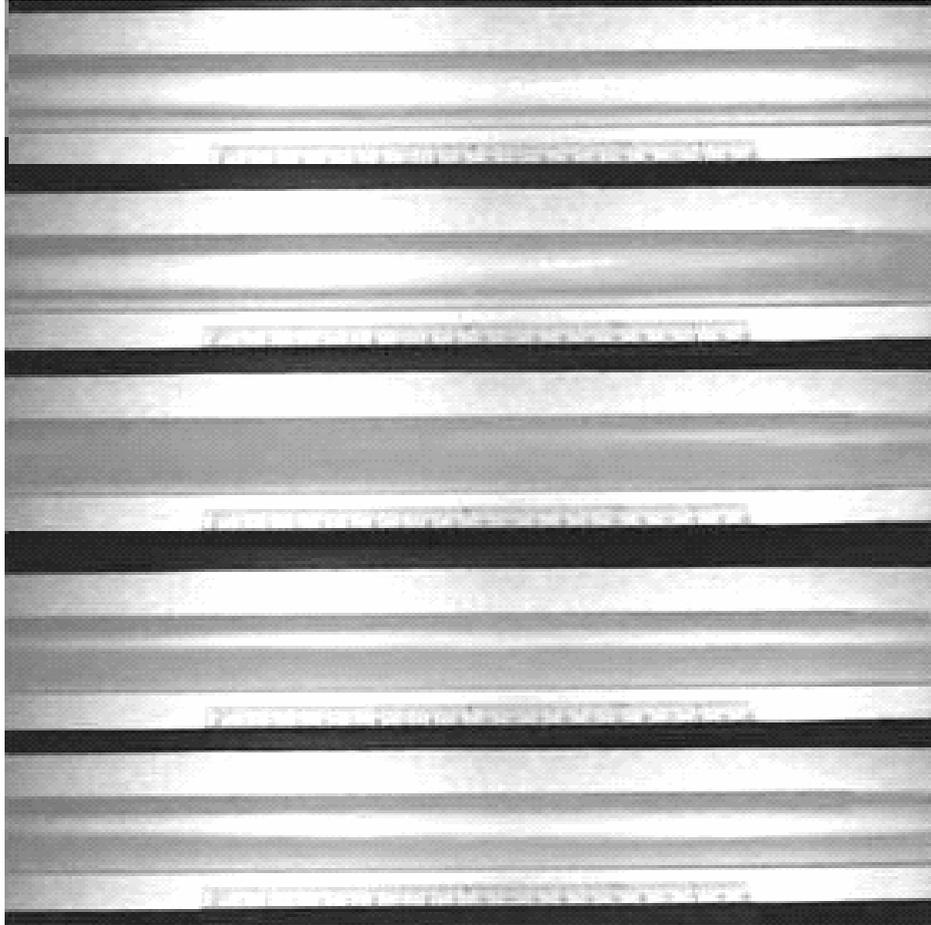
- Estratificado ondulado (SW), como se muestra en la Figura (44).



**Figura (44): Flujo estratificado ondulado**

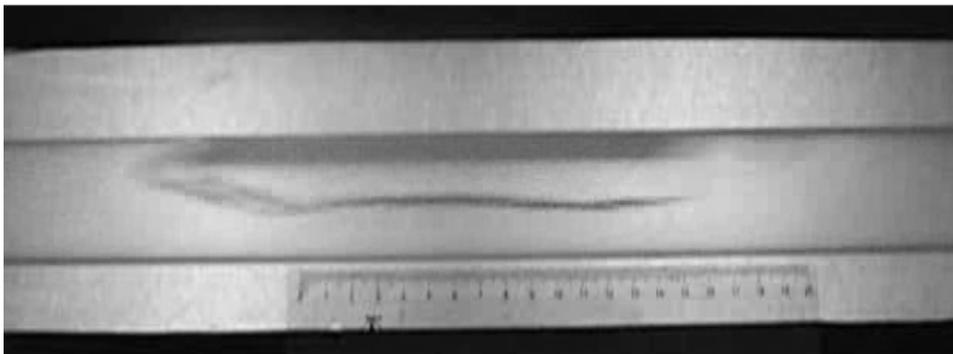
### 2. Flujo Intermitente (I):

- Flujo Tapón (SL), como se muestra en la Figura (45).



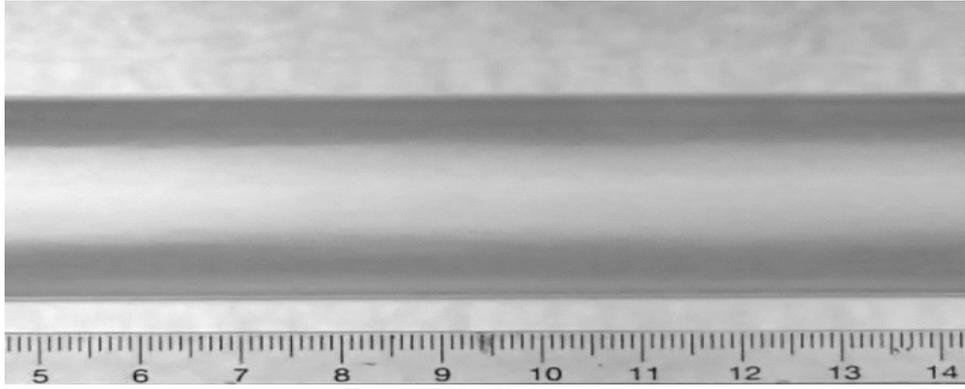
**Figura (45): Flujo tapón**

- Burbuja alargada (EB), como se puede ver en la Figura (46)



**Figura (46): Flujo burbuja alargada**

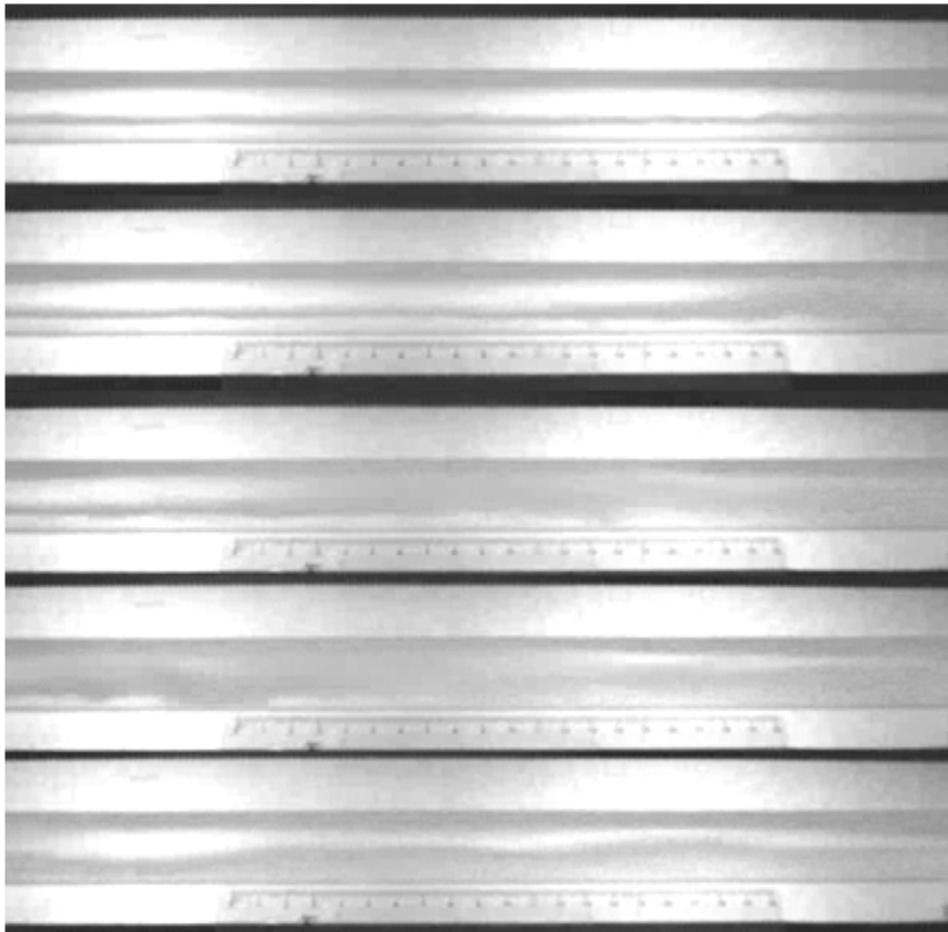
3. Flujo Anular (AN), como se muestra en la Figura (47).



**Figura (47): Flujo anular**

#### 4. El Flujo Burbuja Dispersa (DB).

En el caso de una configuración geométrica que presenta una confusión entre dos patrones de flujo mencionados anteriormente, se le llama transición entre los dos patrones. Por ejemplo, puede existir una transición entre el patrón estratificado ondulado y el patrón flujo tapón, eso es cuando las ondas del líquido no alcanzan a tocar totalmente la parte superior de la pared de la tubería, o pueden mojar toda la periferia interna de la tubería sin que se forme el tapón, entonces en este caso se le llama transición SW-SL como se puede observar en la Figura (48).



**Figura (48): Transición de flujo estratificado ondulado a tapón**

---

En esta sección se presenta el estudio experimental de los patrones de flujo para tuberías horizontales y ligeramente inclinadas. En el estudio teórico presentado en el capítulo IV, se ensayó con los grados de 1°; 5°; 10°; 15° con un flujo ascendente y descendente, en este estudio se observó que no hay una diferencia muy notable entre las inclinaciones de 10° y de 15°. En el estudio experimental se establece un intervalo de ángulo de inclinación de 1°; 5° y 10° ascendente y descendente, incluyendo la horizontal.

Para el trazado de los mapas de flujo perteneciente a cualquiera de los ángulos de inclinación, se dividió el mapa en cuatro zonas; eso es debido a la necesidad de cambiar los equipos de medición del caudal, para cada intervalo de velocidad superficial de las fases. Para bajos caudales de líquido se usa la placa de orificio de media pulgada de diámetro interno, la cual está instalada en la línea de suministro de líquido donde se usa el equipo de medición diferencial marca ABB para determinar la caída de presión y luego se determina el caudal usando la curva características de las placas. Para el caudal de gas se usa el equipo Vortex instalado en la línea de suministro de gas de una pulgada.

Se comienza a trazar el mapa con unas líneas horizontales, fijando en lo posible el caudal de líquido y aumentando de una forma gradual el caudal del gas, de esta manera se cubre el primer cuadrante. Para caudales medianos o altos de líquido se da el uso de la placa de orificio con mayor diámetro interno (una pulgada), y bajos caudales de gas, también se trazan líneas horizontales hasta determinar el segundo cuadrante. En el tercer cuadrante se usa la placa de orificio de media pulgada de diámetro interno, y para el gas se cambia al manómetro diferencial de mercurio que está conectado a los dos lados de la placa de orificio (media pulgada diámetro interno), la cual está instalada en la tubería de dos pulgadas de suministro de gas. En la cuarta zona del mapa, se usa el manómetro diferencial de mercurio para el gas y la placa de orificio de una pulgada para el líquido.

El procedimiento para realizar las pruebas consiste, en primer lugar, en el ajuste de la plataforma que soporta al circuito de tuberías en la posición requerida dependiendo del ángulo de inclinación. Luego se comienza la inyección de la fase líquida, hasta que se alcanza el caudal requerido para la prueba, tomando en cuenta que una vez que se suministra la fase gaseosa, el caudal del líquido disminuye por efecto de la presión del gas. Se puede variar el caudal del gas de dos formas, la primera aumentando el caudal para obtener patrones de flujo como el flujo estratificado y luego a la transición después a flujo tapón o al flujo anular dependiendo del caudal del líquido suministrado. La otra forma es la descendente, donde se comienza con altos caudales de gas para obtener el patrón de flujo anular, luego se disminuye el caudal del gas hasta llegar al transición entre el patrón tapón o flujo estratificado.

Luego de establecer los caudales de la prueba, y constatar que el patrón se estabiliza en la tubería, se comienzan a tomar los datos de los caudales, la presión a la entrada de la zona de prueba y al final de la misma zona, las temperaturas del flujo a la entrada y salida del circuito de la tubería de acrílico, y con la filmación desde el inicio de la prueba se identifica el patrón de flujo presente. En el caso del uso de la placa de orificio para la medición de altos caudales de gas, se toma la presión y la temperatura del gas antes de entrar a la placa de orificio en la tubería de suministro de dos pulgadas de gas, para aplicar un proceso iterativo necesario para determinar el caudal.

