



**INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL**

---

---

**ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERÍA MECÁNICA Y ELÉCTRICA**

**SECRETARÍA DE INVESTIGACIÓN Y POSGRADO**

**SEPI-UNIDAD CULHUACAN**

**“SIMULACIÓN NUMÉRICA DE UNA CONFLUENCIA  
HORIZONTAL QUE TRANSPORTA MEZCLAS BIFÁSICAS  
CUANDO CONVERGEN DOS FLUJOS SLUG”**

**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL GRADO DE MAESTRO EN CIENCIAS  
DE INGENIERÍA EN SISTEMAS ENERGÉTICOS**

**P R E S E N T A:**

**ING. GERARDO JESÚS FLORES ALVAREZ**

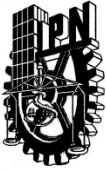
**DIRECTOR DE TESIS**

**DR. FLORENCIO SÁNCHEZ SILVA**



**México D.F.**

**JULIO 2011**



**INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL**  
**SECRETARÍA DE INVESTIGACIÓN Y POSGRADO**

SIP-14

*ACTA DE REVISIÓN DE TESIS*

En la Ciudad de México, D. F. siendo las 11:30 horas del día 25 del mes de julio del 2011 se reunieron los miembros de la Comisión Revisora de la Tesis, designada por el Colegio de Profesores de Estudios de Posgrado e Investigación de SEPI-ESIME-CULHUACAN para examinar la tesis titulada:

"Simulación Numérica de una Confluencia Horizontal que Transporta Mezclas Bifásicas cuando Convergen Dos Flujos Slug"

Presentada por el alumno:

<b>Flores</b>	<b>Alvarez</b>	<b>Gerardo Jesús</b>
Apellido paterno	Apellido materno	Nombre(s)

Con registro: 

A	0	8	0	5	3	6
---	---	---	---	---	---	---

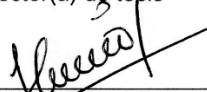
aspirante de:

**MAESTRÍA EN CIENCIAS DE INGENIERÍA EN SISTEMAS ENERGÉTICOS**

Después de intercambiar opiniones, los miembros de la Comisión manifestaron **APROBAR LA TESIS**, en virtud de que satisface los requisitos señalados por las disposiciones reglamentarias vigentes.


**LA COMISIÓN REVISORA**


Director(a) de tesis

  
Dr. Florencio Sánchez Silva

  
Dr. Igor Loboda


  
Dr. Miguel Ángel Olivares Robles

  
Dr. Ignacio Carvajal Mariscal

  
**S.E.P.**  
 SECCION DE ESTUDIOS DE  
 POSGRADO E INVESTIGACION  
 ESIME CULHUACAN

  
Dra. Iryna Ponomaryova

**PRESIDENTE DEL COLEGIO DE PROFESORES**

  
Dr. Gonzalo Isaac Duchén Sánchez





# INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL

SECRETARÍA DE INVESTIGACIÓN Y POSGRADO

## CARTA DE CESIÓN DE DERECHOS

En la Ciudad de México, D.F., el día 27 del mes de julio del año 2011 el que suscribe Ing. Gerardo Jesús Flores Alvarez alumno del Programa de Maestría en Ciencias de Ingeniería en Sistemas Energéticos con número de registro A080536 adscrito a la Sección de Estudios de Posgrado e Investigación de la E.S.I.M.E. Unidad Culhuacan, manifiesta que es autor intelectual del presente Trabajo de Tesis bajo la dirección del Dr. Florencio Sánchez Silva y cede los derechos del trabajo titulado: "Modelo matemático de una simulación numérica en una confluencia de líneas horizontales de transporte, conduciendo flujo slug" al Instituto Politécnico Nacional para su difusión, con fines Académicos y de Investigación.

Los usuarios de la información no deben reproducir el contenido textual, graficas o datos del trabajo sin permiso expreso del autor y/o director del trabajo. Este puede ser obtenido escribiendo a la siguiente dirección de correo electrónico [dragondorado56@hotmail.com](mailto:dragondorado56@hotmail.com). Si el permiso se otorga, el usuario deberá dar el agradecimiento correspondiente y citar la fuente del mismo.

Ing. Gerardo Jesús Flores Alvarez



# AGRADECIMIENTOS

Agradezco a los miembros de la comisión revisora de este trabajo:

Dr. Florencio Sánchez Silva

Dr. Igor Loboda

Dr. Miguel Ángel Olivares Robles

Dr. Ignacio Carvajal Mariscal

Dra. Iryna Pnomaryova

Dr. Guillermo Jarquin López

Por su enseñanza, consejos, tolerancia y paciencia en la formación y realización de este programa de posgrado.

De igual manera, agradezco profundamente el apoyo prestado para el buen desarrollo de mi trabajo, a todo el personal del Laboratorio de Ingeniería Térmica e Hidráulica Aplicada (LABINTHAP).



# ÍNDICE

RELACIÓN DE FIGURAS	ix
RELACIÓN DE TABLAS	xiii
NOMENCLATURA	xv
RESUMEN	xix
ABSTRACT	xxi
INTRODUCCIÓN	xxiii
<b>CAPÍTULO 1 MARCO TEÓRICO</b>	<b>1</b>
<b>1.1. Problemática del flujo bifásico</b>	<b>3</b>
<b>1.2. Definiciones y parámetros básicos para el estudio del flujo bifásico</b>	<b>5</b>
1.2.1. Fracción volumétrica de líquido	5
1.2.2. Fracción de líquido aparente ( $\lambda$ , sin deslizamiento)	6
1.2.3. Densidad bifásica	6
1.2.4. Densidad de la mezcla homogénea	7
1.2.5. Velocidades superficial y real de las fases	7
1.2.6. Otros parámetros importantes	8
<b>1.3. Patrones de flujo</b>	<b>9</b>
1.3.1. Clasificación del patrón de flujo en tuberías horizontales	9
<b>1.4. Mapas de patrón de flujo</b>	<b>11</b>
1.4.1. Mapa de patrón de flujo en tuberías horizontales	12
1.4.1.1. Mapa de patrón de flujo de Baker	12
1.4.1.2. Mapa de patrón de flujo de Taitel Y Dukler	13
1.4.1.3. Mapa de patrón de flujo de Mandhane	15
<b>1.5. Transición de flujo</b>	<b>16</b>
<b>1.6. Caracterización del flujo slug en tuberías horizontales</b>	<b>17</b>
1.6.1. Velocidad de la burbuja de Taylor	18
1.6.2. Determinación de la fracción volumétrica de gas (Void fraction, $\alpha$ )	22
1.6.3. Métodos para determinar la velocidad del slug	22
1.6.4. Métodos para determinar la frecuencia del slug	25
1.6.5. Determinación de la longitud del slug	30
<b>Capítulo 2 MODELOS DE FLUJO BIFÁSICO Y MODELO MATEMÁTICO</b>	<b>33</b>
<b>2.1. Modelos de flujo bifásico</b>	<b>35</b>
2.1.1. Modelos de predicción de la fracción volumétrica de líquido	35
2.1.2. Modelo de predicción de la fracción volumétrica de líquido en el slug y la longitud del slug	37
2.1.3. Predicción de la longitud de un slug estable	39
2.1.4. Modelo de predicción de la distribución de velocidad	41
2.1.5. Modelos de predicción de la frecuencia del slug	46
2.1.6. Predicción de la longitud de la unidad del slug	48
<b>2.2. Caída de presión en el flujo slug</b>	<b>49</b>
2.2.1. Oscilación de la presión en el flujo slug	53
<b>2.3. Modelo matemático para predicción de pérdidas de presión en confluencias de transporte bifásico</b>	<b>53</b>
<b>2.4. Desarrollo del modelo matemático</b>	<b>58</b>
2.4.1. Modelos y consideraciones para su obtención	58
2.4.2. Modelo matemático	59

---

<b>Capítulo 3</b>	<b>Método de Simulación con el Modelo Matemático</b>	<b>67</b>
<b>3.1.</b>	<b>Desarrollo de la simulación con el modelo matemático</b>	<b>69</b>
3.1.1.	Diseño del sistema de simulación	69
3.1.2.	Planeación de las corridas de simulación	70
3.1.2.1.	Establecimiento de la matriz de pruebas	70
3.1.2.2.	Casos de estudio para las corridas de simulación	71
3.1.3.	Caracterización del estado del sistema	72
3.1.4.	Corridas de simulación	84
3.1.4.1.	Obtención de la presión en las fuentes de las líneas de transporte	86
<b>Capítulo 4</b>	<b>Análisis de Resultados</b>	<b>93</b>
<b>4.1.</b>	<b>Comportamiento del flujo en las tuberías de transporte</b>	<b>95</b>
<b>4.2.</b>	<b>Efectos de los diámetros de tubería</b>	<b>96</b>
<b>4.3.</b>	<b>Efectos en las condiciones del flujo</b>	<b>101</b>
<b>4.4.</b>	<b>Efectos de las relaciones de flujo con el coeficiente de pérdidas</b>	<b>107</b>
	<b>CONCLUSIONES</b>	<b>111</b>
	<b>RECOMENDACIONES</b>	<b>113</b>
	<b>REFERENCIAS</b>	<b>115</b>
	<b>ANEXO 1</b>	<b>119</b>
	<b>ANEXO 2</b>	<b>137</b>
	<b>ANEXO 3</b>	<b>147</b>
	<b>APÉNDICE A</b>	<b>151</b>

# RELACIÓN DE FIGURAS

Figura	Descripción	Página
1.1	Fractura de una tubería	3
1.2	Procesos secundarios para la recuperación del petróleo	4
1.3	Técnica de inyección de gas para la compensación de presión en el yacimiento	4
1.4a	Flujo estratificado liso	10
1.4b	Flujo estratificado ondulado	10
1.5	Flujo anular	10
1.6	Flujo burbujeante	10
1.7	Flujo neblina	10
1.8	Flujo plug	11
1.9	Flujo slug	11
1.10	Mapa de patrón de flujo de Baker (1954), para tuberías horizontales	13
1.11	Mapa de patrón de flujo de Taitel y Dukler (1976) para tuberías horizontales	15
1.12	Mapa de patrón de flujo propuesto por Mandhane	16
1.13	Esquema del flujo slug	17
1.14	Celda unitaria de un flujo slug horizontal	18
1.15	Relación de la velocidad como una función de $j\mu_l/\sigma$ , obtenida por Suo y Griffith	21
1.16	Determinación del valor $C_0$ por medio de la pendiente de la curva que relaciona la velocidad experimental del slug y la velocidad de la mezcla homogénea	22
1.17	Señales típicas del tiempo de retardo de dos señales de presión de un flujo slug	23
1.18	Curva de la correlación cruzada a condiciones de $U_{SG} = 9.64$ m/s y $U_{SL} = 1.0415$ m/s	24
1.19	Comparación de la velocidad del slug usando el método de retraso por pulsos y el de correlación cruzada	24
1.20	Dependencia de la velocidad del slug a la frecuencia del mismo	27
1.21	Frecuencia experimental del slug vs Número de Froude del slug	28
1.22	Comparación de la correlación obtenida y la correlación de Grescovich y Shrier	29
1.23	Longitud del slug vs velocidad superficial del líquido a diferentes velocidades superficiales de gas	31
2.1	Predicción del valor de $H_{LS}$ sobre la frontera de transición de Flujo burbuja dispersa a flujo slug	38
2.2	Dependencia de la fracción volumétrica del slug $H_{LS}$ con la velocidad del slug $U_S$ , Gregory et al. (1978)	39
2.3	Perfiles de velocidad, por Taitel et al. (1980) para la predicción de la longitud del slug	40
2.4	Bosquejo simplificado para auxiliar en la predicción de la velocidad de arrastre de una Burbuja de Taylor, $U_d$ y una	42