En el proceso para determinar el intervalo operacional del banco de ensayo, se logró alcanzar una velocidad superficial de líquido mayor a 3 m/s, y una velocidad superficial de gas mayor a 70 m/s. Sin embargo, no se pudieron mantener estas velocidades debido a la inestabilidad generada en las uniones entre las mangueras de suministro de los fluidos y las tuberías de acrílico en la zona de mezcla, ya que las tuberías de acrílico se caracterizan por su superficie lisa.

En las pruebas de ejecución del banco de ensayo, se obtuvieron diferentes patrones de flujo, como el estratificado liso y ondulado, el flujo intermitente en su clase tapón y burbuja alargada, flujo burbuja dispersa y el flujo anular. Sin embargo, los patrones de flujo burbuja dispersa y burbuja alargada no se presentan en este trabajo debido a dos dificultades: La primera es cuando la velocidad superficial del gas es menor que 3 m/s donde los equipos de medición usados no logran censar el caudal de aire que pasa a través de la tubería de suministro de aire; esto debido a la falta de turbulencia en el flujo de aire, la cual es requerida para el funcionamiento del equipo de medición (Vortex), o una caída de presión muy pequeña, que no es censada por las columna de mercurio ni la columna de agua en los manómetros diferenciales. La segunda dificultad radica en que para elevados caudales de líquido donde las velocidades superficiales del líquido son mayores a 2 m/s, cualquier inyección de gas en el sistema, genera la inestabilidad antes mencionada. En síntesis, el banco de ensayo en esta etapa no logra medir las velocidades superficiales de gas que son necesarios para obtener el flujo burbuja dispersa o burbuja alargada.

## 5.1. DATOS EXPERIMENTALES

Las pruebas experimentales realizadas en el banco de flujo bifásico produjeron un resultado de un total de 740 puntos experimentales, para los diferentes ángulos de inclinación establecidos. Entre los puntos totales hay 245 puntos de transición, que no se toman en cuenta para la evaluación del desempeño de los modelos seleccionados en el presente trabajo. Sin embargo, se usaron todos los puntos experimentales para trazar los mapas de patrones de flujo; también son útiles para futuros estudios de transiciones entre patrones de flujo. Los datos experimentales consisten en 495 datos, su clasificación según el patrón de flujo, se presenta en la Tabla (11),

**Tabla (11): Distribución de los puntos experimentales según el patrón de flujo**

Ángulo de inclinación	SS	SW	SL	AN	DB
0°	2	49	16	46	7
1°	0	12	43	34	0
5°	0	6	39	17	0
10°	0	0	44	21	0
-1°	5	10	23	9	0
-5°	4	12	17	15	0
-10°	2	14	27	21	0
total	13	103	209	163	7

El flujo estratificado liso tiene un porcentaje del 2,62 % del total de los datos experimentales, mientras el estratificado ondulado tiene 20,81 %. El flujo intermitente tiene el mayor porcentaje con 42,22 % de los datos experimentales. El flujo anular ocupa el 32,93 % de los datos, y el flujo burbuja dispersa sólo el 1,41%.

El intervalo de velocidades superficiales que se trabajó en los primeros estudios está expresado en la Tabla (12):

**Tabla (12): Intervalo de velocidades superficiales aplicadas**

	Ángulo de inclinación	0°	1°	5°	10°	-1°	-5°	-10°
U <sub>SG</sub> [m/s]	mínima	2,96	2,98	3,1	3,26	3,04	3,08	3,14
	máxima	37,83	36,93	34,24	31,7	30,96	32,07	31,82
U <sub>SL</sub> [m/s]	mínima	0,02	0,02	0,04	0,12	0,03	0,07	0,1
	máxima	1,9	1,56	1,54	1,56	1,43	1,43	1,62

Para el intervalo de velocidades superficiales logrado, se obtuvieron diferentes tipos de patrones de flujo, como el flujo estratificado en sus dos clases el liso y el ondulado, el flujo intermitente en su clase de flujo tapón, el flujo anular y varios puntos de transición entre los diferentes patrones de flujo.

Los datos experimentales obtenida en el laboratorio, se generaron usando la tubería lisa de 0.0381m (1 ½”) de diámetro interno. En la Tabla (13) se muestra la presión promedio de operación, temperatura promedio de operación, y la cantidad de puntos generados para cada uno de los ángulos de inclinación.

**Tabla (13): Resumen de los datos experimentales**

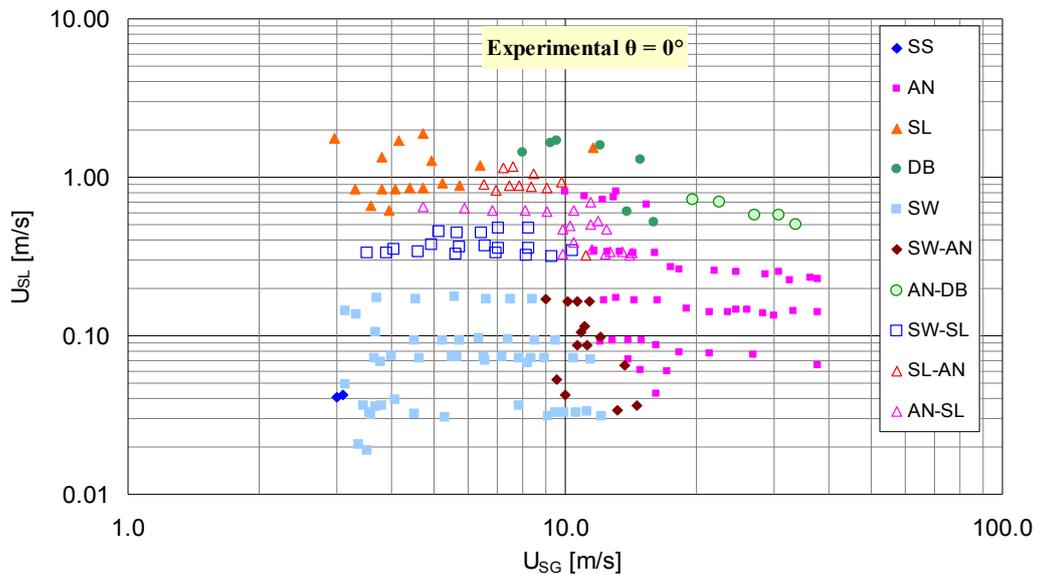
Ángulo de inclinación	fluidos de operación	Presión promedio de operación[MPa]	Temperatura promedio [°C]	número total de puntos	número de puntos de transición
0°	aire-agua	0,1387	33,3429	191	71
1°	aire-agua	0,1376	34,9963	135	46
5°	aire-agua	0,1326	38,4696	84	22
10°	aire-agua	0,1332	39,4922	83	18
-1°	aire-agua	0,1192	36,8652	82	35
-5°	aire-agua	0,1229	35,6550	80	32
-10°	aire-agua	0,1263	42,0494	85	21

## 5.2. MAPAS EXPERIMENTALES DE PATRONES DE FLUJO

Después de procesar los datos experimentales de 740 puntos, se comenzó a trazar los mapas de patrones de flujo con los datos experimentales de velocidades superficiales, presiones de operación promedio en la zona de prueba y temperatura promedio, usando los diferentes modelos seleccionados anteriormente. Inicialmente se presenta el mapa experimental obtenido para cada uno de los ángulos de inclinación, y luego se presentan los mapas pertenecientes a los modelos mecanicista o de correlación.

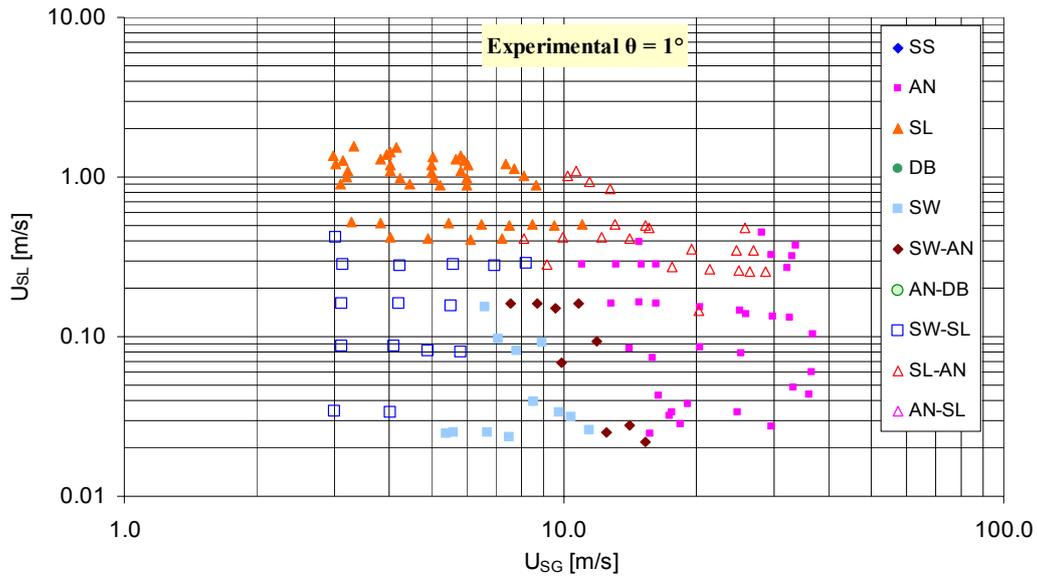
En el trazado del mapa experimental de patrones para la tubería horizontal, se observaron varias transiciones entre los patrones de flujo, estas transiciones no tienen una configuración geométrica definida, ya que tiene un comportamiento ambiguo entre los dos patrones que las limitan. En el caso de la transición entre el patrón estratificado ondulado y flujo tapón, existe un flujo con unas ondas que pocas veces alcanzan a tocar la parte superior de la pared de la tubería, u otras ondas que forman remolinos ascendentes que tratan de tapan la tubería. En caso de la transición del flujo tapón a flujo anular, la transición consiste en un flujo de tapones con alto contenido de gas que pierden el efecto de generar un flujo intermitente; eso se puede apreciar cuando los manómetros de presión tienen una tendencia a estabilizarse una vez ocurre este patrón, el cual se desarrolla al aumentar el caudal de gas hasta que se logra llegar al flujo anular

donde la presión de los manómetros es relativamente estable. La transición entre el patrón estratificado ondulado y el patrón anular, ocurre al aumentar el flujo del gas que viaja por la parte superior del líquido, el cual comienza a arrastrar gotas, al mismo tiempo que genera una presión sobre el líquido, la cual trata de distribuir al líquido hacia los lados en la periferia interna de la tubería, creando una especie de arco o media luna que posteriormente formará el flujo anular del líquido que rodea el núcleo de gas para altas velocidades superficiales del gas. En el flujo anular, el gas arrastra una cantidad pequeña de líquido (gotas) en el núcleo, estas gotas forman unas placas onduladas que viajan en el sentido del flujo tapando la sección transversal de la tubería, estas placas tienen una forma parecida a las rayas del tigre, si se observan desde la posición lateral de la tubería. En la Figura (49) se presenta el mapa experimental de patrones de flujo para la posición horizontal.



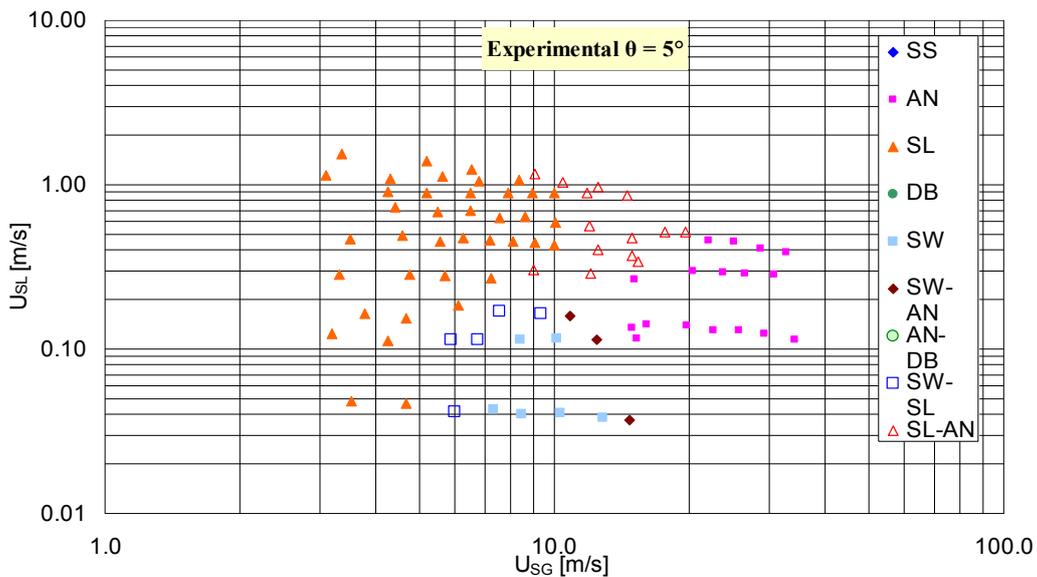
**Figura (49): Mapa experimental de patrones de flujo para  $\theta = 0^\circ$**

Para una inclinación de  $1^\circ$ , (flujo ascendente), el patrón estratificado se vuelve difícil de obtener, esto debido al retorno del líquido por el efecto de la gravedad. Con una combinación de bajas velocidades superficiales de líquido con velocidades superficiales de gas mediana se obtiene el flujo estratificado, como se puede observar en la Figura (50). En este mapa también se presentan las diferentes transiciones.