	burbuja dispersa en el slug líquido $U_0$	
2.5	Señales de tiempo obtenidas de los sensores para determinar las longitudes del slug, burbuja de Taylor y unidad de slug	45
2.6	Tiempos $t_1$ y $t_2$ de los dos paso que cumplen el proceso de formación de un slug	47
2.7	Representación esquemática de una captura de unidades de slug a lo largo de una tubería en un instante dado $t$	53
2.8	Comportamiento oscilatorio de la presión en un flujo slug	53
2.9	Configuración geométrica para la confluencia de Vaszonyi	56
2.10	Configuración geométrica para la confluencia de Gardel	57
2.11	Representación de las fracciones volumétricas de líquido en un flujo bifásico y en un tapón de líquido	62
2.12	Modelo caída de presión flujo slug	65
3.1	Elementos del sistema de confluencia	70
3.2	Ubicación en el diagrama de Mandhane de la matriz de pruebas	71
3.3	Esquema de los volúmenes de control 1 y 2	72
3.4	Esquema VC 4	73
3.5	Esquema del VC 3	73
3.6	Matriz de pruebas para la caracterización del Flujo slug, manteniendo $U_{SL}$ constante y variando $U_{SG}$	73
3.7	Dependencia de la frecuencia del slug con la fracción volumétrica aparente del líquido, estipulado en la ecuación 2.109., de F. Sánchez [10]	77
3.8	Dependencia inversamente proporcional de $H_{LS}$ con $U_M$	77
3.9	Relación de la Velocidad del slug con la Frecuencia del slug	78
3.10	Variación del número de Froude con la velocidad superficial del gas	79
3.11	Variación del número de Froude con la velocidad del slug	80
3.12	Importancia del aumento de la fracción volumétrica del gas en el aumento de $U_S$	80
3.13	Efecto de la variación de las velocidades superficiales en el número de Froude	81
3.14	Efecto del número de Froude en la velocidad del slug	81
3.15	Crecimiento de la longitud de la unidad al aumentar $U_{SG}$	82
3.16	Efecto en la longitud de la unidad por la frecuencia del slug	83
3.17	Aumento del multiplicador bifásico de Lockhart-Martinelli con $U_{SL}$	83
3.18	Disminución del multiplicador bifásico a aumentos de fracciones volumétricas de gas	84
3.19	Mayores caídas de presión por el líquido en el slug	84
3.20	Diagrama de flujo de las corridas de simulación	85
3.21	Identificación de la nueva región de patrón de flujo por la combinación de las líneas de transporte	86
3.22	Arreglo de la simulación para cada elemento de la red	87
3.23	Definición de la simulación	87
3.24	Datos de los fluidos componentes para la simulación	87
3.25	Características de la tubería	87
3.26	Definición de la composición bifásica y selección de las	88

	condiciones iniciales en la fuente	
3.27	Condiciones iniciales en el sumidero	88
3.28	Obtención de la presión en la fuente	88
3.29	Presión obtenida en la fuente es fijada como condición inicial	89
3.30	Estimación de las condiciones iniciales en el sumidero	89
3.31	Corrección de la presión de salida en el sumidero	89
3.32	Mensaje que señala las iteraciones en el cálculo de las presiones	90
3.33	Arreglo para la simulación de la confluencia	90
4.1	Mezclado de las dos corrientes de flujo en la confluencia de tuberías	95
4.2	Suma resultante de las frecuencias mayores a la unidad de las líneas de transporte, corrida a-A y $D_1=D_2$	96
4.3	Aumento de la oscilación de la caída de presión debido al flujo slug en el colector por la combinación de altas frecuencias a diámetros iguales	98
4.4	Disminución de la caída de presión en el colector por la inyección de flujo con una gran cantidad de gas ( $U_{SG}=4.5$ m/s, $U_{SL}=0.4$ ms/)	98
4.5	Acercamiento al flujo burbujeante, corrida a-A de la tabla 4.1.	99
4.6	Nuevas regiones de flujo resultantes de la combinación de la matriz de pruebas establecida	99
4.7	Aumento de la película de líquido al intercalarse los slugs del ramal en la línea principal	100
4.8	Disminución de la caída de presión debido a la inyección de flujo con mayor cantidad de gas	100
4.9	Salto hidráulico ocasionado por una alta velocidad de gas pasando el punto de confluencia	101
4.10	Intercalación de slugs en la corrida a-B	102
4.11	Distribución de la fracción volumétrica de líquido en la película	103
4.12	Acercamiento al flujo plug al interactuar dos flujos con la misma frecuencia	103
4.13	Posible condición para la intercalación de los slugs y expansión del exceso de gas	104
4.14	Crecimiento de la burbuja de Taylor por posible coalescencia	104
4.15	Efectos de los choques de tapones de líquido	105
4.16	Semejanza de la caída de la presión debida al flujo slug para condiciones de frecuencias iguales	106
4.17	Punto de operación donde las frecuencias y otros parámetros son iguales	106
4.18	Coefficientes de pérdidas para el modelo bifásico a $\theta=20^\circ$	108
4.19	Reducción del coeficiente de pérdidas para el modelo de Gardel y Vaszonyi aumentando el ángulo de incidencia ( $\theta$ )	108
4.20	Coefficientes de pérdida de carga a un ángulo de $45^\circ$	109
4.21	Variación del comportamiento del coeficiente de pérdidas con el ángulo de incidencia	110

- 4.22 Caída de presión de acuerdo al modelo de Vaszonyi, 110  
abarcando condiciones de flujo plug y slug

# RELACIÓN DE TABLAS

Tabla	Descripción	Página
1.1	Parámetros del flujo bifásico	8
1.2	Ecuaciones para la obtención de los parámetros adimensionales utilizados en el mapa de Taitel y Dukler	14
1.3	Rango de valores de los parámetros para los datos utilizados por Mandhane	15
1.4	Grupo de parámetros adimensionales que consideran las propiedades físicas para la determinación de la velocidad de la burbuja	20
1.5	Correlaciones para determinar la velocidad del slug	25
1.6	Correlaciones para determinar la frecuencia del slug	29
1.7	Resultados de la longitud del slug, obtenidos por varios investigadores	31
2.1	Modelos de predicción de la fracción volumétrica de líquido para tuberías horizontal	36-37
2.2	Mediciones obtenidas de las corridas de flujo, trabajo de Kvernfold [17]	45
3.1	Caso de estudio donde los diámetro de las tres líneas es de 2.54 cm y a un ángulo determinado	71
3.2	Caso de estudio donde los diámetros de las tres líneas es de 5.08 cm y a un ángulo determinado	72
3.3	Caso de estudio donde los diámetros de la línea principal y el colector son iguales (5.08 cm), y mayores al diámetro del ramal (2.54 cm), con ángulo determinado	72
3.4a	Caracterización de flujo en una tubería de 0.0254 m, manteniendo constante $U_{SL} = 1$ y 1.25 m/s y variando $U_{SG}$ de 2.5 a 6 m/s	74
3.4b	Continuación de la caracterización del flujo en la tubería de 0.0254 m, constantes $U_{SL}$ de 1.5 y 1.75 m/s, y misma variación de $U_{SG}$	75
3.4c	Continuación de la caracterización del flujo en la tubería de 0.0254 m, constante $U_{SL}$ de 2 m/s, misma variación de $U_{SG}$	76
3.5	Disminución de $H_{LS}$ al aumentar $f_S$	78
3.6	Presiones calculadas para cada una de las fuentes de las tuberías	90
3.7	Presiones obtenidas en las fuentes con el arreglo de la confluencia	91
4.1	Comportamiento de los parámetros del flujo slug para una configuración de diámetros del ramal y línea principal iguales, corrida a-A	97
4.2	Características del punto identificado en la caracterización del flujo slug, cuyas frecuencias son iguales	105



# NOMENCLATURA

Símbolo	Descripción	Unidades
$A$	Área transversal de la tubería	$m^2$
$A_b$	Área de la burbuja de Taylor	$m^2$
$A_G$	Área transversal del gas	$m^2$
$A_k$	Área de las fases	$m^2$
$A_L$	Área transversal del líquido	$m^2$
$a$	Relación de áreas	----
$A_T$	Área total de la tubería	$m^2$
$C_0$	Coefficiente de deslizamiento	----
$C_1$	Factor de continuidad de flujo	----
$C_2$	Velocidad de propagación de las burbujas	m/s
$C$	Constante del movimiento de la mezcla	m/s
$C$	Coefficiente de fricción del líquido	----
$c_G$	Coefficiente del gas para el cálculo del factor de fricción	----
$c_L$	Coefficiente del líquido para el cálculo del factor de fricción	----
$d_c$	Diámetro crítico de una burbuja	mm
$D$	Diámetro de tubería	m
$d_i$	Diámetro interno	m
$E$	Energía total del fluido	J
$f$	Factor de fricción	----
$f_k$	Factor de fricción de las fases	----
$Fr_G$	Número de Froude de la fase gaseosa	----
$Fr_G$	Número de Froude del gas	----
$Fr_L$	Número de Froude del líquido	----
$f_s$	Frecuencia del slug	Hz
$f_{sk}$	Factor de fricción superficial de las fases	----
$g$	aceleración de la gravedad	$m/s^2$
$G_G$	Flux másico del gas	$kg/s \cdot m^2$
$G_G$	Flux másico en la burbuja de Taylor	$kg/s \cdot m^2$
$G_L$	Flux másico del líquido	$kg/s \cdot m^2$
$G_M$	Flux másico total del mezcla	$kg/s \cdot m^2$
$h_0$	Altura de una película estratificada	m
$H_L$	Fracción volumétrica de líquido	----
$H_G$	Fracción volumétrica de gas	----
$H_{Lf}$	Fracción volumétrica en la película de líquido	----
$I$	Intermitencia del slug	----
$J_A$	Flux volumétrico de la fase A	$m^3/s \cdot m^2$
$J_B$	Flux volumétrico de la fase B	$m^3/s \cdot m^2$
$J_G$	Flux volumétrico de gas	$m^3/s \cdot m^2$
$j_G$	Velocidad media del gas	m/s
$J_L$	Flux volumétrico del líquido	$m^3/s \cdot m^2$
$j$	Velocidad media en el slug	m/s
$K_{1-3}$	Coefficiente de pérdidas	----
$K_{2-3}$	Coefficiente de pérdidas	----

$K$	Número adimensional flujo en el mapa de Baker	----
$L_b$	Longitud de la burbuja de Taylor	m
$L_f$	Longitud de la película de líquido	m
$L_S$	Longitud del slug	m
$L_u$	Longitud de la unidad	m
$m$	Flujo másico	kg/s
$m$	Fracción de la burbuja en la sección transversal de la tubería	----
$m_{f-S}$	Intercambio de flujo másico del slug y la película	kg/s
$m_G$	Flujo másico del gas	kg/s
$m_k$	Flujo másico de las fases	kg/s
$m_L$	Flujo másico del líquido	kg/s
$M$	Número de Mach	----
$m_T$	Flujo másico total	kg/s
$n_G$	Coefficiente del gas empleado en el cálculo del factor de fricción	----
$n$	indicador del tipo de flujo	----
$q$	Relación de flujos volumétricos	----
$n_L$	Coefficiente del líquido empleado en el cálculo del factor de fricción	----
$P$	Presión	Pa
$Q$	Flujo volumétrico	m <sup>3</sup> /s
$Q_k$	Flujo volumétrico de las fases	m <sup>3</sup> /s
$Q_T$	Flujo volumétrico total	m <sup>3</sup> /s
$Re_j$	Número de Reynolds a la velocidad media en el slug	----
$Re_k$	Número de Reynolds de las fases	----
$Re_L$	Número de Reynolds de slug líquido	----
$Re_m$	Reynolds de la mezcla	----
$Re_{sk}$	Reynolds superficial de las fases	----
$Re_{TP}$	Número de Reynolds de flujo bifásico	----
$R_{xy}[N]$	Función de correlación cruzada	----
$t_l$	Tiempo de barrido del líquido frente a una onda hasta su caída	s
$t_2$	Tiempo de equilibrio del nivel de líquido	s
$t_b$	Tiempo de paso de la burbuja de Taylor	m
$T$	Número adimensional del gradiente de presión de flujo	----
$t_p$	Tiempo de paso de la película de líquido	s
$t_{retardo}$	tiempo de retraso	s
$t_S$	Tiempo de paso del slug líquido	s
$t_u$	Tiempo de paso de la unidad	s
$U_{0\infty}$	Velocidad de arrastre de una burbuja dispersa	m/s
$U_0$	Velocidad de flotación de las burbujas dispersas en el slug	m/s
$u_0$	Velocidad de la película estratificada	m/s
$U_{def}$	Velocidad de arrastre eficaz	m/s
$U_d$	Velocidad de Arrastre	m/s
$U$	Energía interna del fluido	kJ/kg
$U_f$	Velocidad de la película	m/s
$U_G$	Velocidad promedio del gas	m/s
$U_k$	Velocidad superficial de las fases	m/s

$U_L$	Velocidad promedio del líquido	m/s
$u_{max}$	Velocidad máxima del chorro de líquido	m/s
$U_{max}$	Velocidad máxima local del líquido enfrente de la punta de la nariz	m/s
$U_{med}$	Velocidad media de la sección transversal del líquido	m/s
$U_M$	Velocidad de la mezcla	m/s
$U_{SG}$	Velocidad superficial de gas	m/s
$U_{SL}$	Velocidad superficial de líquido	m/s
$U_S$	Velocidad del slug	m/s
$U_T$	Velocidad de Traslación	m/s
$u$	Velocidad de un chorro de líquido	m/s
$v_b$	Velocidad de la burbuja de Taylor	m/s
$V_b$	Volumen de la burbuja de Taylor	m <sup>3</sup>
$V_C$	Velocidad central en el cuerpo del slug	m/s
$v_G$	Volumen específico del gas	m <sup>3</sup> /kg
$V_L$	Volumen de líquido	m <sup>3</sup>
$v_L$	Volumen específico del líquido	m <sup>3</sup> /kg
$v_M$	Volumen específico de la mezcla	m <sup>3</sup> /kg
$V_{Tef}$	Velocidad eficaz de traslación	m/s
$V_T$	Velocidad de la burbuja de Taylor propuesta por Nicklin	m/s
$V$	Volumen total de la tubería	m <sup>3</sup>
$v$	Volumen específico del fluido	m <sup>3</sup> /kg
$Wb$	Número de Weber	----
$x_a$	Componente axial de la velocidad $u$	m
$X$	Parámetro de Lockhart-Martinelli	----
$Y$	componente normal de la velocidad $u$	m
$Z$	Relación de las fuerzas inerciales con la caída de presión en el gas	----
$(dp/dz)_k$	Gradiente de presión de las fases	Pa/m
$(NFr)_S$	Número de Froude en el slug líquido	----
$(US)_{CC}$	Velocidad del slug captada por la sonda	m/s
$(\Delta P)_b$	Caída de presión debida a la burbuja de Taylor	Pa/m
$(\Delta P)_S$	Caída de presión debida al slug líquido	Pa/m
$\alpha$	Fracción volumétrica del gas	----
$\alpha_b$	Fracción volumétrica del gas en la burbuja	----
$\alpha_S$	Fracción volumétrica del gas presente en el slug líquido	----
$\alpha_u$	Fracción volumétrica del gas en la unidad	----
$\gamma$	Constante universal establecida por Schlichting	----
$\delta$	Espesor de la película de líquido	mm
$\Delta P$	Caída de presión total	Pa/m
$\Delta P_a$	Caída de presión por aceleración	Pa/m
$\Delta P_f$	Caída de presión por fricción	Pa/m
$\Delta P_h$	Caída de presión hidrostática	Pa/m
$\Delta P_{SG}$	Caída de presión superficial del gas	Pa/m
$P_{SL}$	Caída de presión superficial del líquido	Pa/m
$\Delta t$	Intervalo de tiempo	s
$\Delta x$	Dsitancia recorrida por la burbuja de Taylor	m
$\zeta$	Longitud de la onda	----
$\theta$	Angulo de incidencia de la confluencia	----
$\iota$	Parámetro de Baker para el gas	----

$\mu$	Viscosidad cinemática del fluido	$m^2/s$
$\mu_{MS}$	Viscosidad de la mezcla	$m^2/s$
$\vartheta$	Viscosidad dinámica del fluido	$Kg/m \cdot s$
$\rho_f$	Densidad bifásica	$kg/m^3$
$\rho_M$	Densidad de la mezcla	$kg/m^3$
$\rho_M$	Densidad al Número de Reynolds	$kg/m^3$
$\rho_M$	Densidad de la mezcla sin tomar en cuenta el deslizamiento	$kg/m^3$
$\rho_{MH}$	Densidad de la mezcla homogénea	$kg/m^3$
$\rho_{MS}$	Densidad de la mezcla en el cuerpo del slug líquido	$kg/m^3$
$\sigma$	Tensión superficial	$N/m$
$\tau$	Retraso de las señales en la sonda	$s$
$\varphi_G$	Multiplicador bifásico de gas Martinelli	----
$\varphi_L$	Multiplicador bifásico de líquido de Martinelli	----
$\psi$	Parámetro adimensional de Groeneveld y Delorme para el líquido	----
$\sigma$	Indicador para la posición del flujo	----
1	Línea principal	----
2	<i>Ramal</i>	----
3	<i>Colector</i>	----

# RESUMEN

En este trabajo de tesis se desarrolla un modelo matemático cuya finalidad es estudiar el comportamiento de dos flujos slug convergiendo en una confluencia de tuberías. El modelo está dividido en dos partes; la primera analiza los factores que afectan a la pérdida de presión debido a la interacción de estos dos flujos y la segunda determina la caída de presión debida al flujo slug en las tres secciones de tuberías que la conforman.

Adicionalmente se presenta la caracterización del flujo slug para las distintas secciones de tuberías, variando las condiciones de flujo ( $U_{SG}$  y  $U_{SL}$ ) y los diámetros de las mismas. Para este procedimiento se desarrolla un algoritmo en MATLAB. Se fija una matriz de pruebas para las corridas de simulación, las condiciones de operación que definen esta zona se ubicaron en el mapa de patrones de flujo de Mandhane. Se simuló la interacción de los dos flujos en las dos líneas de transporte utilizando el modelo matemático, el cual está integrado por las relaciones que caracterizan al flujo slug y por los modelos propuestos por Vazsonyi y Gardel para el cálculo de los coeficientes de pérdidas por la confluencia. En las simulaciones también se consideraron variables geométricas como los diámetros de las secciones y el ángulo de incidencia.

Los resultados obtenidos son los coeficientes de pérdidas de presión en la confluencia a distintas configuraciones geométricas y condiciones de flujo, las pérdidas de presión en dicha confluencia, así como el comportamiento del flujo después de la interacción, las tendencias son las esperadas tanto en las características del flujo resultante como de la pérdida de presión en las dos corrientes.

Se tiene un modelo matemático que explica lo que sucede cuando interactúan dos corrientes bifásicas en el patrón de flujo slug en una confluencia, que puede aplicarse al diseño de redes de transporte y colección de flujos bifásicos.



# ABSTRACT

A mathematical model was developed in order to simulate and study the behavior of two slug flows converging in a confluence of two pipelines. The model is divided in two parts; the first one analyzes the factors affecting the pressure drop due to the two flow interaction and the second one determines the pressure drop due to the slug flow presence in the three sections.

Additionally it is presented the slug flow characterization for the three sections of the pipe in function of the flow conditions, ( $U_{SG}$  and  $U_{SL}$ ), and the diameters of the pipes. For this purpose an algorithm in MATLAB was developed. A test matrix was fixed in terms of the superficial velocities and with the help of the Mandhane flow pattern map. The interaction of the two flows in the transport lines was simulated using the mathematical model, which is formed by the relations that characterize the slug flow and the models proposed by Vazsonyi and Gardel for the convergence loss coefficients calculation. Within the simulation the geometrical parameters as diameter of the sections and the incidence angles were considered.

The results obtained are the pressure drop coefficients in the confluence at different geometrical configurations and flow conditions, the pressure drop in the confluence, and the flow behavior after the interaction. The trend of the typical parameters and pressure drop both in the sections and in the confluence are as the ones we have attended.

Finally we have a mathematical model that explains what happens when two slug flows interact in a confluence of two pipes that can be applied to the design of the transport networks and collection of two phase flows.



# INTRODUCCIÓN

Existe un campo de aplicación muy diverso en donde los sistemas de transporte de fluidos bifásicos se hacen presentes y es de vital importancia garantizar un adecuado comportamiento del sistema de forma estable y uniforme, esto para el apropiado funcionamiento y operación de los elementos que conforman dicho sistema, integrando en ello la ventaja de lograr una reducción en el costo de instalación y mantenimiento del sistema de tuberías de transporte.

La industria extractiva del petróleo es uno de los campos donde mayor rigor se le da al estudio de los patrones de flujo bifásico, puesto que es aquí donde se presenta y genera una problemática mayor que debe ser tratada con seriedad ya que alguna falla en el sistema es muy delicada y ocasiona el paro parcial o total de la producción que impacta en su economía y/o hasta puede poner en peligro la integridad de toda la plataforma y sus trabajadores por su inadecuado funcionamiento [1].

El fluido conducido en el sistema de tuberías es una mezcla de aceite-gas y en un principio se diseña el sistema de tuberías para su primera etapa de máxima producción, más tarde los yacimientos se van agotando y entonces el sistema inicial se vuelve sobrado, y a la vez en el sistema se agudiza más la presencia del patrón de flujo slug debido a esta circunstancia, generando así las inestabilidades y un riesgo latente en estas condiciones de operación.