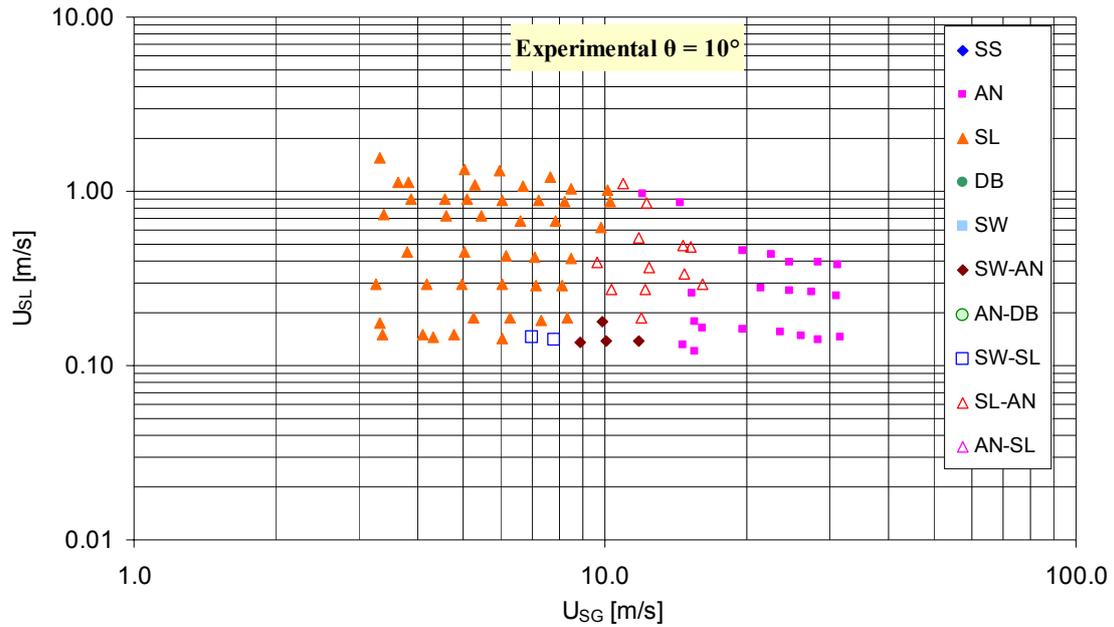
**Figura (50):** Mapa experimental de patrones de flujo para  $\theta = 1^\circ$

Para la inclinación de  $5^\circ$  positivos, se disminuye el patrón de flujo estratificado dando lugar al patrón de flujo tapón, como se puede ver en el mapa experimental presentado en la Figura (51).



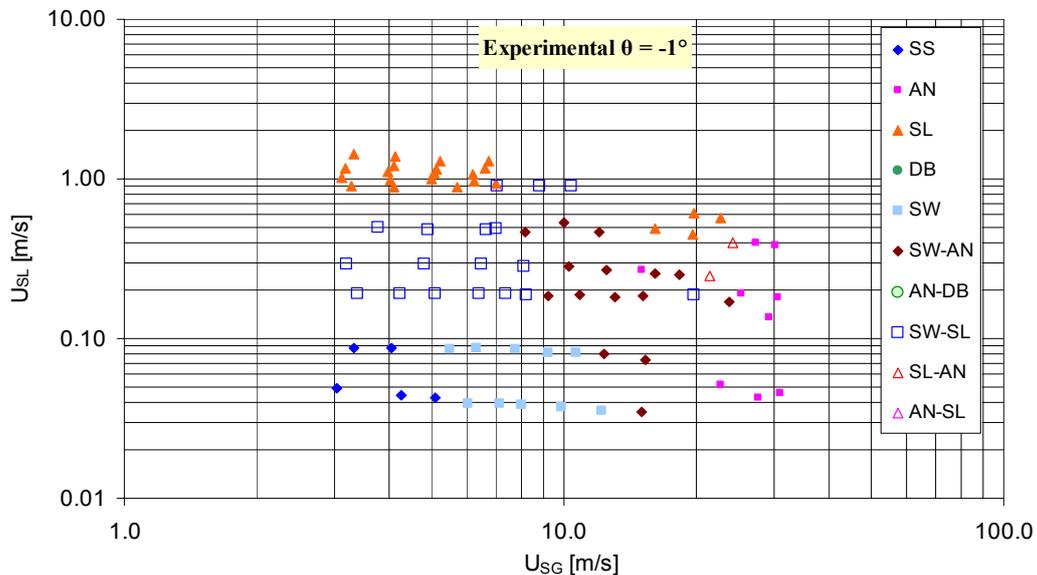
**Figura (51):** Mapa experimental de patrones de flujo para  $\theta = 5^\circ$

Para una inclinación de  $10^\circ$  ascendente, desaparece el patrón estratificado del mapa experimental, al igual que en los mapas de los modelos, con la excepción del mapa de Ouyang (1998). Para esta inclinación el efecto de la gravedad produce el retorno del líquido, lo cual origina remolinos empujados por el flujo del gas, que aumentan su altura para lograr el bloqueo de la tubería. Existen unas zonas pequeñas de transiciones en el mapa experimental, una transición entre los patrones tapón y anular y la otra entre flujo estratificado y anular, como se puede ver la siguiente Figura (52),



**Figura (52): Mapa experimental de patrones de flujo para  $\theta= 10^\circ$**

En el caso de las inclinaciones negativas, se amplifica la zona del patrón estratificado ondulado en el mapa experimental, como se puede ver en la Figura (53) para  $-1^\circ$  de inclinación.



**Figura (53): Mapa experimental de patrones de flujo para  $\theta= -1^\circ$**

Otra clase de transición entre estratificado ondulado y flujo tapón está presente. Esto ocurre cuando el flujo de aire no es capaz de generar una barrera de presión entre el flujo de líquido descendente y la periferia superior de la tubería, donde el líquido intenta bloquear la tubería, a través de unas ondas de forma triangular con puntas agudas inclinadas hacia abajo, debido a la gravedad. Estas ondas se desarrollan posteriormente para bloquear la tubería, eso ocurre cuando se aumenta el caudal del líquido.

En la Figura (54) se presenta el mapa experimental para una inclinación de  $-5^\circ$ .

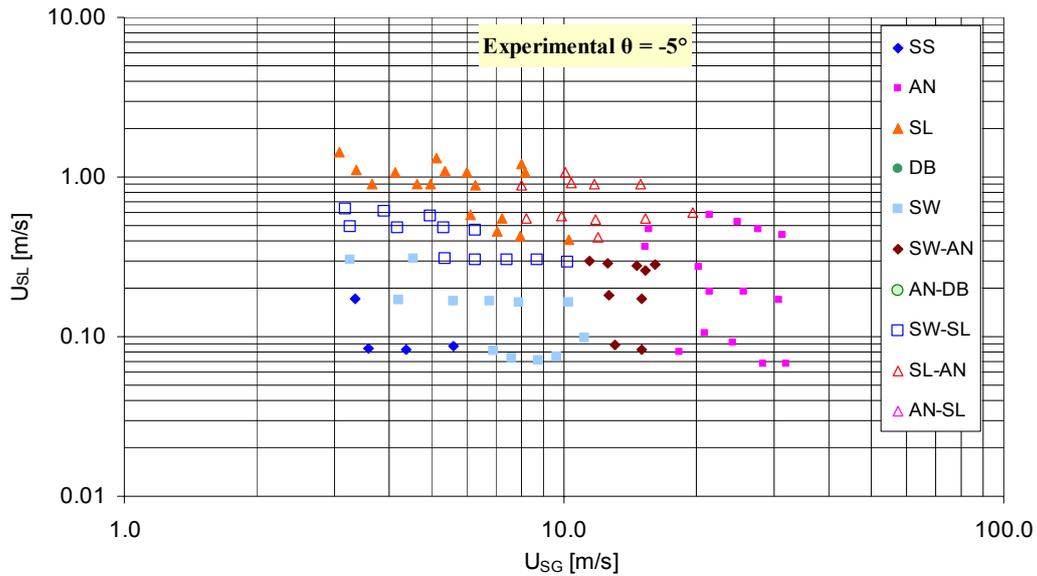


Figura (54): Mapa experimental de patrones de flujo para  $\theta = -5^\circ$

La zona de transición entre el patrón de flujo estratificado ondulado y el patrón de flujo tapón se disminuye al aumentar la inclinación de la tubería hasta  $10^\circ$  negativos; también se reduce la zona de transición entre el patrón estratificado ondulado y el flujo anular. Estas reducciones se deben al efecto de la gravedad, que acelera la velocidad del líquido descendente favorece la estratificación. Los patrones de flujo y las transiciones del mapa experimental para una inclinación de  $10^\circ$  negativos, se presentan en la Figura (55).

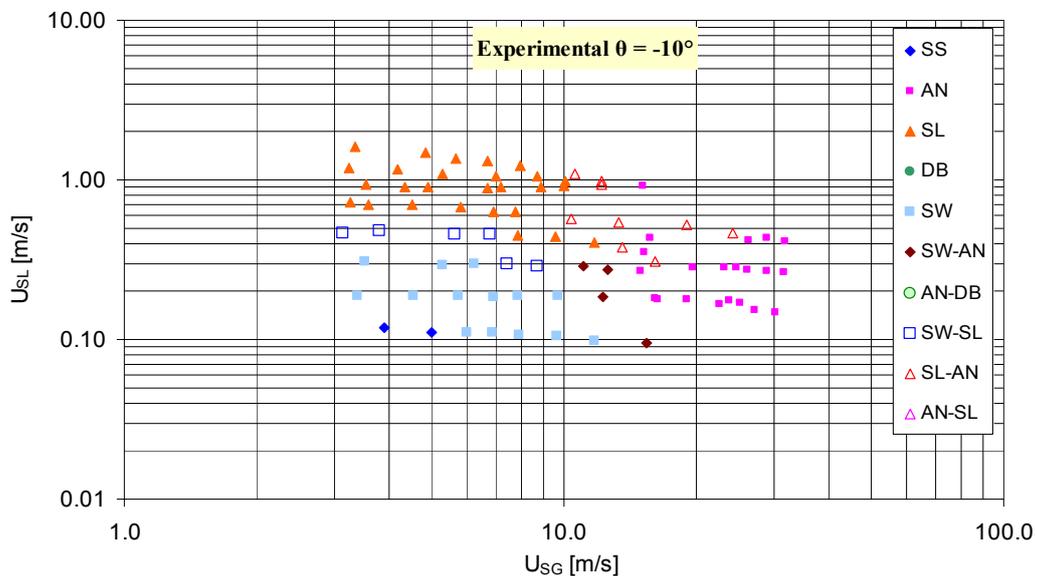


Figura (55): Mapa experimental de patrones de flujo para  $\theta = -10^\circ$

### 5.3. DESEMPEÑO DE LOS MODELOS SELECCIONADOS

Para evaluar el desempeño de los diferentes modelos seleccionados para la predicción del patrón de flujo presente, se realizó una comparación entre los resultados obtenidos mediante el uso de los modelos seleccionados y los 495 datos experimentales obtenidos en el laboratorio. En los modelos se utilizaron las condiciones operacionales

de los datos experimentales. De los datos experimentales se eliminaron previamente los puntos de transición ya que ninguno de los modelos seleccionados predice transiciones. Adicionalmente no se hizo diferencia entre las dos clases del flujo estratificado, el flujo liso y el flujo ondulado, para dar una consonancia entre los modelos que identifican a estas clases y los que no las identifican. El resultado de la comparación es muy variado dependiendo de la inclinación, generalmente los modelos lograron un mejor desempeño para las inclinaciones positivas (flujo ascendente), y disminuye su desempeño para inclinaciones negativas cercana a la horizontal. Sin embargo, hay una mejora notable en el desempeño de los modelos para inclinaciones negativas mayores. En la Tabla (14) se presenta el porcentaje de puntos de aciertos obtenido por cada modelo en comparación con los datos experimentales.

**Tabla (14): Porcentaje obtenido de los modelos en comparación con los datos experimentales.**

ángulo de inclinación	Ouyang (1998)		Xiao et al. (1990)		Barnea (1987)		Taitel & Dukler (1976)		Mukherjee & Brill (1985)	
	Puntos aciertos	%	Puntos aciertos	%	Puntos aciertos	%	Puntos aciertos	%	Puntos aciertos	%
0°	71	<b>59,17</b>	96	<b>80,00</b>	92	<b>76,67</b>	98	<b>81,67</b>	70	<b>58,33</b>
1°	26	<b>29,21</b>	74	<b>83,15</b>	77	<b>86,52</b>	80	<b>89,89</b>	71	<b>79,78</b>
5°	25	<b>40,32</b>	51	<b>82,26</b>	51	<b>82,26</b>	56	<b>90,32</b>	55	<b>88,71</b>
10°	29	<b>34,94</b>	51	<b>61,45</b>	60	<b>72,29</b>	58	<b>69,88</b>	61	<b>73,49</b>
-1°	22	<b>26,83</b>	38	<b>46,34</b>	38	<b>46,34</b>	38	<b>46,34</b>	40	<b>48,78</b>
-5°	27	<b>33,75</b>	40	<b>50,00</b>	38	<b>47,50</b>	39	<b>48,75</b>	39	<b>48,75</b>
-10°	29	<b>45,31</b>	47	<b>73,44</b>	48	<b>75,00</b>	48	<b>75,00</b>	57	<b>89,06</b>
<b>promedio</b>		38,50		68,09		69,51		71,69		69,56

La mayoría de los modelos tienen un porcentaje promedio, en forma general, mayor al 68 % en puntos que fueron aciertos para determinar el patrón de flujo en comparación con los datos experimentales, excepto el modelo de Ouyang (1998), que para las condiciones de operación de los experimentos, este modelo solo tiene 38,50 % de coincidencia en los puntos.

Lo notable es que el modelo empírico o de correlación de Mukherjee & Brill (1985) tiene un porcentaje promedio elevado en este estudio, a pesar de que los modelos empíricos se desarrollaron para ser aplicados en diferentes geometrías y a diferentes condiciones de operación.

Por otra parte, el modelo de Taitel y Dukler (1976) se destaca por tener el mayor porcentaje promedio (71.69 %) entre los modelos usados, y alcanzó a un 90.32 % de puntos aciertos para una inclinación de 5° positivos.

Los tres modelos mecanicistas Taitel y Dukler (1976), Barnea (1987) y Xiao *et al.* (1990) tienen un desarrollo análogo para determinar los criterios de transición entre los patrones de flujo; de hecho, el modelo de Xiao *et al.* (1990) fue desarrollado a partir del modelo de Taitel y Dukler (1976); sin embargo se diferencia en algunos valores de las constantes usadas en las ecuaciones de transición y la forma de determinar los esfuerzos cortantes, por supuesto, el factor de fricción de las fases con la pared de la tubería. Sin embargo, para las condiciones de operación presentadas en este trabajo, el modelo de Taitel y Dukler (1976) y el modelo de Xiao *et al.* (1990) tienen diferentes desempeños.

En el modelo de Ouyang (1998), se aplica una combinación entre correlaciones empíricas y matemáticas para determinar los factores de fricción de las fases y el factor de fricción interfacial, que en el caso de Taitel y Dukler (1976) se iguala ese último al factor de fricción del gas. Esto hace pensar que es importante obtener con exactitud los valores de los factores de fricción de las fases en particular el factor de fricción interfacial.

En los modelos mecanicistas, se genera una jerarquía entre los criterios de transición, donde las velocidades superficiales y las condiciones de operación fortalezcan a esta jerarquía. En algunos casos, eso da lugar a que dos criterios sean aplicables para las mismas condiciones de operación entonces se identifica el patrón de flujo según el criterio que se encuentra de primero en el desarrollo del diagrama de flujo del modelo.

En el caso de los modelos empíricos, la dificultad de hallar los patrones de flujos correctos radica en el trazado de las fronteras de transición entre los diferentes patrones de flujo, donde el punto se encuentra del lado equivocado. Estos mapas fueron desarrollados en base a datos experimentales, que es difícil que incluyan a todas las geometrías o las condiciones de operación que se presentan en cualquier caso de flujo bifásico.

En la Tabla (15) se presenta el desempeño de los modelos de predicción de los patrones de flujo, usando el porcentaje de los puntos aciertos en comparación con los datos experimentales, esta vez por cada uno de los patrón de flujo por separado.

**Tabla (15): Porcentaje de los puntos aciertos, patones de flujo separados**

Taitel & Dukler (1976)				Mandhane <i>et al.</i> (1974)			Mukherjee & Brill (1985)		
Ángulo de inclinación	ST	SL	AN	ST	SL	AN	ST	SL	AN
0	80,39	100,00	89,13	52,94	100,00	76,09	41,18	100,00	71,74
1	75,00	81,40	97,06	-	-	-	83,33	53,49	50,00
5	100,00	89,74	76,47	-	-	-	33,33	66,67	23,53
10	-	88,64	76,19	-	-	-	-	56,82	38,10
-1	100,00	86,96	100,00	-	-	-	33,33	82,61	33,33
-5	81,25	94,12	73,33	-	-	-	87,50	64,71	26,67
-10	100,00	88,89	66,67	-	-	-	43,75	74,07	23,81
promedio	76,66	89,96	82,69	-	-	-	46,06	71,19	38,17
Barnea (1987)				Xiao <i>et al.</i> (1990)			Ouyang (1998)		
Ángulo de inclinación	ST	SL	AN	ST	SL	AN	ST	SL	AN
0	88,24	100,00	76,09	88,24	100,00	76,09	100,00	12,50	39,13
1	91,67	90,70	64,71	91,67	81,40	88,24	91,67	69,77	67,65
5	66,67	76,92	82,35	83,33	87,18	76,47	66,67	82,05	76,47
10	-	93,18	61,90	-	95,45	66,67	-	77,27	61,90
-1	93,33	78,26	88,89	93,33	82,61	88,89	93,33	86,96	11,11
-5	81,25	94,12	73,33	87,50	100,00	73,33	87,50	58,82	66,67
-10	81,25	70,37	85,71	87,50	85,19	80,95	81,25	77,78	80,95
promedio	71,77	86,22	76,14	75,94	90,26	78,66	74,35	66,45	57,70

A pesar que existe unos porcentajes elevados, presentados en la tabla anterior, eso no implica un mejor desempeño del modelo, ya que en algunos casos existe una cantidad pequeña de puntos experimentales. En forma general, la mayoría de los modelos lograron identificar con un buen porcentaje el patrón intermitente, el cual representa el mayor porcentaje de puntos aciertos para todos los modelos seleccionados. Los modelos de Ouyang (1998) y Mukherjee & Brill (1985) presentan los menores porcentajes para el flujo anular. Los modelos de Xiao *et al.* (1990), Barnea (1987), y Taitel & Dukler (1976), tienen el mayor porcentaje en promedio para el flujo intermitente luego el flujo anular y, por último, el flujo estratificado.

### 5.3.1 MAPAS DE LOS MODELOS SELECCIONADOS EN BASE A LOS DATOS EXPERIMENTALES

En el mapa generado con el modelo de Petalas y Aziz (1998), las condiciones operacionales aplicadas para el trazado del mapa experimental, se encuentran en el cuadrante superior derecho del mapa como se puede ver en la Figura (56), donde solo se presentan dos patrones de flujo el patrón espuma y el estratificado, esto es para la posición horizontal, mientras que para las diferentes inclinaciones seleccionadas en este trabajo, sólo se presenta en el mapa el patrón espuma. Por esa razón no se presentará más adelante el mapa de los patrones de flujo del modelo de Petalas y Aziz (1998).

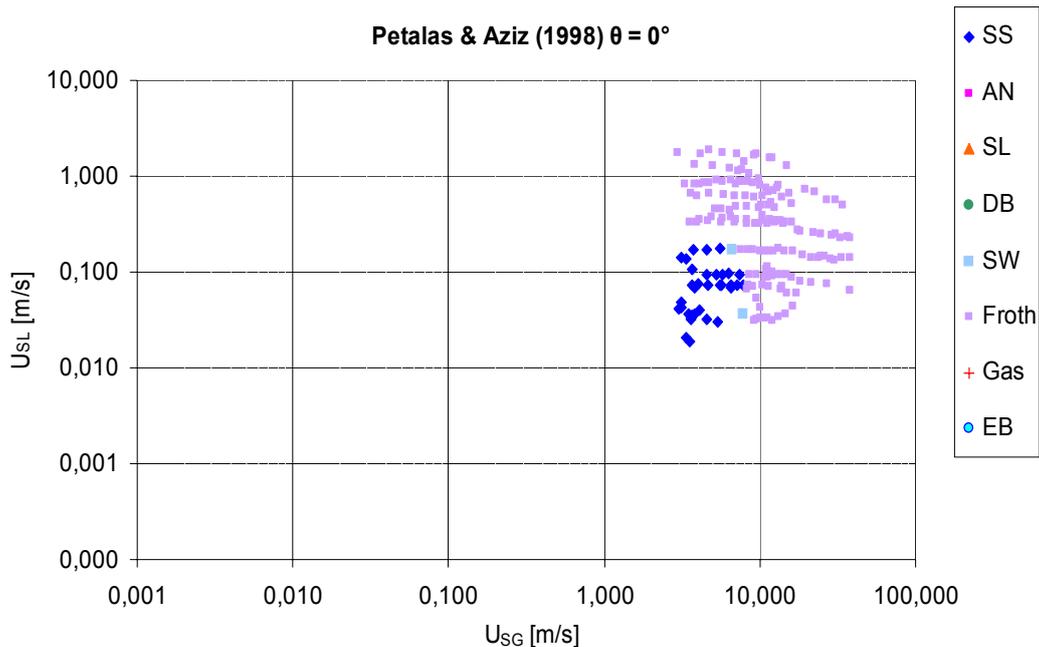
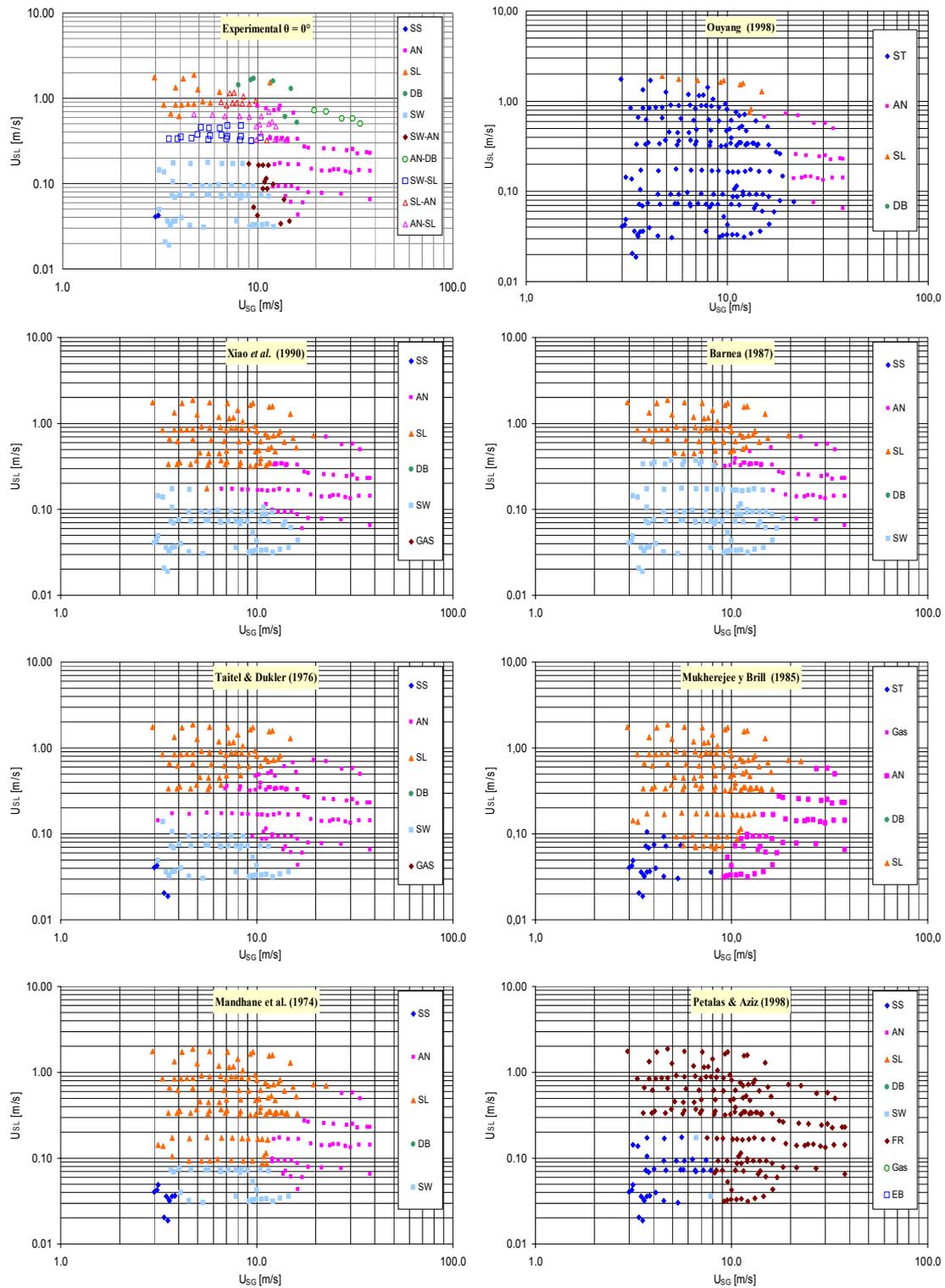