Como consecuencia de todo esto, se han realizado estudios cuyo objetivo es erradicar o mitigar la problemática que se origina al tratar directa o indirectamente un sistema bajo estas condiciones de operación; gran parte de esos estudios han fijado su objetivo en la eliminación del flujo slug por métodos o técnicas en las cuales primeramente es muy importante tener una caracterización hidrodinámica del comportamiento de este fenómeno [4].

Una propuesta más interesante, económica y práctica es la de intentar estabilizar el flujo procedente de otras líneas de transporte conduciendo flujo slug y mezclarlas en un punto confluyente, el hacer esto, por el comportamiento intermitente del flujo slug, muy posiblemente se logre tener un flujo uniforme en la resultante, sin embargo dicha propuesta puede tener efectos no muy benéficos, como lo es la pérdida de presión debida a la confluencia y por otro lado la caída de presión debida al flujo slug para cada línea.

Por lo tanto, en el presente trabajo se tienen resultados preliminares que pueden mostrar que esta propuesta es fiable para dar solución a lo que se ha planteado. Para ello se propone un modelo matemático que nos permite conocer las condiciones de flujo más favorables en la estabilización y uniformidad del flujo, brindando la información necesaria para las condiciones iniciales y finales, como la presión, fracción volumétrica, velocidad, frecuencia, tamaño de los slugs y de las burbujas de Taylor y otros parámetros de importancia en el flujo slug.

Dicho modelo es simulado en un algoritmo creado en MATLAB, dando una metodología que sustenta información necesaria para sincronizar dos flujos slug convergentes y de esa manera aprovechar al máximo la capacidad de conducción de las líneas existentes.

El utilizar el modelado y simulación numérica en esta propuesta nos brinda la oportunidad de experimentar a distintas variaciones en los diámetros de las tuberías, el ángulo de la confluencia, la longitud de las secciones de tramo de las líneas de transporte, el fluido de trabajo y los accesorios con que el sistema puede contar, dando así una gran gama de variaciones y a distintas condiciones para aplicar el modelo matemático, reduciendo el tiempo y costo de todo el proceso de experimentación para cada una de las configuraciones deseadas.

Como resultado se tiene una base de datos cuya información puede ser de vital importancia al campo del transporte de fluidos bifásicos para estabilizar y hacer uniforme el flujo, conociendo así las nuevas variables y comportamientos que integran el fenómeno.

El desarrollo de este trabajo, se compone de cuatro capítulos que describen, los conceptos y el desarrollo de todo este estudio. En el **Capítulo 1** se proporciona un panorama global del comportamiento y los efectos del flujo slug, así como las definiciones y conceptos necesarios para comprender el texto que aquí se trata.

El **Capítulo 2** esboza los trabajos realizados sobre el tema y los estudios encaminados por la propuesta de modelos matemáticos para brindar solución a ciertos problemas derivados del flujo slug, así como el desarrollo del modelo matemático para la confluencia.

En el **Capítulo 3** se desarrolla la esencia del trabajo, desde la planeación de las corridas de simulación hasta la obtención de resultados, dando una explicación clara del desenvolvimiento de este estudio auxiliándose con ecuaciones, algoritmos y gráficas.

**Capítulo 4**, brinda un análisis detallado de los resultados más representativos, haciendo comparaciones de gráficas, esquemas y tablas que los detallan.

Finalmente se proporcionan las conclusiones del trabajo así como las recomendaciones para mejorar los resultados.

# CAPÍTULO 1

# MARCO TEÓRICO

En este capítulo se brinda un panorama general de la importancia del estudio de los patrones de flujo en la industria, así como las causas y consecuencias de operar con ellos. Igualmente se presentan los conceptos básicos y necesarios para el desarrollo de este trabajo.



En el estudio de la mecánica de fluidos es muy común encontrarse con campos especializados en el comportamiento hidrodinámico del flujo de fluidos, como lo es el flujo compresible, el flujo viscoso y el que involucra mayor importancia en este trabajo, el flujo bifásico (presencia de dos fases en tuberías de transporte), el cual ha tenido un gran auge en trabajos de investigación en los últimos 10 años, debido a la problemática que genera el comportamiento y los fenómenos que induce al tratar con este tipo de flujos.

Dichos trabajos de investigación han ocasionado en este ramo de estudio un desarrollo considerable de conocimientos que han servido como herramientas para predecir el comportamiento de dichos fenómenos en sistemas que trabajan bajo estas circunstancias; estas herramientas son los mapas de patrones de flujo, relaciones empíricas, parámetros adimensionales, tablas, gráficas y modelos mecanísticos en los sistemas de conducción de estos fluidos. A continuación se presenta una breve explicación práctica de esto, basada en la bibliografía que se reporta.

### 1.1. PROBLEMÁTICA DEL FLUJO BIFÁSICO

Un gran número de industrias requieren transportar fluidos en sus procesos, en muchos casos la composición de los fluidos puede ser una mezcla de fases. En años más recientes se ha tenido la necesidad de desarrollar investigación sobre el comportamiento de estas mezclas en las tuberías, más comúnmente mezclas de líquido y gas, puesto que la presencia y las condiciones de operación donde se manejan estas mezclas generan fenómenos físicos en el sistema de transporte como los patrones de flujo y variación de las condiciones de operación del sistema, haciendo que el sistema funcione de manera inestable e insegura, ocasionando daños a las tuberías de transporte y equipos que conforman el sistema, tales como las fracturas, figura 1.1.

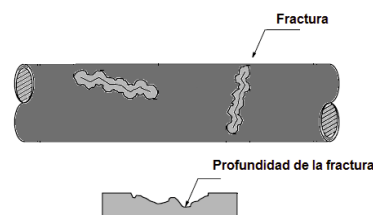


Figura 1.1. Fractura de una tubería

Un ejemplo de aplicación de lo anterior es la industria petrolera, la cual maneja en su sistema de transporte una mezcla de petróleo y gas, donde el diseño inicial del sistema de transporte puede quedar sobredimensionado a cierto tiempo de la etapa de producción del pozo, debido a que en un principio la extracción de los productos se diseña para una producción continua y completa, es decir un pozo que fluye de manera natural, sin la necesidad de algún proceso secundario para la extracción del petróleo, como sucede cuando la producción del pozo pasa a una segunda etapa en la que es necesario valerse de un sistema que permita la extracción del recurso.

Tal caso es la inyección de gas, CO<sub>2</sub> o agua, que ayuda a la recuperación de la presión en el pozo, o el bombeo mecánico, electro-centrifugo, hidráulico o por cavidades progresivas, figura 1.2, y con esto la extracción del petróleo [5]. Estos procesos secundarios traen consigo un comportamiento del fluido que provoca anomalías al sistema de transporte y sus partes integrantes, debido a que la presencia de gas y petróleo desarrollan patrones de flujo dependiendo de las fracciones y velocidades existentes a las que viajan uno y otro, que terminan en fenómenos físicos que se comportan de acuerdo a los diversos arreglos de las tuberías como es su inclinación, longitud y diámetros. Todo esto es asimilado en una caída de presión a lo largo del sistema de tuberías y puede inducir vibraciones e inestabilidades.

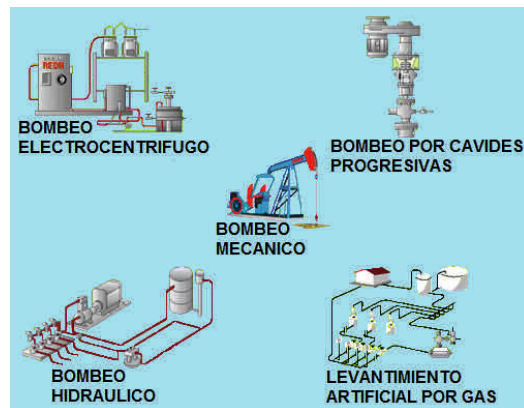


Figura 1.2. Procesos secundarios para la recuperación del petróleo

El deseo de aprovechar al máximo la presión y las condiciones del flujo, como es en el caso de la técnica de recuperación por inyección de gas mostrada en la figura 1.3, trae consigo la necesidad de conocer bien a detalle, los factores y los puntos donde es posible manipular las condiciones de operación como la cantidad de gas y/o el patrón de flujo presente de acuerdo con las características del sistema y la topografía de la región considerada.

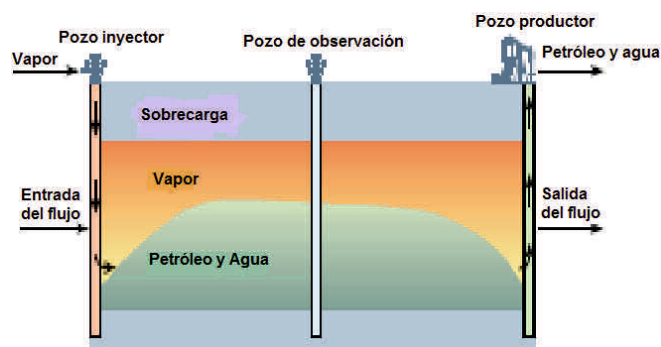


Figura 1.3. Técnica de Inyección de gas para la compensación de presión en el yacimiento

Si fuera posible manejar el flujo eficientemente y de forma estable, se tendría un gran avance en el diseño, operación, mantenimiento y seguridad de los sistemas de transporte, dispositivos de medición y operación, accesorios y equipos posteriores a este y el elemento humano que opera el sistema, brindando mejores tecnologías y facilitando el transporte, trayendo consigo el

beneficio de economizar la red de tuberías y reducir el impacto al medio ambiente [4].

En los sistemas de transporte de la industria, las disposiciones del flujo puede ser paralelo, a contracorriente, ascendente o descendente, de la misma forma para las tuberías, la posición horizontal o vertical, con inclinación, dependiendo el terreno donde sean instaladas, y esto da al investigador toda una gama de variantes que puede considerar para el desarrollo de su estudio que sea de su interés y al diseñador una serie de retos para lograr un sistema confiable, funcional y económico, pero para ello, antes deben ser entendidos los conceptos, definiciones básicas referentes al flujo bifásico y las expresiones que describen cada parámetro que se presentan a continuación.

## 1.2. DEFINICIONES Y PARÁMETROS BÁSICOS PARA EL ESTUDIO DEL FLUJO BIFÁSICO

Para el cálculo del gradiente de presión a lo largo de una tubería que transporta flujo bifásico es menester determinar y conocer la velocidad a la que viajan las fases, parámetros y variables que influyen en esta caída de presión, la mezcla en conjunto, las propiedades de los fluidos tales como su densidad, viscosidad y en algunos casos, tensión superficial. Haciendo uso de algunas reglas de mezclas y definiciones, únicas para estas aplicaciones en particular, es posible obtener estas variables.

### 1.2.1. FRACCIÓN VOLUMÉTRICA DE LÍQUIDO

Es definida como la razón de la fracción de volumen en un segmento de tubería ocupado por líquido al volumen total del segmento de tubería.

$$H_L = \frac{V_L}{V_T} \quad (1.1)$$

De lo anterior se puede entonces entender que es una fracción de volumen cuyos valores van de 0 a 1, indicando desde un flujo monofásico gobernado por gas (0) a uno por líquido (1). Por lo tanto en un flujo bifásico, la fracción ocupada por el gas será el remanente del volumen de tubería.

$$H_G = 1 - H_L \quad (1.2)$$

Como este parámetro frecuentemente depende del patrón de flujo presente en la tubería se puede dejar en términos de la calidad de la mezcla y la densidad de las fases, como se muestra en las siguientes ecuaciones.

$$H_L = \frac{x\rho_L}{x\rho_L + S(1-x)\rho_L} \quad (1.3)$$

$$H_G = \frac{x\rho_G}{x\rho_G + Sx\rho_G} \quad (1.4)$$

En donde  $S$  es el factor de deslizamiento entre las fases, obtenida por la relación de las velocidades promedio de cada fase.

$$S = \frac{\bar{U}_G}{\bar{U}_L} \quad (1.5)$$

### 1.2.2. FRACCIÓN DE LÍQUIDO APARENTE ( $\lambda$ , SIN DESLIZAMIENTO)

Al igual que la fracción volumétrica de líquido, es la fracción de líquido presente en un segmento de tubería, con la consideración de no deslizamiento entre las fases, es decir, el líquido y el gas viajan a la misma velocidad.

$$\lambda_L = \frac{Q_L}{Q_L + Q_G} = \frac{U_{SL}}{U_M} \quad (1.6)$$

La fracción de gas sin deslizamiento es definida:

$$\lambda_G = 1 - \lambda_L = \frac{Q_G}{Q_L + Q_G} \quad (1.7)$$

La diferencia entre la fracción volumétrica de líquido y la fracción volumétrica aparente de líquido (sin deslizamiento) es una medida del grado de deslizamiento entre las fases líquida y gaseosa del flujo bifásico.

### 1.2.3. DENSIDAD BIFÁSICA

Para obtener la densidad de la mezcla bifásica es necesario conocer los parámetros: fracción volumétrica de líquido y fracción volumétrica de gas presentes en el segmento de tubería, y las densidades de las componentes (líquido y gas).

$$\rho_M = \rho_L \cdot H_L + \rho_G \cdot H_G \quad (1.8)$$

$$\rho'_M = \rho_L \cdot \lambda_L + \rho_G \cdot \lambda_G \quad (1.9)$$

La ecuación (1.8) es comúnmente utilizada cuando se requiere determinar el gradiente de presión debido a un cambio en la elevación de la tubería y con ello un cambio en los parámetros  $H_L$  y  $H_G$ , o haciendo la consideración de no deslizamiento entre fases utilizando la ecuación (1.9).

Algunos investigadores como Hagedorn & Brown, han desarrollado correlaciones para definir la densidad utilizada en las pérdidas por fricción (1.10) y número de Reynolds (1.11).

$$\rho_f = \frac{\rho_M'^2}{\rho_M} = \frac{[\rho_L \cdot \lambda_L + \rho_G \cdot (1 - \lambda_L)]^2}{\rho_L \cdot H_L + \rho_G \cdot (1 - H_L)} \quad (1.10)$$

$$\rho_{Re} = \frac{\rho_L \cdot \lambda_L^2}{H_L} + \frac{\rho_G \cdot \lambda_G^2}{H_G} \quad (1.11)$$

#### 1.2.4. DENSIDAD DE LA MEZCLA HOMOGÉNEA

A diferencia de la densidad bifásica la densidad homogénea es la consideración de un fluido monofásico en el que las propiedades de las fases existentes en el fluido son promediadas. Es el inverso de la suma de los aportes en volumen específico de cada fase.

$$\rho_{MH} = \frac{1}{v_M} = \frac{1}{xv_G + (1-x)v_L} \quad (1.12)$$

#### 1.2.5. VELOCIDADES SUPERFICIAL Y REAL DE LAS FASES

El concepto de velocidad superficial de las fases, es un parámetro en el que están basadas muchas correlaciones del flujo bifásico y dimensionan algunos mapas de patrón del flujo como el de Mandhane; y no es más que la velocidad a la que una de las fases viajaría sola a través de toda la sección transversal de la tubería, obteniéndose con las siguientes expresiones (1.13) y (1.14), para la fase gaseosa y líquida respectivamente:

$$U_{SG} = \frac{Q_G}{A} \quad (1.13)$$

$$U_{SL} = \frac{Q_L}{A} \quad (1.14)$$

La velocidad promedio de la fase líquida o gaseosa que atraviesa la sección transversal de la tubería que es ocupada por esta fase se determina de la siguiente manera.

$$\bar{U}_k = \frac{1}{A_k} \int_0^A U_k(r, \theta) dA \quad (1.15)$$

Para obtener las velocidades reales de las fases es necesario incluir la fracción volumétrica de líquido o gas presente en el segmento de tubería, como se muestra en las siguientes expresiones (1.16) y (1.17):

$$U_G = \frac{Q_G}{AH_G} \quad (1.16)$$

$$U_L = \frac{Q_L}{AH_L} \quad (1.17)$$

$$U_M = U_{SL} + U_{SG} \quad (1.18)$$

La expresión (1.18) es la velocidad superficial de la mezcla bifásica.

En el caso en que sea considerado el deslizamiento entre las fases, se hace uso de la ecuación (1.19), que es la diferencia entre la velocidad real del gas y el líquido.

$$U_{Desliz.} = U_G - U_L = \frac{U_{SG}}{H_G} - \frac{U_{SL}}{H_L} \quad (1.19)$$

### 1.2.6. OTROS PARÁMETROS IMPORTANTES

Otros parámetros de importancia que definen el comportamiento del flujo bifásico y toman papel en el cálculo teórico para la caracterización de algún patrón de flujo, son los mostrados en la tabla 1.1.

Tabla1.1. Parámetros del flujo bifásico

Flujo másico total	$\dot{m}_T = \dot{m}_L + \dot{m}_G$	(1.20)
Calidad de la mezcla	$x = \frac{\dot{m}_G}{\dot{m}_T}$	(1.21)
Área total	$A_T = A_L + A_G$	(1.22)
Flujo volumétrico de las fases	$Q_k = \frac{\dot{m}_k}{\rho_k} \Rightarrow k = \text{Gas ó Líquido}$	(1.23)
Flujo volumétrico de la mezcla homogénea	$Q_T = \frac{\dot{m}_T}{\rho_M} = Q_L + Q_G$	(1.24)
Velocidad másica	$G_G = \frac{x\dot{m}_T}{A}$	(1.25)
	$G_L = \frac{(1-x)\dot{m}_T}{A}$	(1.26)
	$G_M = G_G + G_L$	(1.27)
Gasto másico de las fases	$\dot{m}_k = \rho_k \bar{U}_k A_k = \rho_k U_{sk} A_T$	(1.28)

### 1.3. PATRONES DE FLUJO

Una importante consideración que debe tomarse en cuenta al tratar en el diseño y estudio de sistemas con flujo multifásico es que las tasas de transferencia de masa, momentum, y energía, así como el proceso de evolución del flujo llegan a ser muy susceptibles a la distribución geométrica o topológica de los componentes dentro del conducto, presentando una mayor dificultad en los modelos. Un ejemplo de esto es el área disponible para el intercambio de masa, momentum y energía entre las fases; por lo cual el comportamiento de los componentes o fases dentro del flujo dependen considerablemente de la distribución geométrica presente, denominada “patrón de flujo” de las fases existentes en el segmento de tubería [7].

El patrón de flujo predominante en las tuberías se ha establecido a través de muchos años de investigación de modo que el flujo para cada fase es determinado por la forma de los conductos, las fuerzas gravitacionales, las fuerzas inerciales, las fuerzas viscosas, la fracción volumétrica de líquido presente, el deslizamiento entre las fases, la temperatura y otros posibles factores. Todos estos factores actuando simultáneamente conducen a una serie de posibles perfiles transversales y longitudinales para la distribución de las fases del flujo. No ha habido ningún tratamiento teórico satisfactorio sobre cómo varios de estos patrones se originan y forman. En lugar de ello han sido usados métodos experimentales para distinguir varios de los patrones de flujo posible. Pero las correlaciones aún no son completamente satisfactorias para predecir la transición entre los diversos patrones de flujo [10].

#### 1.3.1. CLASIFICACIÓN DEL PATRÓN DE FLUJO EN TUBERÍAS HORIZONTALES

Hasta el momento se han reportado varios trabajos de experimentación de la visualización del patrón de flujo para tuberías horizontales. Puesto que los patrones de flujo son configuraciones geométricas irregulares, sus descripciones para cada investigador varían con la interpretación y aproximación que cada autor le da a sus observaciones, por ejemplo Alves hizo su clasificación en base al aumento de la velocidad del gas, concordando con la clasificación hecha por Beggs y Brill (1973) [10].

La clasificación de Beggs y Brill se baso en el comportamiento de la distribución de una de las fases en la otra, dando así tres regímenes de flujo con subdivisión para cada una, la cual es presentada a continuación:

Régimen de flujo segregado: En este régimen de flujo, las fases se visualizan divididas ocupando cada una un espacio de la tubería, presentándose el flujo estratificado liso y ondulado, el flujo anular.

- El *flujo estratificado*, es una separación de las fases, líquida y gaseosa, por lo que su observación es sencilla, en la tubería el gas viaja en la parte superior y el líquido al ser más denso, en la parte inferior. Este patrón de flujo también tiene su clasificación por efecto de las distintas

velocidades a las que viajan las dos fases, siendo de dos tipos; el *estratificado liso* (figura 1.4a) y el *estratificado ondulado* (figura 1.4b). En el estratificado ondulado se visualizan rizos de olas en la interface líquida que son efectos de la velocidad a la que viaja el gas; y en el liso la interface gas-líquido no presenta perturbaciones y viajan de forma uniforme en la tubería.

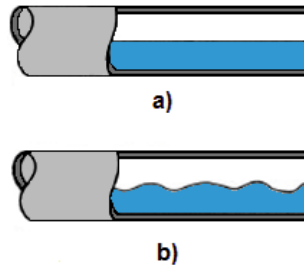


Figura 1.4. a) Flujo estratificado liso, b) Flujo estratificado ondulado

- Por otro lado, el *flujo anular* (figura 1.5) es inducido por el flujo de gas que forma una especie de tubo interno concéntrico a la tubería y el líquido fluye en las paredes en forma de una capa delgada.

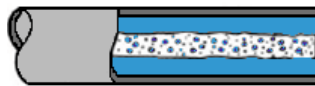


Figura 1.5. Flujo anular

Régimen de flujo distribuido: Se caracteriza por que una de las fases es dispersa en la otra, teniendo el flujo burbujeante y neblina, dependiendo de la fase predominante.

- El flujo burbujeante (figura 1.6), se caracteriza por la formación de pequeñas burbujas de gas en el seno de la fase líquida debido a la menor cantidad de gas prevaeciente en la mezcla y las fuerzas de flotación, y sobre todo a la turbulencia que influye en el flujo del líquido.



Figura 1.6. Flujo burbujeante

- El flujo neblina (figura 1.7) es gas ocupando el mayor espacio en la tubería y el líquido viajando en forma de pequeñas gotas suspendidas en el gas en forma uniforme. Lo que significa que el gas viaja a una velocidad alta.