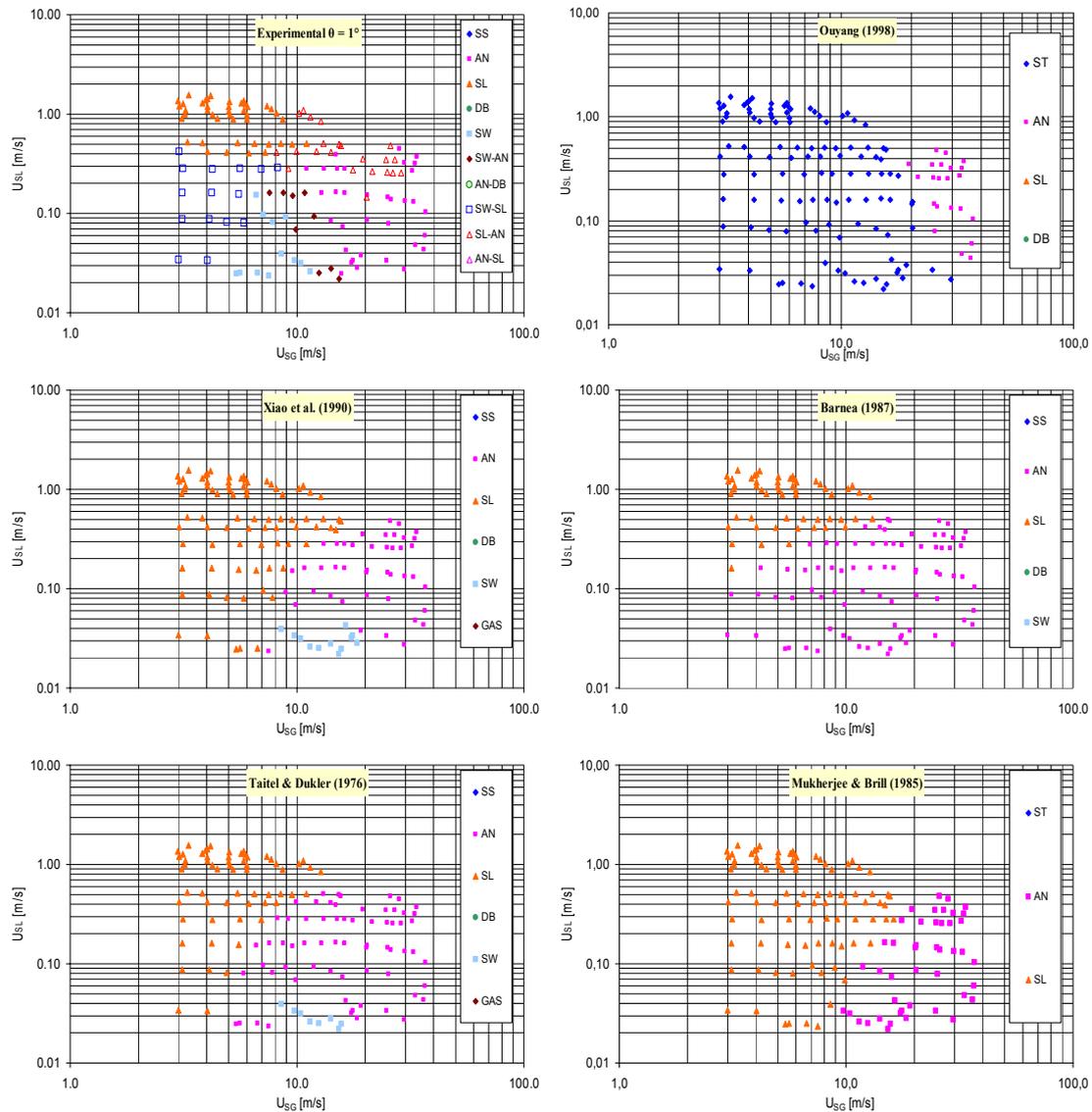
Figura (56): Mapa experimental de patrones de flujo Petalas y Aziz (1998)  $\theta=0^\circ$

Una forma de observar el comportamiento de los diferentes modelos que predicen a los patrones de flujo seleccionados, es usar las condiciones operacionales de los datos experimentales como entrada para trazar los mapas. En la Figura (57) se observa cada uno de estos mapas de los modelos seleccionados y el mapa experimental.



**Figura (57): Mapas de patrones de flujo usando los datos experimentales para  $\theta = 0^\circ$**

Para de  $1^\circ$  de inclinación, los mapas de patrones de flujo para los diferentes modelos y para el mapa experimental, se presentan en la Figura (58).



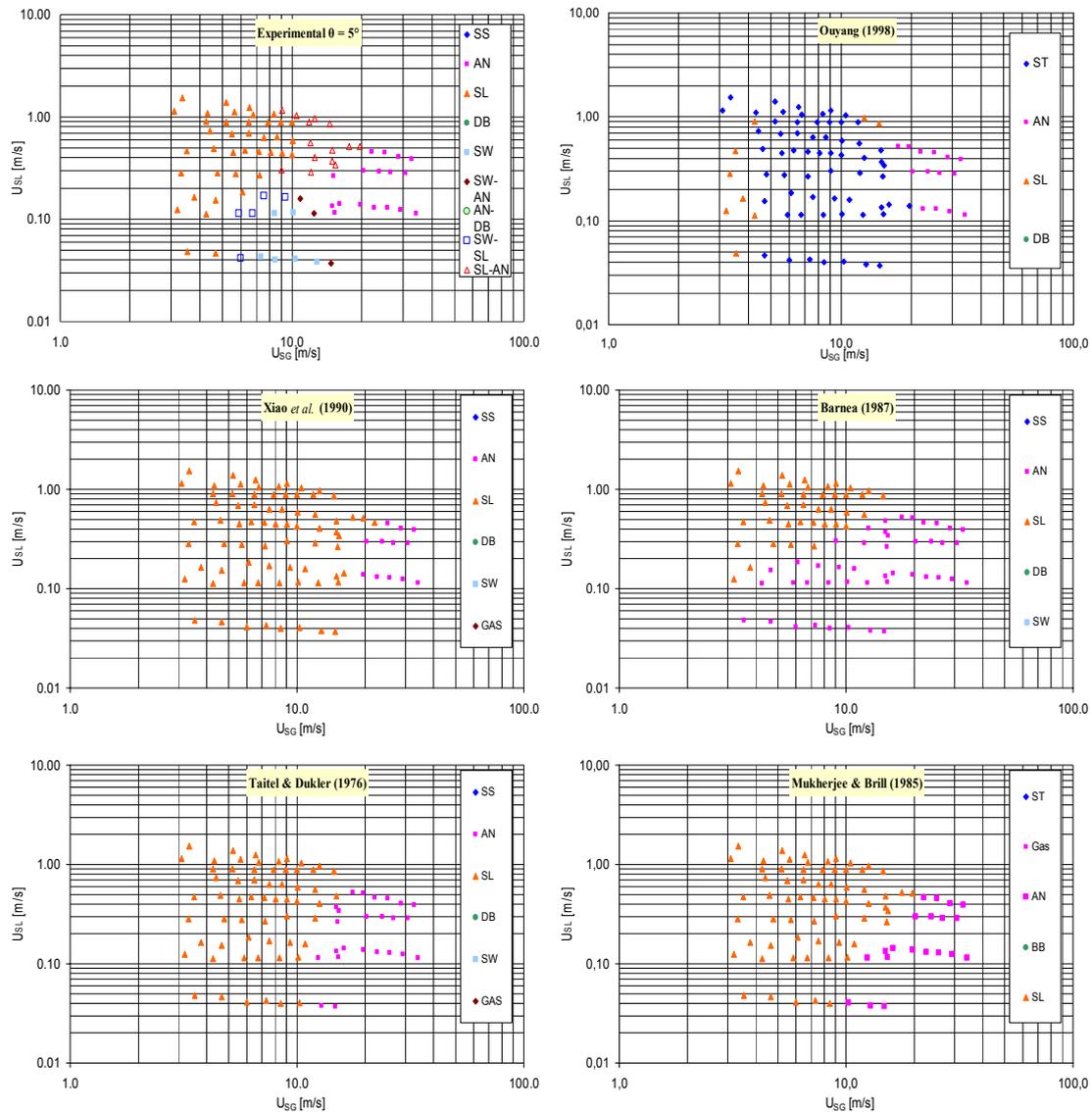
**Figura (58): Mapas de patrones de flujo usando los datos experimentales para  $\theta = 1^\circ$**

En los mapas anteriores no se presenta el modelo de Mandhane *et al.* (1974) porque es válido para tuberías horizontales.

Los mapas del modelos de Taitel y Dukler (1976) y de Xiao *et al.* (1990) tienen un comportamiento similar al mapa experimental, si no se consideran en detalle las zonas de transición en el mapa experimental. Por ejemplo, si la zona de transición estratificado-tapón se iguala a la zona de flujo tapón, y la zona de transición estratificado-anular a la zona de flujo anular, se obtienen zonas muy similares entre si para los tres mapas de flujo.

Es notable que en el mapa el modelo de Ouyang (1998) presenta una región muy amplia de flujo estratificado a diferencia de los otros mapas presentes. El mapa de Barnea (1987) presenta la zona más grande de flujo anular y no contiene ningún punto de flujo estratificado.