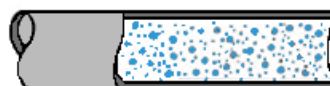


Figura 1.7. Flujo neblina

**Régimen de flujo intermitente:** Es un régimen de flujo en el cual las fases son una sucesión de otros regímenes de flujo dependiendo de la configuración de las tuberías, los parámetros del flujo bifásico, y el predominio de las fases.

- El *flujo plug (alternante)* (figura 1.8) es el resultado de la coalescencia de las burbujas, cuando disminuye la intensidad de turbulencia en el flujo de líquido, formando burbujas más grandes y alargadas por lo regular en la parte superior de la tubería sin forma definida, separadas por un tapón líquido que no contiene pequeñas burbujas.



Figura 1.8. Flujo plug

- El régimen de flujo *slug (pulsante)* (figura 1.9), también conocido como flujo tapón se puede analizar como una forma continua de dos regímenes de flujo viajando uno detrás del otro, uno de ellos en forma de burbujas grandes y alargadas como en el caso del flujo anular, denominado burbuja de Taylor, y el otro en un tapón de líquido con burbujas dispersas viajando con él en la parte superior como un flujo burbujeante.



Figura 1.9 Flujo slug

#### 1.4. MAPAS DE PATRÓN DE FLUJO

Tanto para flujo vertical como horizontal se han desarrollado gran cantidad de investigaciones en las que se ha logrado determinar la dependencia del patrón de flujo en componentes de volúmenes de flujo,  $(J_A, J_B)$ , fracciones volumétricas, propiedades del fluido; y así mismo los resultados de estas investigaciones se han dispuesto en forma de mapas de patrón de flujo que permiten identificar el patrón de flujo que ocurre en varias partes de un segmento con parámetros definidos por las componentes de tasa de flujo presente y la disposición geométrica, y para la predicción de la transición de un patrón de flujo a otro [7].

Esta representación en forma gráfica de las condiciones de limitación para la ocurrencia de varios patrones de flujo ha sido reportada por varios autores, cuyos resultados fueron reportados en cuatro diferentes formas. Estas son:

- 1) Velocidades superficiales de los dos fluidos, según lo informado por Alves y Krasniokova,
- 2) Relaciones másicas de los dos fluidos, según lo informado por Bergelin y Gazley, y Johnson y Abou-Sabe,

- 3) Velocidades másicas de los dos fluidos, según lo informado por White y Huntington, y
- 4) Velocidades másicas en conjunción con las propiedades físicas de los dos fluidos, según lo informado por Baker.

Los tipos del inciso (1) al (3) son considerados equivalentes, puesto que estos coinciden a velocidades de los fluidos en varias formas. El tipo (4) de Baker es la única correlación que toma en consideración las propiedades físicas de los dos fluidos.

De la revisión de estos diversos gráficos, no parece ser que haya un acuerdo cercano, y ninguno de ellos parece tener aplicación general [10]. Este inconveniente puede ser debido a varios factores que fueron ignorados en su obtención. Este hecho lleva al autor a re-graficar todas las correlaciones anteriores junto con muchas otras que son de carácter muy general y toman en consideración todas las principales fuerzas de interacción entre las dos fases

La presentación de los mapas de patrón de flujo ha dependido en gran medida a los parámetros considerados por cada autor, así como también tamaños de tuberías y fluidos empleados. Muchos de estos mapas de datos están muy limitados en cuanto a las propiedades de los fluidos y diámetros de tubos e inclinaciones. En consecuencia, se observan grandes diferencias entre un régimen de flujo previsto y el que en realidad es observado en la práctica [6]. Es por ello que en cada trabajo de investigación referente al flujo bifásico, el investigador debe adecuar su trabajo a las investigaciones ya existentes de manera que sea posible obtener los resultados deseados para su particular estudio.

Las curvas de transición en los mapas de patrón de flujo deberían ser consideradas como las zonas de transición análogas a las de flujos laminar o turbulento [8].

#### **1.4.1. MAPA DE PATRÓN DE FLUJO EN TUBERÍAS HORIZONTALES**

En muchos trabajos realizados para la obtención de mapas que representen las zonas de experimentación han sido documentados como mapas en dos dimensiones y se han basado en observaciones empíricas para localizar las fronteras entre regiones de un patrón de flujo y otro.

Los mapas para la predicción de transición de regímenes de flujo para tuberías horizontales, más ampliamente utilizados, son los propuestos por Baker (1954), Taitel y Dukler (1976) y Mandhane (1974).

##### **1.4.1.1. MAPA DE PATRÓN DE FLUJO DE BAKER**

Para el mapa de Baker primeramente se debe determinar el flux másico del líquido y gas, ecuaciones (1.25) y (1.26), posteriormente obtener el parámetro de Baker (para la fase gaseosa) y la correlación de los parámetros

adimensionales de Groeneveld y Delorme (para la fase líquida), de las ecuaciones (1.29) y (1.30) mostradas a continuación respectivamente.

$$\iota = \left( \frac{\rho_G}{\rho_{aire}} \cdot \frac{\rho_L}{\rho_{agua}} \right)^{1/2} \quad (1.29)$$

$$\psi = \left( \frac{\sigma_{agua}}{\sigma} \right) \left[ \left( \frac{\mu_L}{\mu_{agua}} \right) \left( \frac{\rho_{agua}}{\rho_L} \right)^2 \right]^{1/3} \quad (1.30)$$

Donde  $\rho_G$ ,  $\rho_L$ ,  $\mu_L$  y  $\sigma$  son propiedades físicas del fluido y el resto son propiedades específicas para agua y aire que toman los siguientes valores;  $\rho_{agua} = 1000 \text{ kg/m}^3$ ,  $\rho_{aire} = 1.23 \text{ kg/m}^3$ ,  $\mu_{agua} = 0.001 \text{ N}\cdot\text{s/m}^2$ ,  $\sigma_{agua} = 0.072 \text{ N/m}$ .

Del mapa mostrado en la figura 1.10, una vez determinado estos valores, se identifican en su correspondiente eje  $x$ - $y$ , para identificar el patrón de flujo en particular.

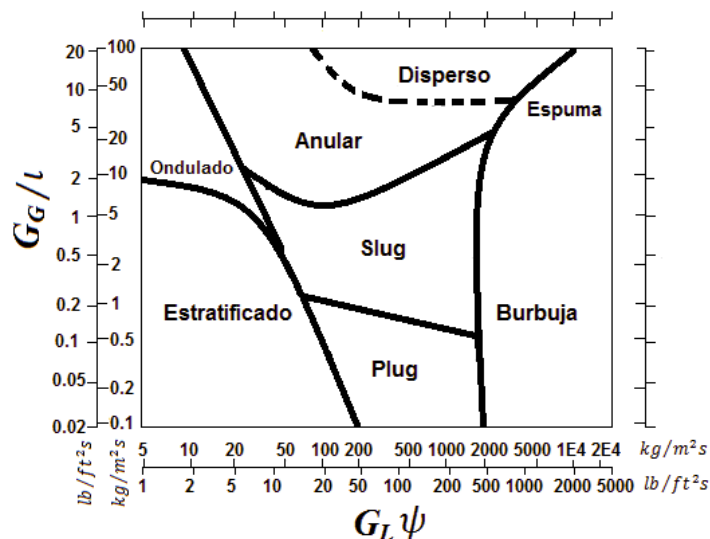


Figura 1.10. Mapa de patrón de flujo de Baker (1954), para tuberías horizontales

#### 1.4.1.2. MAPA DE PATRÓN DE FLUJO DE TAITEL Y DUKLER

El mapa de Taitel y Dukler es aun más complejo, puesto que es basado en un método analítico de los mecanismos de transición de flujo e involucra parámetros adimensionales, se compone de tres gráficas que relaciona estos parámetros que son el parámetro de Martinelli  $X$ , el número de Froude de la fase gaseosa  $Fr_G$ , el parámetro  $K$  y  $T$ , obtenidos por medio de las ecuaciones de la tabla 1.2.

Tabla 1.2. Ecuaciones para la obtención de los parámetros adimensionales utilizados en el mapa de Taitel y Dukler

Parámetro	Expresión algebraica	Consideraciones
Martinelli	$X = \left[ \frac{(dp/dz)_L}{(dp/dz)_G} \right]^{1/2} \quad (1.31)$	El cálculo del gradiente de presión para cada una de las fases $k$ (líquida o gaseosa) $(dp/dz)_k = -\frac{2f_k m_k^2}{\rho_k d_i} \quad (1.31a)$
		Para $Re_k < 2000$ , se utiliza la ecuación del factor de fricción para flujo laminar $f_k = \frac{16}{Re_k} \quad (1.31b)$
		Para $Re_k > 2000$ , el flujo es turbulento por lo que se aplica $f_k = \frac{0.079}{Re_k^{1/4}} \quad (1.31c)$
Número de la fase gaseosa de Froude	$Fr_G = \frac{\dot{m}_G}{[\rho_G(\rho_L - \rho_G)d_i g]^{1/2}} \quad (1.32)$	$d_i$ es el diámetro interno de la tubería $g$ es la aceleración de la gravedad de 9.81 m/s <sup>2</sup>
$T$	$T = \left[ \frac{ (dp/dz)_L }{(\rho_L - \rho_G)g} \right]^{1/2} \quad (1.33)$	El gradiente de presión de la fase líquida $(dp/dz)_L$
$K$	$K = Fr_G Re_L^{1/2} \quad (1.34)$	La expresión para obtener el número de Reynolds de cada fase $k$ $Re_k = \frac{G_k d_i}{\mu_k} \quad (1.34a)$

Para utilizar el mapa es necesario primeramente calcular los parámetros adimensionales  $X$  y  $Fr_G$  para hacer uso de la gráfica superior y si los valores de los ejes coordenados caen dentro de la zona de flujo anular, entonces el flujo es anular, de lo contrario se calcula y utiliza el valor de  $K$  y si los valores concuerdan con estos ejes, el régimen de flujo es identificado ya sea como estratificado liso u ondulado en la gráfica de en medio. Si las coordenadas calculadas anteriormente no caen dentro de estas zonas, finalmente se calcula  $T$  y se utiliza la gráfica inferior del mapa, donde el flujo es identificado como flujo burbuja o flujo intermitente.

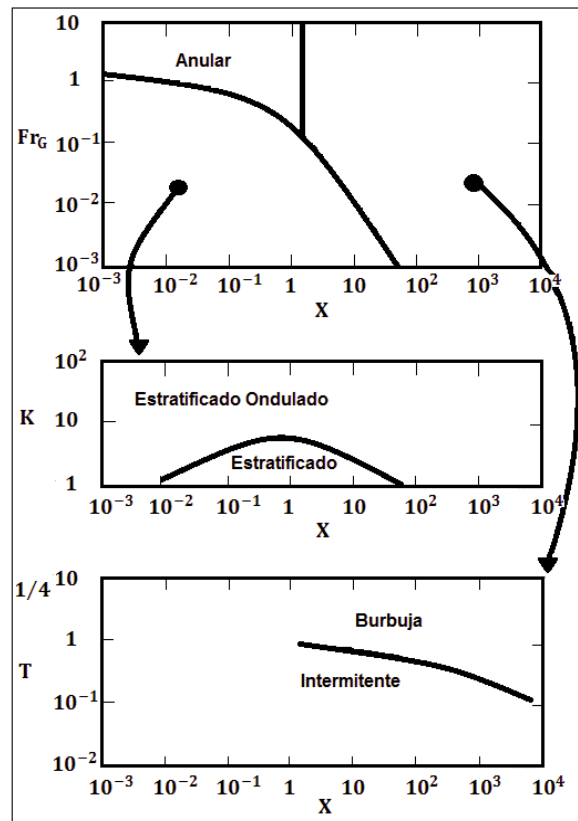


Figura 1.11. Mapa de patrón de flujo de Taitel y Dukler (1976) para tuberías horizontales

### 1.4.1.3. MAPA DE PATRÓN DE FLUJO DE MANDHANE

Mandhane realizó una investigación, en la cual analizó los patrones de flujo de observaciones realizadas en trabajos anteriores y que están contenidas en el Banco de Datos del Flujo Multifásico. Su trabajo demuestra que la inclusión de los efectos de las propiedades físicas de los fluidos no tiene ninguna mejora significativa utilizando cualquiera de los parámetros de la propiedad física que se han propuesto hasta ahora [6].

El rango de valores que cubren los datos para las propiedades físicas y parámetros de flujo se indica en la tabla 1.3.

Tabla 1.3. Rango de valores de los parámetros para los datos utilizados por Mandhane

Diámetro interno de la tubería ( $D$ )	1.27 – 16.51 cm
Densidad de la fase líquida ( $\rho_L$ )	704.824 – 1009.18 kg/m <sup>3</sup>
Densidad de la fase gaseosa ( $\rho_G$ )	8.009X10 <sup>-1</sup> – 50.459 kg/m <sup>3</sup>
Viscosidad de la fase líquida ( $\mu_L$ )	3X10 <sup>-4</sup> – 9X10 <sup>-2</sup> kg/m·s
Viscosidad de la fase gaseosa ( $\mu_G$ )	1 – 2.2 X10 <sup>-5</sup> kg/m·s
Tensión superficial ( $\sigma$ )	2.4 – 10.3 Pa
Velocidad superficial del líquido ( $U_{SL}$ )	9X10 <sup>-4</sup> – 7.315 m/s
Velocidad superficial del gas ( $U_{SG}$ )	4.2X10 <sup>-2</sup> – 170.688 m/s

El trabajo de Mandhane comenzó por examinar y comparar los mapas de patrón de flujo, y al analizar los resultados que iba obteniendo en las

comparaciones, notó que podía aplicar algunas mejoras y correcciones que se aproximaran de sobremanera en un mapa propuesto por el mismo, lo principal fue generar un mapa de patrón de flujo como fluidos a base de gas-líquido y aplicar las correcciones de propiedades físicas.

Se uso como criterio utilizar las velocidades superficiales del líquido y el gas como ejes coordenados, con esto se obtuvo un diagrama en base logarítmica de las velocidades superficiales de gas vs líquido (figura 1.12).

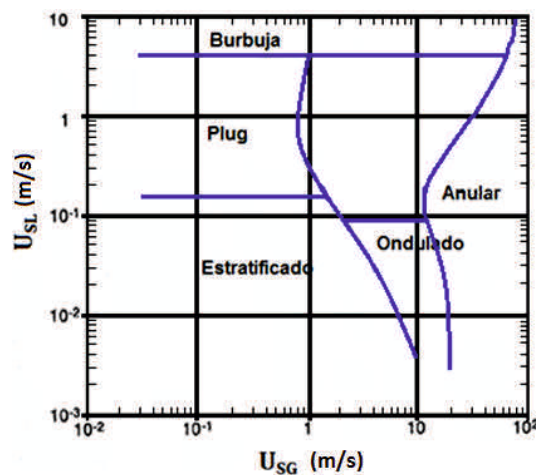


Figura 1.12. Mapa de patrón de flujo propuesto por Mandhane

El mapa de Mandhane, debido a su simplicidad, es muy fácil de utilizar y el efecto del diámetro de la tubería parece tenerse debidamente en cuenta mediante el uso de las velocidades superficiales,  $U_{SL}$  y  $U_{SG}$ .

## 1.5. TRANSICIÓN DE FLUJO

Las transiciones de un patrón de flujo a otro pueden entenderse si primero se examina el fenómeno de estabilidad para cada patrón de flujo. Este fenómeno se identifica haciendo un balance de fuerzas en ambas fases para determinar si el estado es estable, pero si las fuerzas no están balanceadas, el estado es inestable y la fuerza predominante de una de las fases es la que dará la forma, el tamaño o disolverá los elementos pequeños como gotas o burbujas de la otra fase. No obstante, analizar la estabilidad es algo importante y se requiere detallar más en cuanto a las fuerzas involucradas y su magnitud relativa que son esenciales para el entendimiento de la naturaleza de la transición [10].

El comportamiento de las transiciones del patrón de flujo bifásico está gobernado por las leyes físicas para ambas fases, es decir, las ecuaciones de movimiento y de continuidad de la fase gaseosa y líquida, así como también para la interface.

Las fuerzas principales que constituyen la ecuación de movimiento para el gas y líquido son las siguientes: Las fuerzas de inercia, viscosas, gravitacionales y de presión del líquido y del gas.

Las fuerzas principales que constituyen la ecuación del movimiento en la interface son: La fuerza de tensión superficial del líquido, y ya que el gas es limitado por el líquido las fuerzas de tensión superficial del líquido se aplican a la fase de gas también.

La configuración compleja de los diferentes patrones de flujo hace que la solución de estas ecuaciones para varias condiciones de frontera sea muy difícil. Por lo cual, es más conveniente la transformación a números adimensionales que básicamente expresan las mismas fuerzas.

Estos números adimensionales pueden ser expresados por las relaciones de estas fuerzas de la siguiente forma:

- Para el líquido:

Número de Reynolds ( $Re$ ) = Fuerzas de inercia / Fuerzas viscosas  
 Número de Froude ( $Fr$ ) = Fuerzas de inercia / Fuerzas gravitacionales  
 Número de Weber ( $Wb$ ) = Fuerzas de inercia / Fuerzas de tensión superficial

- Para el gas:

Serán similares a los tres números para la fase líquida en adición al número de Mach el cual es definido por:

Número de Mach ( $M$ ) = Velocidad del gas / Velocidad del sonido.

Al sustituir estos números adimensionales en las ecuaciones gobernantes se obtienen ecuaciones adimensionales que aun así, su aplicación y solución es todavía difícil debido a que se desconoce la configuración de los elementos discretos tales como burbujas, tapones, espesor de película, tamaños de gota, etc.; aun cuando sea posible obtener mediciones experimentales de estas dimensiones, sus valores varían para diferentes condiciones de flujo.

## 1.6. CARACTERIZACIÓN DEL FLUJO SLUG EN TUBERÍAS HORIZONTALES

El *flujo slug* es uno de los patrones de flujo que se presentan con mayor frecuencia en toda industria del transporte de fluidos bifásicos y se comporta como una sucesión de burbujas grandes y alargadas de la fase gaseosa alternándose con tapones de líquido aerados (slugs), figura 1.13, la película de líquido que se deriva del slug no contiene burbujas y viaja en las paredes de la tubería, se considera de un comportamiento transitorio porque su conducta depende del espacio y de un instante dado, tal accionar induce vibraciones en las tuberías y golpeteos a los dispositivos o equipo por el cual transita ocasionándoles daños severos.

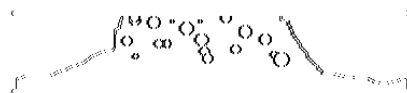


Figura 1.13. Esquema del flujo slug

Para la caracterización del *flujo slug* se relacionan los parámetros geométricos y cinemáticos con las velocidades superficiales del líquido y el gas, por medio de las siguientes expresiones:

$$U_{SL} = \frac{1}{L_u} \left[ \int_0^{L_f} U_L(x) H_L(x) dx + H_{LS} U_S L_S \right] \quad (1.35)$$

$$U_{SG} = \frac{1}{L_u} \left[ \int_0^{L_f} U_G(x) (1 - H_L(x)) dx + (1 - H_{LS}) U_S L_S \right] \quad (1.36)$$

La fracción volumétrica de la película se define como:

$$\bar{H}_f = \frac{1}{L_f} \int_0^{L_f} H_f(x) dx \quad (1.37)$$

Por lo tanto las ecuaciones (1.35) y (1.36) se simplifican como:

$$U_{SL} = H_S U_S - (H_S - \bar{H}_f) \frac{L_f}{L_u} U_t \quad (1.38)$$

$$U_{SG} = (1 - H_S) U_S - (H_S - \bar{H}_f) \frac{L_f}{L_u} U_t \quad (1.39)$$

### 1.6.1. VELOCIDAD DE LA BURBUJA DE TAYLOR

Por medio del comportamiento dinámico de la burbuja de Taylor, es posible conocer varias propiedades globales del flujo slug, considerando una burbuja de Taylor entre dos partes medias de slugs líquidos, figura 1.14, conociendo el flujo volumétrico específico total y dividirlo entre la sección transversal de la tubería, se puede declarar como la velocidad media  $j$  del líquido en el slug.

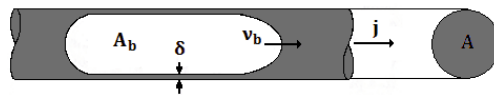


Figura 1.14. Celda unitaria de un flujo slug horizontal

$$j \equiv \frac{Q_L + Q_G}{A} \quad (1.40)$$

Quedando el comportamiento dinámico de la burbuja en función de esta velocidad media y su correspondiente perfil de velocidad, además de la longitud de la burbuja, geometría de la tubería y propiedades del fluido.

También debe considerarse el efecto de la estela de la burbuja anterior sobre el perfil de velocidad media del líquido en el slug y que este efecto, está en función de la rugosidad de la tubería y el número de Reynolds.

$$\text{Re}_j = \frac{j d_i \rho_L}{\mu_L} \quad (1.41)$$

De esta manera, el comportamiento dinámico de la burbuja está dado por  $j$  y no por los flujos volumétricos  $J_L$  y  $J_G$ , y tampoco es una función de la fracción de vacío  $\alpha$ .

En ciertos casos la longitud de la burbuja no impacta puesto que el movimiento queda gobernado por la forma dinámica de la nariz y la cola de la burbuja.

Se considera que no hay flujo de arrastre en flujo horizontal debido a los efectos de flotación, por lo que la velocidad de la burbuja es la misma que la velocidad media del líquido en el slug,  $j$ , esto no es del todo cierto ya que se ha demostrado que depende de un factor que relaciona el espesor de la película de líquido y el diámetro de la tubería, por lo cual las burbujas no viajan a la misma velocidad media del líquido en el slug, concluyendo que la burbuja viajará a una velocidad mayor que la velocidad media del líquido en el slug [7].