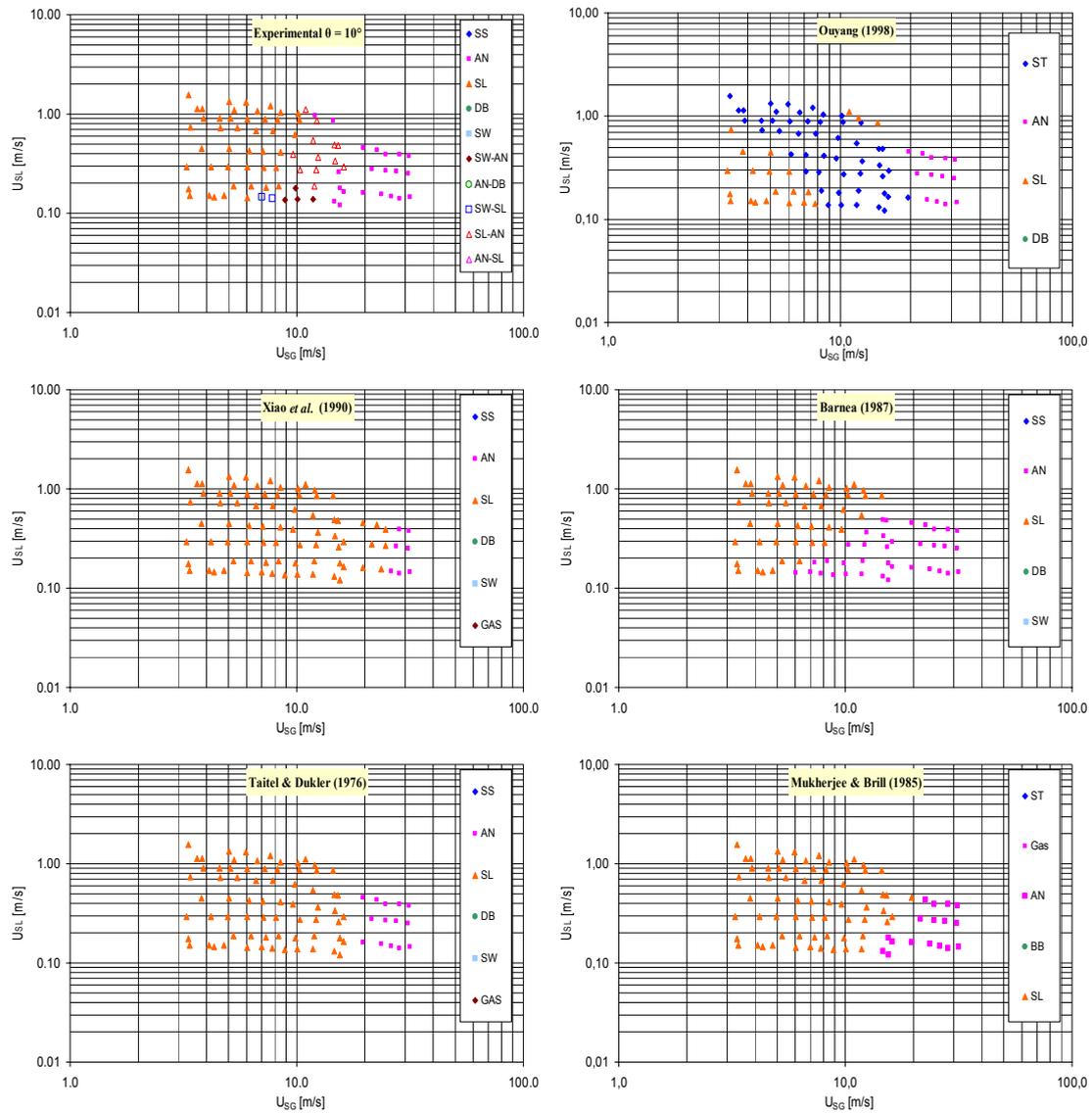
Se puede realizar una comparación rápida entre los diferentes modelos seleccionados, observando los mapas de patrones de flujo para la inclinación de  $5^\circ$  positivos, que presentan en la Figura (59).



**Figura (59): Mapas de patrones de flujo usando los datos experimentales para  $\theta=5^\circ$**

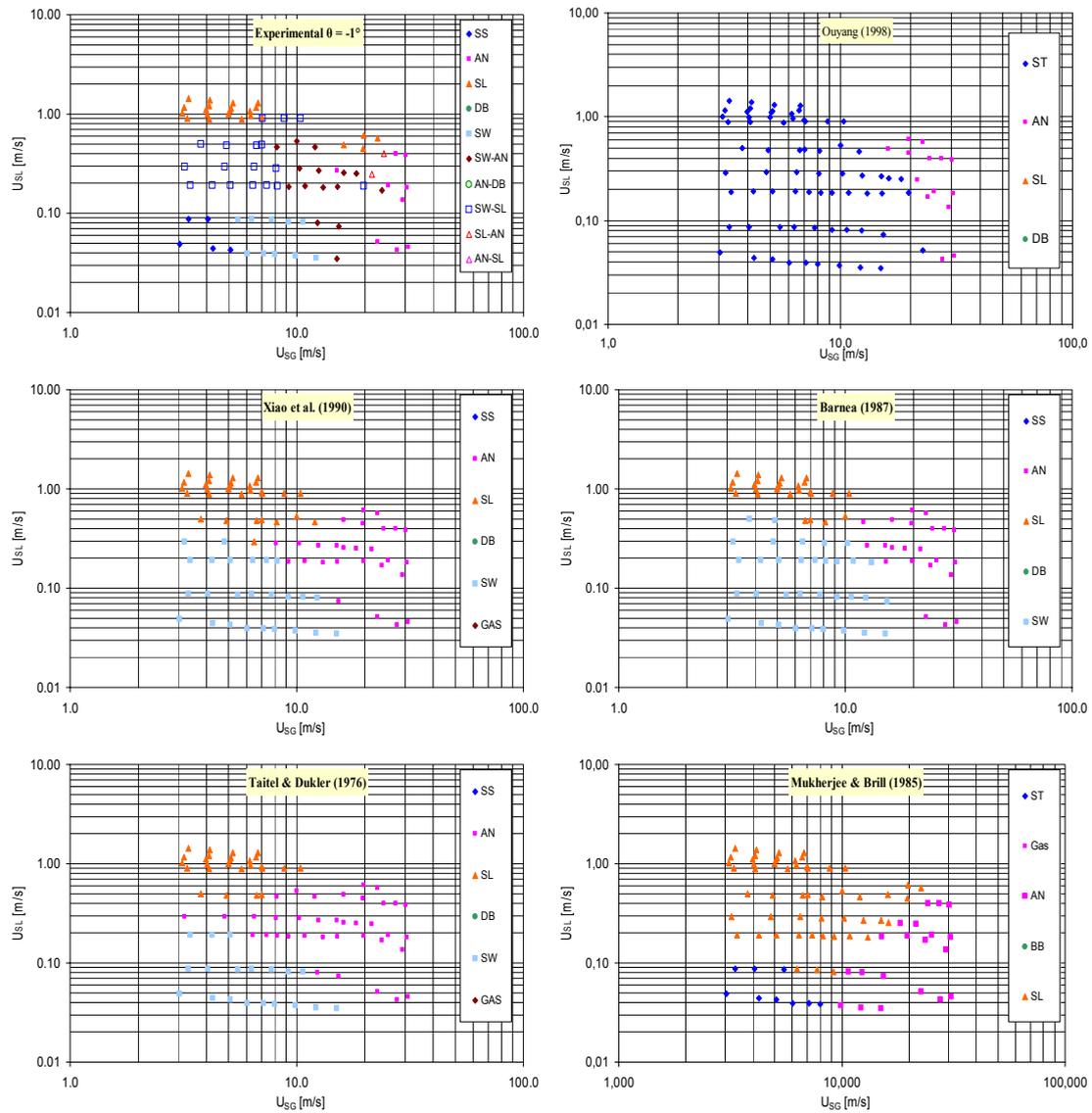
Existe un comportamiento similar entre los modelos de Taitel y Dukler (1976), Mukherjee & Brill (1985), Barnea (1987) y Xiao *et al.* (1990), ya que en ninguno de estos mapas se presenta el patrón estatificado, y se identifican dos zonas principales, la zona del flujo tapón y la zona del flujo anular. Para el modelo de Ouyang (1998) existe una zona grande de flujo estratificado que supera el tamaño de la zona del flujo estratificado perteneciente al mapa experimental.

Los mapas para los modelos seleccionados se presentan en la Figura (60), se halla un comportamiento semejante entre los diferentes modelos y el mapa experimental, con excepción del modelo de Ouyang (1998), que se presenta aún el patrón de flujo estratificado en la zona que representa flujo tapón y flujo de transición tapón – anular (SL-AN) en comparación con el mapa experimental.



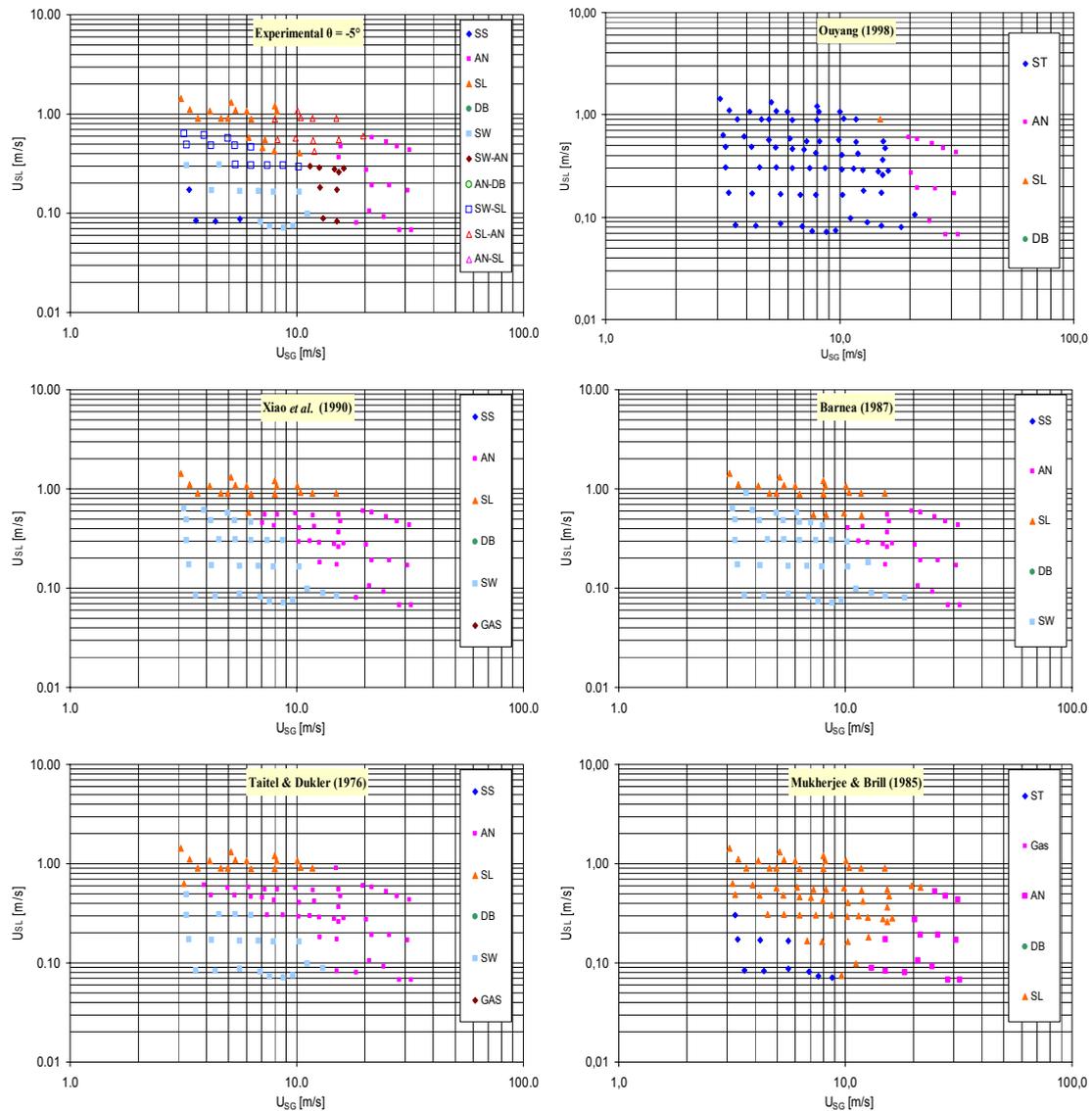
**Figura (60): Mapas de patrones de flujo usando los datos experimentales para  $\theta = 10^\circ$**

En la Figura (61) se puede observar que la mayoría de los mapas de los modelos tienen una tendencia similar al mapa experimental, en cuanto a la distribución de las zonas de los patrones. En el modelo de Ouyang (1998) no se presenta el patrón tapón para el intervalo de velocidades superficiales presente.



**Figura (61): Mapas de patrones de flujo usando los datos experimentales para  $\theta = -1^\circ$**

En la Figura (62) se presenta el comportamiento de los diferentes modelos en comparación con el mapa experimental. El mapa de Taitel y Dukler (1976), Barnea (1987), Xiao *et al.* (1990) y el mapa experimental del presente trabajo tienen un comportamiento análogo para esta inclinación, con una diferencia generada por las zonas de transición. Los mapas de los modelos presentan diferencias en cuanto al tamaño de las zonas de flujo tapón. Se puede ver que el mapa del modelo de Mukherjee & Brill (1985) tiene la mayor zona del patrón de flujo tapón entre los mapas.



**Figura (62): Mapas de patrones de flujo usando los datos experimentales para  $\theta = -5^\circ$**

El mapa de Taitel y Dukler (1976), Barnea (1987), Xiao *et al.* (1990) y el mapa experimental del presente trabajo tienen un comportamiento análogo para esta inclinación, con una diferencia generada por las zonas de transición.

Los modelos mecanicistas seleccionados en este trabajo usan el mismo criterio para la identificación del patrón estratificado en el flujo descendente, la diferencia está en la determinación de los otros patrones de flujo, como el flujo tapón o el flujo anular. En la Figura (63) se presentan los diferentes mapas de los modelos, para una inclinación de  $-10^\circ$ ; donde se puede observar un comportamiento similar entre los dos modelos de Barnea (1987) y de Xiao *et al.* (1990). El modelo Mukherjee & Brill (1985) tiene la zona de patrón de flujo tapón más grande de los mapas.

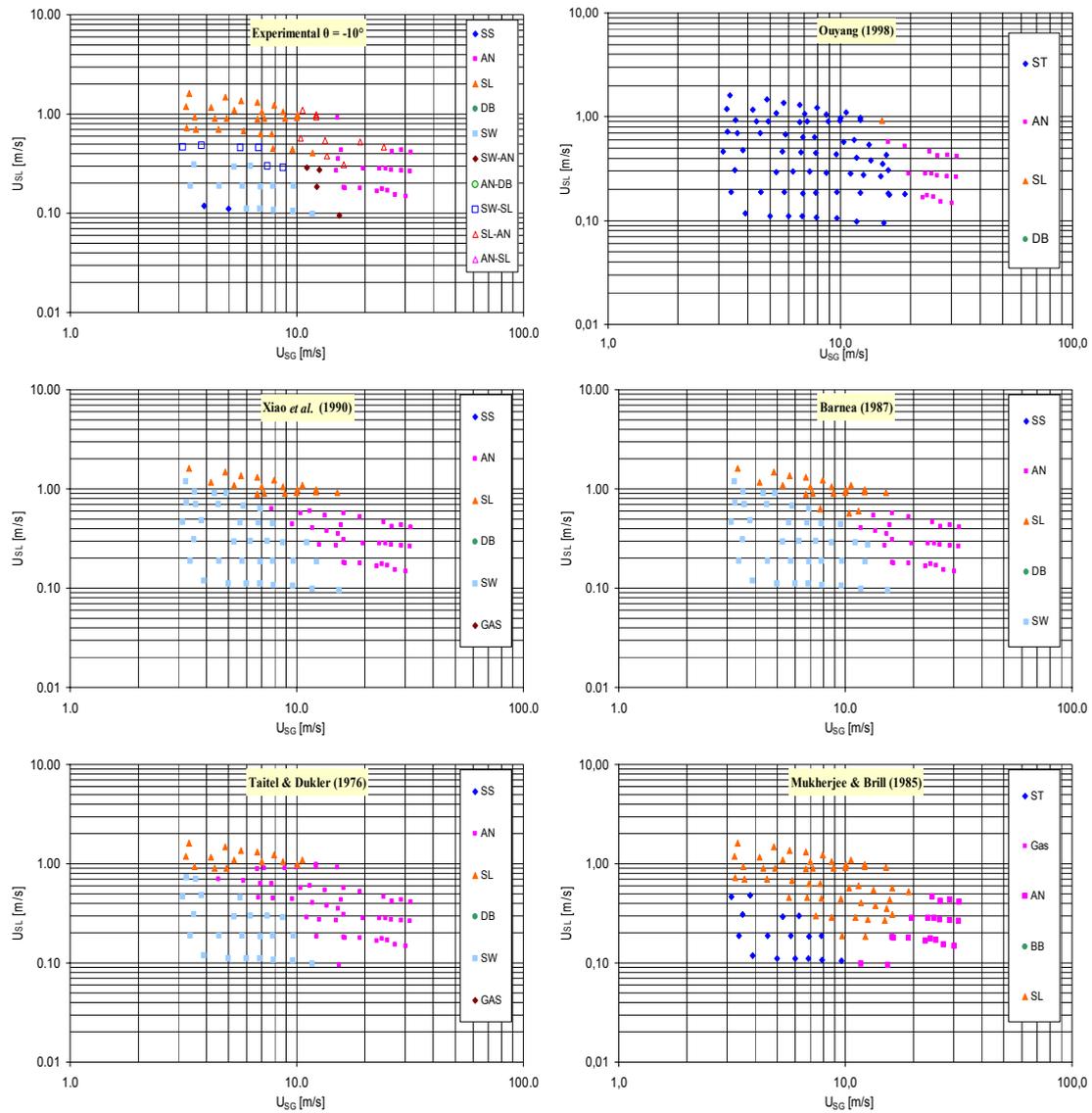


Figura (63): Mapas de patrones de flujo usando los datos experimentales para  $\theta = -10^\circ$

---

---

## SÍNTESIS Y CONCLUSIONES

El diseño y la construcción de los elementos secundarios, como la sección de mezcla y la zona de visualización, tienen un buen funcionamiento en el circuito de flujo bifásico. La sección de mezcla por su diseño particular, generó un ahorro considerable en la longitud de desarrollo para el flujo estratificado, mientras que la zona de visualización creó el efecto visual requerido para la filmación de los patrones de flujo y su identificación.

Se ha cubierto un intervalo adecuado de velocidad superficial de líquido, gracias a la selección favorable de la bomba y al sistema de suministro de líquido instalado, para obtener los caudales requeridos con diferentes presiones de operación.

De la revisión bibliográfica se seleccionaron los modelos más comúnmente usados por los investigadores para el estudio del flujo bifásico. Entre los cinco modelos mecanicistas seleccionados (Petalas y Aziz, 1998; Ouyang, 1998; Xiao *et al.*, 1990; Barnea, 1987; y Taitel & Dukler, 1976) se descartó el uso del modelo de Petalas y Aziz (1998) debido a que las condiciones operacionales usadas en este trabajo están fuera del intervalo de aplicación en el mapa del modelo. Se seleccionaron dos modelos empíricos Mukherjee & Brill (1985) y Mandhane *et al.* (1974), los cuales denominan los patrones de una forma similar a los modelos mecanicistas. Sin embargo, el modelo de Mandhane *et al.* (1974), es sólo usado para tuberías horizontales.

Para realizar el estudio teórico de los modelos seleccionados, se estableció un intervalo para la velocidad superficial de líquido que varía entre 0.0001 m/s y 10 m/s, y para la velocidad superficial del gas que varía entre 0.001 m/s y 100 m/s. Las propiedades de cada fase fueron evaluadas a condiciones estándar. Esto generó una serie de predicciones de patrones de flujo para las diferentes combinaciones de velocidades superficiales que se representaron en los mapas de patrones de flujo. El comportamiento de los modelos se diferencia en cuanto al tamaño de las zonas de los patrones de flujo en el mapa, y se asemeja el comportamiento de la mayoría de los modelos en cuanto a la tendencia en relación a la variación en la inclinación de la tubería.

En la determinación del intervalo operacional del banco experimental, que se expresó en términos de las velocidades superficiales, se obtuvo la máxima velocidad superficial del líquido en la tubería de acrílico, la cual fue de 3 m/s aproximadamente, y para el caso del gas se alcanzó una velocidad mayor a los 70 m/s en la tubería de acrílico. Sin embargo, en esta etapa de desarrollo del banco experimental, no se puede trabajar con estas velocidades máximas simultáneamente, ya que esto genera una inestabilidad en las uniones de las mangueras de suministros de las fases.

En las pruebas de ejecución del banco de ensayo se obtuvieron diferentes patrones de flujo, como el estratificado liso y el estratificado ondulado, el flujo intermitente en su clase tapón y burbuja alargada, flujo burbuja dispersa y el flujo anular. Sin embargo, los patrones de flujo burbuja dispersa y burbuja alargada no se presentan en este trabajo debido a las dificultades en la medición de los bajos caudales de gas.

---

Las pruebas experimentales realizadas en el banco de flujo bifásico para una tubería de acrílico de 0.0381 m de diámetro, produjeron un resultado de 740 puntos experimentales, para diferentes ángulos de inclinación; entre los puntos hay 245 puntos de transición, que no se toman en cuenta para la evaluación del desempeño de los modelos seleccionados en el presente trabajo. Los datos experimentales consisten en 495 datos experimentales de los cuales el flujo estatificado liso tiene un porcentaje del 2,62 % del total, mientras el estratificado ondulado tiene 20,81 %. El flujo intermitente tiene el mayor porcentaje con 42,22 % y el flujo anular ocupa el 32,93 % de los datos. Esta última data experimental se utilizó para la evaluación del desempeño de los modelos en la predicción de los patrones de flujo. El intervalo de velocidades superficiales de la data experimental para el líquido fue desde una velocidad superficial de 0.02 m/s hasta 1.9 m/s, y para el gas desde una velocidad superficial de 2.96 m/s hasta 37.83 m/s.

El flujo estratificado se presentó para la mayoría de las inclinaciones seleccionadas en el presente trabajo, excepto para la inclinación de 10 grados positivos, donde este patrón no logró desarrollarse.

Se observó durante las pruebas experimentales, que el comportamiento de la presión en línea varía según el patrón de flujo presente. En el patrón estratificado la presión es estable, la cual aumenta al cambiar al flujo estratificado ondulado. En el caso del flujo tapón, la presión es mayor que la presión del flujo estratificado. La presión del flujo anular es la máxima presión obtenida en la línea, al disminuirse esa presión, el flujo anular cae en una transición hacia el flujo tapón o el flujo estratificado.

En el trazado del mapa experimental de patrones de flujo para tubería horizontal, se observaron varias transiciones entre los patrones de flujo; estas transiciones no tienen una configuración geométrica definida, ya que tienen un comportamiento ambiguo entre los dos patrones que las limitan. Para las inclinaciones positivas, que generan un flujo ascendente, el patrón estratificado es difícil de obtener.

Para una inclinación de 1° positivo, los mapas de Taitel y Dukler (1976) y de Xiao *et al.* (1990), tienen un comportamiento similar al mapa experimental, si no se consideran en detalle las zonas de transición en el mapa experimental. Es notable que en el mapa del modelo de Ouyang (1998) se observa una región muy amplia de flujo estratificado a diferencia de los otros mapas presentes. El mapa de Barnea (1987) presenta la zona más grande de flujo anular y no contiene ningún punto de flujo estratificado. Para inclinaciones mayores de 5° positivos se observa un comportamiento similar entre los modelos de Taitel y Dukler (1976), Mukherjee & Brill (1985), Barnea (1987) y Xiao *et al.* (1990), debido a que en ninguno de los mapas se presenta el patrón de flujo estatificado, y se identifican dos zonas en estos mapas: la zona del flujo tapón y la zona del flujo anular. Para la inclinación positiva de 10° el patrón estratificado desaparece del mapa de los modelos y del mapa experimental, esto debido al retorno del líquido por efecto de la gravedad.

En el caso de las inclinaciones negativas, se amplifica la zona del patrón estratificado ondulado en el mapa experimental, y se puede observar que la mayoría de los mapas de los modelos tienen una tendencia igual o parecida al mapa experimental. La zona de transición entre el patrón estratificado ondulado y el patrón tapón disminuye al aumentar la inclinación de la tubería hasta 10° negativos, también se reduce la zona de transición entre el patrón estratificado ondulado y el flujo anular. En cuanto a la

---

distribución de las zonas de los patrones en el modelo de Ouyang (1998) no se presenta el patrón tapón para el intervalo de velocidades superficiales presente. Los modelos mecanicistas seleccionados en este trabajo, usan el mismo criterio para la identificación del patrón estratificado en el flujo descendente, y la diferencia está en la determinación de los otros patrones como el flujo tapón o el flujo anular.

En la evaluación del desempeño de los diferentes modelos seleccionados para la predicción del patrón de flujo en comparación con los 495 datos experimentales, se observa que el resultado de esta comparación es muy variado dependiendo de la inclinación de la tubería. Generalmente los modelos obtuvieron un mejor desempeño para las inclinaciones positivas (flujo ascendente), y disminuye su desempeño para las inclinaciones negativas cercana a la horizontal; sin embargo, se mejora el desempeño de los modelos para inclinaciones negativas mayores.

La mayoría de los modelos tienen un porcentaje promedio mayor del 68 % en puntos que fueron aciertos en comparación con los datos experimentales. Excepto el modelo de Ouyang (1998) que para las condiciones de operación usadas en este trabajo, solo tiene 38,50 % de coincidencia en los puntos. Por otra parte, el modelo de Taitel y Dukler (1976) se destaca por tener el mayor porcentaje promedio de acierto (71.69 %) entre los modelos usados, y alcanzó en algunos casos un 90.32 % de puntos aciertos para una inclinación de 5° positivos.

En los modelos mecanicistas, se genera una jerarquía entre los criterios de transición, donde las velocidades superficiales y las condiciones de operación determinan esta jerarquía. En algunos casos eso da lugar a que dos criterios son aplicables para las mismas condiciones de operación, entonces se identifica el patrón de flujo según el criterio que se encuentra de primero en el desarrollo del diagrama de flujo del modelo.

En el caso de los modelos empíricos la falla en hallar los patrones de flujo correctos radica en el trazado de las fronteras de transición entre los diferentes patrones de flujo, donde el punto se encuentra zona del lado equivocado. Estos mapas fueron desarrollados en base a datos experimentales, que son difíciles que abarcan todas las geometrías o las condiciones de operación que se pueden presentar en cualquier caso de flujo bifásico.

El desempeño de los modelos de predicción de los patrones de flujo, usando el porcentaje de los puntos aciertos en comparación con la data experimental por cada patrón de flujo por separado, arroja unos porcentajes de acierto elevados. Sin embargo, eso no implica un mejor desempeño del modelo, ya que en algunos casos existe una cantidad pequeña de puntos experimentales.

---

---

## RECOMENDACIONES

Para lograr mayores velocidades superficiales en el sistema se recomienda el cambio del sistema para unir las tuberías, en particular las uniones de las mangueras de suministros de las fases con las tuberías de acrílico.

Realizar un estudio dinámico de las vibraciones en las tuberías de acrílico, para determinar la fatiga de las mismas y su tiempo de uso antes de ser cambiadas.

Se recomienda disminuir la diferencia de temperatura entre las dos fases antes de ser inyectadas al sistema, tratando de pasar a las tuberías de aire comprimido a través del tanque de líquido, para generar un equilibrio térmico entre las fases en lo posible.

En el proceso de realización de las pruebas, se observa una cantidad considerable de puntos de transición, que mantienen su configuración geométrica confusa constante mientras que se mantienen las velocidades superficiales correspondientes. Es recomendable hacer un estudio detallado sobre estas transiciones, porque en primer lugar, ocupan zonas importantes del mapa de patrones de flujo y en segundo lugar comprender su comportamiento conduce a generar criterios de transición más confiables.

Realizar un estudio específico para evaluar la influencia de las correlaciones o ecuaciones aplicadas para determinar los factores de fricción en los modelos o los criterios que predicen a los patrones de flujo, también la influencia de las propiedades de las fases en la estabilidad de los patrones de flujo.

Extender el estudio realizado en este trabajo, para mayores inclinaciones de tubería y para tuberías verticales.

---

---

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Abdul-Majeed G.H., 1996, Liquid Holdup Two-Phase Gas-Liquid Flow, *J. of Petroleum Science & Engineering* 15, 271-280
- Agrawal, S., Gregory G.A., and Govier G.W., 1973., An Analysis of Horizontal Stratified Two-Phase Flow in Pipes, *Chem. Eng. (51)*, 280-286.
- Alarcón, G., 1998. Flujo de Dos Fases. Facultad de Ingeniería, Escuela de Mecánica, ULA, Venezuela.
- Ansari, A., Sylvester, N., Sarica, C., Shoham, O., Brill, J., 1994. A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two-Phase Flow in Wellbores. *SPE Production & Facilities J.*, 142-152.
- Baker O., 1954, Simultaneous Flow of Oil and Gas. *Oil & Gas Journal*. 53, 185
- Bankoff, S., 1960. Variable Density Single Fluid Model for Two-Phase Flow with Particular Reference to Steam-Water Flow. *Trans. ASME* 82, 265.
- Barnea, D., 1987, A Unified Model for Predicting Flow Pattern Transitions in the Whole Range of Pipe Inclination, *Int. J. Multiphase Flow* 13(1), 1-12.
- Barnea, D., Shoham, O., Taitel, Y., 1980, Flow Pattern Characterization in Two-Phase Flow by Electrical Conductance Probe, *Int. J. of Multiphase Flow* 6, 387-397.
- Barnea, D., Shoham, O., Taitel, Y., 1982a. Flow Pattern Transition for Vertical Downward Two-Phase Flow. *Chem. Eng. Sci.* 37, 741-746.
- Barnea, D., Shoham, O., Taitel, Y., 1982b. Flow Pattern Transition for Downward Inclined Two-Phase Flow; Horizontal to Vertical. *Chem. Eng. Sci.* 37, 735-740
- Barnea, D., Brauner, N., 1985. Holdup of the Liquid Slug in Two Phase Intermittent Flow. *Int. J. of Multiphase flow.* 11, 43-49
- Barnea. D., 1986. Transition from Annular Flow and from Dispersed Bubble Flow – Unified Models for the Whole Range of Pipe Inclinations. *Int. J. of Multiphase flow* 12 (5), 733-744.
- Beattie, D., Whalley, P., 1982. A Simple Two-Phase Frictional Pressure Drop Calculation Method. *Int. J. of Multiphase flow.* 8, 83-87.
- Bendiksen, K. H., 1984. An Experimental Investigation of the Motion of Long Bubbles in Inclined Tubes. *Int. J. of Multiphase flow.* 10(4), 467-483.
- Beggs, H., Brill J., 1973. A Study of Two-Phase Flow in Inclined Pipes. *Journal of Petroleum Technology.* 25(5), 607-617.

- 
- Calderbank P.H., 1958. Physical Rate Processes in Industrial Fermentation; Part I: The Interfacial Area in Gas-Liquid Contacting with Mechanical Agitation. *Trans. Inst. Chem. Engrs.* 36, 443-463,
- Duns, H. y Ros, C. J., 1963, Vertical Flow of Gas and Liquid Mixtures in Wells. Pm., Sixth World Pet. Cong., Frankfurt II, 451-465.
- García, F., 2004. Factor de Fricción para Flujo Bifásico de Gas Y Líquido en Tuberías Horizontales para Régimen Laminar y Turbulento. Tesis doctoral. Facultad de Ingeniería, Universidad Central de Venezuela.
- García, F., García, R., Padrino, J., Mata, C., Trallero, J., Joseph, D., 2003. Power Law And Composite Power Law Friction Factor Correlations for Laminar and Turbulent Gas-Liquid Flow in Horizontal Pipelines. *Int. Multiphase flow* 29, 1605-1624.
- Gazley, C., 1949, Interfacial Shear and Stability in Two-Phase Flow, PhD theses, Univ. Del., Newark.
- Gómez, L., Shohan, O., Schmidt, Z., Chokshi, R., Northug, T., 2000, Unified Mechanistic Model for Steady-State Two-Phase Flow: Horizontal to Vertical Upward Flow, *SPE 65705, SPE J* 5 (3), 339-350.
- Gómez, L., Shohan, O., Taitel, Y., 2000b. Prediction of Slug Liquid Holdup: horizontal to Upward Vertical Flow. *Int. Journal Multiphase Flow* 26(3), 517-521.
- Gómez, Y. E., 2005. Diseño de un Banco de Ensayos para el Estudio de Flujo Bifásico Isotérmico de Gas y de Líquido en Tuberías. Trabajo especial de grado. Facultad de Ingeniería, Universidad Central de Venezuela
- Gregory, G., Nicholson, M., Aziz, K., 1978. Correlation of the Liquid Volume Fraction in the Slug for Horizontal Gas-Liquid Slug Flow. *Int. Journal Multiphase Flow* 4, 33-39.
- Harmathy, T. Z., 1960. Velocity of Large Drops and Bubbles in Media of Infinite or Restricted Extent, *AICHE J.*, 6:281.
- Hienze. J.O., 1955. Fundamentals of the Hydrodynamic Mechanism of Splitting in Dispersión Processes. *AICHe J.*, 1:289-295.
- Jeffreys, H., 1925. On the Formation of Water Waves by Wind. *Proc. Royal Soc.*, A107,189
- Jeffreys, H., 1926, On the Formation of Water Waves by Wind.(second paper) *Proc. Royal Soc.*, A110:241.
- Levich, V.C., 1962. Physicochemical Hydrodynamics, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N. J.
- Lockhart, R., Martinelli, R., 1949. Proposed Correlation of Data for Isothermal Two-Phase Two Component Flow in Pipes, *Chem. Eng. Prog.* 45(1), 39-48.

- 
- Mandhane, J., Gregory, G., Aziz, K., 1974. A Flow Pattern Map for Gas-Liquid Flow in Horizontal Pipes. *Int. Multiphase Flow* . 1, 537-553.
- Mukherjee, H., Brill, J., 1985. Empirical Equations to Predict Flow Patterns in Two-Phase Inclined Flow, *Int. Multiphase Flow* 11(3), 299-315.
- Oliemans, R., 1976. Two Phase Flow in Gas-Transmission Pipelines. ASME paper 76-Pet-25, presented at Pet. Div. *ASME meeting*, Mexico.
- Oliemans, R. V. A., Pots, B. F., and Trope, N., 1986. Modeling of Annular Dispersed Two-Phase Flow in Vertical Pipes. . *Multiphase Flow* 12(5), 711-732..
- Ouyang, L., 1998. Single Phase and Multiphase Fluid Flow in Horizontal Wells. PhD Dissertation Thesis. Department of Petroleum Engineering. School of Earth Sciences. Stanford University. Stanford, CA., 248.
- Petalas N., Aziz K., 1997. A Mechanistic Model for Stabilized Multiphase flow in Pipes. Technical Report for Members of Reservoir Industrial Affiliates Program (SUPRI-B) and Horizontal Well Industrial Affiliates Program (SUPRI-HW), Stanford University, CA.
- Petalas N., Aziz K., 1998. A Mechanistic Model for Multiphase Flow in Pipes, The 49th annual technical meeting of Petroleum Society of the Canadian Institute of mining, metallurgy and petroleum held in Calgary, Canada., N° 98-39
- Ros, N., 1961. Simultaneous flow of gas and liquid as encountered in well tubing. *J. Pet. Technology*, 1037-1049.
- Rouhani, S., Sohel, M., 1983. Two-Phase Flow Pattern: A review of research result. *Progress in Nuclear Energy* 11, 217-259.
- Sevik M. and Park. S.H., 1973. The splitting of drops and bubbles by turbulent fluid flow” *Trans. ASME J. Fluid Engineering*, 95-53.
- Shoham O., 1982. Flow Pattern Transition and Characterization in Gas-Liquid Two Phase Flow in Inclined Pipe”. Ph.D thesis, Tel-Aviv University, Ramat-Aviv, Israel.
- Streeter, V.L. 1961. Handbook of Fluid Dynamics, McGraw-Hill, New York, 1 Edition.
- Taitel, Y., 1990. Flow Pattern Transition in Two Phase Flow, Keynote Lecture in Proc. 9th Int. Heat Transfer Conf., Jerusalem, Israel, 1, 237-254.
- Taitel, Y., Barnea, D., Dukler, A., 1980. Modeling Flow Pattern Transition for Steady Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes, *AIChE J.* 26(3), 345-354.
- Taitel, Y., Dukler, A., 1976. A model for Prediction of Flow Regime Transitions in Horizontal and near Horizontal Gas-Liquid Flow, *AIChE J.* 22(1), 47-55.
- Toro, T. y Suárez, L., 2007. Estudio Experimental de Patrones de Flujo Bifásico Aire – Agua en Tuberías Horizontales e Inclinadas, Trabajo Especial de Grado. Facultad de Ingeniería, Universidad Central de Venezuela. En desarrollo.

- 
- Tovar, K. e Ibarra, R., 2006. Rediseño y Construcción de un Banco de Ensayos para el Estudio de Flujo de Gas y/o de Líquido Isotérmico en Tuberías., Trabajo Especial de Grado. Facultad de Ingeniería, Universidad Central de Venezuela.
- Wallis, G., 1969, One Dimensional Two-Phase Flow, McGraw-Hill.
- Weber, M. E., 1981. Drift in Intermittent Two-Phase Flow in Horizontal Pipes. *Canadian J. Chem. Eng.* 59; 398-399
- Weisman, J., Duncan, D., Gibson, J., Crawford, T., 1979, Effect of Fluid Properties and Pipe Diameter on Two-Phase Flow Pattern in Horizontal Lines, *Int. J. Multiphase Flow* 5, 437-460.
- Xiao, J., Shoham, O., Brill, J., 1990, A Comprehensive Mechanistic Model for Two-Phase Flow in Pipelines. En The 65th SPE Annual Technical Conference and Exhibition, New Orleans, LA. Paper *SPE 20631*. 167-180. September. 23-26.
- Zukoski, E. E., 1966, Influence of Viscosity, surface tension, and inclination Angle on Motion of long Bubbles in Closed Tubes. *J. Fluid Mech.* 25,821-837