La siguiente ecuación se aplica cuando la película es delgada.

$$v_b = \left(1 - \frac{4\delta}{D}\right)j \quad (1.42)$$

A lo largo de la burbuja la caída de presión es despreciable (casi nula) y la película de líquido  $\delta$  en las pared circunferencial de la tubería es tratada como de carácter estacionario debido a la consideración de no flujo de arrastre, así con el espesor de la película, se obtiene el área de paso por la cual viaja la burbuja de la siguiente expresión.

$$A_b = \pi \left(\frac{d_i}{2} - \delta\right)^2 \quad (1.43)$$

Se propone un factor de continuidad del flujo que relaciona las velocidades a la que viaja la burbuja y la velocidad media del líquido en el slug, o la relación del área total con el área de la burbuja. Lo anterior se entiende cómo, a qué velocidad media viaja el slug con respecto a la burbuja de Taylor o bien qué área de la sección transversal ocupa la burbuja de Taylor.

$$c_1 = \frac{v_b}{j} = \frac{A}{A_b} \quad (1.44)$$

La fracción de la sección transversal de la burbuja que es ocupada por el líquido, es:

$$m = 1 - \frac{A_b}{A} = 1 - \frac{j}{v_b} \quad (1.45)$$

Este parámetro se utiliza cuando se desea predecir el espesor de la película de líquido alrededor de una burbuja

Cuando se incluyen factores que pueden afectar la velocidad a la que viaja la Burbuja y que no se considere que su movimiento sea de forma independiente, se puede dejar expresada en base a los parámetros adimensionales mostrados en la tabla 1.4., que involucra propiedades físicas de los fluidos.

Tabla 1.4. Grupo de parámetros adimensionales que consideran las propiedades físicas para la determinación de la velocidad de la burbuja

Grupo adimensional	Representación
$\frac{j}{v_b}$	Representa la relación entre la velocidad media del líquido en el slug y la velocidad de la burbuja.
$\frac{j d_i}{U_L}$	Es el número de Reynolds para el líquido en el slug.
$\frac{j \mu_L}{\sigma}$	Importancia relativa de los efectos de viscosidad y tensión superficial.
$\frac{(\rho_L - \rho_G) g d_i^2}{\sigma}$	Es la relación entre las fuerzas de flotación y de tensión superficial.

Suo y Griffith, llevaron a cabo experimentos utilizando el cuarto grupo adimensional con valores  $\frac{(\rho_L - \rho_G) g d_i^2}{\sigma} < 0.88$ , y utilizando un parámetro que no depende de la velocidad y utilizando un fluido específico en una tubería en particular, obtenido por la combinación del segundo y tercer grupo adimensional, este parámetro es la longitud de onda,  $\zeta$ , definido como:

$$\zeta = \frac{\mu_L^2}{d_i \rho_L \sigma} \quad (1.46)$$

Los resultados obtenidos fueron graficados, figura 1.15, en términos de los grupos adimensionales uno y tres mostrados en la tabla 1.4. A altas velocidades y altos números de Reynolds la relación de velocidades  $j/v_b$  tiende a acercarse al valor de 0.84, que es:

$$v_b \approx 1.19 j \quad (1.47)$$

Finalmente, la velocidad de la burbuja expresada en términos de las tasas de flujo volumétrico total, para un número de Reynolds mayor a 3000 es:

$$v_b = 1.2 \frac{Q_L + Q_G}{A} \quad (1.48)$$

En la gráfica de la figura 1.15, la línea correspondiente a los valores grandes de  $\zeta$  representa el régimen de flujo en el cual los efectos de inercia son despreciables y el movimiento es gobernado entre el balance de las fuerzas viscosas y de tensión superficial, tal caso se representa en la siguiente ecuación empírica de los resultados de Taylor [7], en la cual  $m$  es un parámetro adimensional que representa la fracción de líquido que ocuparía el espacio de la sección transversal de tubería en la zona de la burbuja de Taylor, por lo que es útil para predecir la película de líquido alrededor de la burbuja al igual que la ecuación (1.45), pero tomando en cuenta las propiedades del líquido.

$$m = 0.56 \left( 1 - e^{-2.64(\mu_L v_b / \sigma)^{0.567}} \right) \quad (1.49)$$

Recordando de la ecuación (1.44), dicha condición de la velocidad media en el slug, relativa a la velocidad de la burbuja, difiere suficiente para los casos en que  $c_1 < 2$  y  $c_1 > 2$ , puesto que cuando  $c_1$  excede el valor de 2, la burbuja se mueve a una velocidad superior que la línea de corriente central del líquido en el slug, de manera que este puede ser pasado y la burbuja alcanzará la burbuja delante de este slug [7].

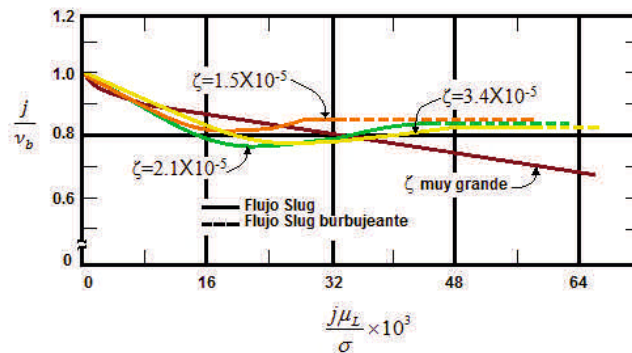


Figura 1.15 Relación de la velocidad como una función de  $j\mu_L/\sigma$ , obtenida por Suo y Griffith

### 1.6.2. DETERMINACIÓN DE LA FRACCIÓN VOLUMÉTRICA DE GAS (VOID FRACTION, $\alpha$ )

Quizás este sea uno de los parámetros más importantes para caracterizar el flujo en dos fases, para determinar otros parámetros importantes como la densidad y viscosidad de la mezcla, la velocidad relativa promedio de las dos fases y también tiene un papel fundamental en los modelos para predecir la transición del patrón de flujo, transferencia de calor y caída de presión. Este parámetro significa la concentración volumétrica de gas presente y puede ser obtenido a partir de la siguiente ecuación.

$$\alpha = \frac{j_G}{v_b} \quad (1.50)$$

En flujo slug horizontal,  $\alpha$  es calculado empleando la ecuación (1.50) y usando la velocidad de la burbuja, por lo que se obtiene la siguiente expresión.

$$\alpha = 0.84 \frac{Q_G}{Q_L + Q_G} \quad (1.51)$$

Siendo entonces  $\alpha$  la concentración de gas presente en la celda unitaria del slug, representando la mayor cantidad en la burbuja, y hay que recordar que esto es para el límite asintótico a un número de Reynolds de la mezcla, en el cuerpo del slug, cerca de 3000.

### 1.6.3. MÉTODOS PARA DETERMINAR LA VELOCIDAD DEL SLUG

En 1962, Nicklin desarrolló un método por retraso de pulsos para calcular la velocidad a la que viaja el slug, obteniendo la siguiente expresión:

$$U_S = C_0 U_{SL} + U_0 \quad (1.52)$$

Considerando que  $U_{SL} = U_{SG} = U_M$ , es decir que no existe deslizamiento entre las fases que componen el slug, por tanto  $S = 1$ , y el hecho de igualarlo a  $U_M$  se debe también a que el slug es casi totalmente líquido y eso conduce a que  $U_{SL} = U_M$ , debido a todo esto, se tiene:

$$U_S = C_0 U_M + U_0 \quad (1.53)$$

Por otro lado Bendixsen muestra que el parámetro de deslizamiento  $C_0$  y la velocidad de flotación de las burbujas  $U_0$ , depende del diámetro de la tubería y la inclinación de la misma. Lo cual por instancia,  $C_0$  crece de 1.05 a 1.2, y  $U_0$  decrece de  $0.54\sqrt{gD}$  a 0, cuando el ángulo de inclinación decrece de la posición vertical a la horizontal.

Al conocer el coeficiente de deslizamiento  $C_0$ , la velocidad de flotación  $U_0$  y la velocidad de la mezcla homogénea, se obtiene la velocidad del slug.

La constante  $C_0$  de la ecuación (1.53), se determina por medio de la gráfica de la figura 1.16 [10].

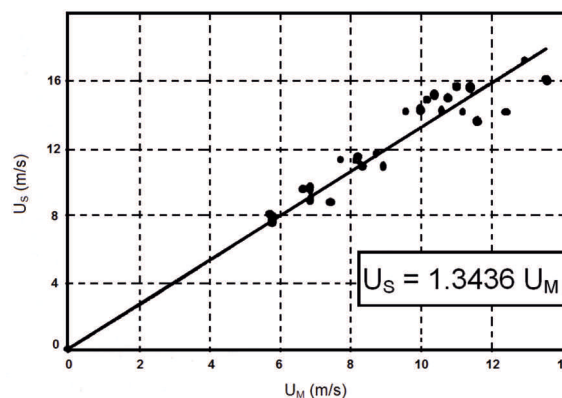


Figura 1.16. Determinación del valor  $C_0$  por medio de la pendiente de la curva que relaciona la velocidad experimental del slug y la velocidad de la mezcla homogénea

El coeficiente  $C_0$  es la relación entre la línea central del perfil de velocidad del slug y la velocidad promedio del slug. En la figura 1.16, se observa que la pendiente tiene un valor de 1.3436, por lo tanto la correlación de la velocidad del slug está en función de la velocidad de la mezcla homogénea [10].

En un flujo horizontal la velocidad de flotación  $U_0$  es muy pequeña, a consideraciones experimentales de un alto número de Reynolds es cero y  $U_0$  es prácticamente uniforme en un núcleo turbulento del slug.

La correlación a la que llegó Nicklin para determinar la velocidad slug resultó de la implementación de la técnica de fluctuación de presiones para un solo slug o un muestreo de ellos, utilizando transductores de presión operando simultáneamente con un sistema de adquisición de datos y un osciloscopio, las señales obtenidas del uso de este método se muestra en la gráfica de la figura 1.17. Los transductores son colocados, uno del otro, a una distancia de separación.

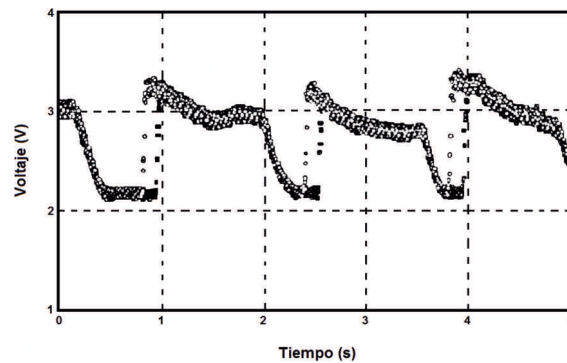


Figura 1.17. Señales típicas del tiempo de retardo de dos señales de presión de un flujo slug

Se emplea el osciloscopio como un captador de slugs bien definidos, bajo las mismas condiciones de flujo. Se utilizan dos técnicas, para un solo slug en la que se mide el retraso de tiempo de ambas señales de presión, y la velocidad del slug se determina dividiendo la distancia de separación de los transductores entre el tiempo de retraso. Para tener un comportamiento promedio de la velocidad se debe repetir este procedimiento por lo menos para 30 slugs [10].

La otra técnica es para un muestreo de slugs que se auxilia de otro método basado en un análisis fuera de línea de ambos trazos de las señales de tiempo, usando la técnica estadística denominada correlación cruzada.

Esta función de correlación entre dos señales  $X$  y  $Y$ , es  $R_{XY}$  y se define como:

$$R_{XY}[N] = \frac{1}{K+1-N} [X_0 Y_N + X_1 Y_{1+N} + \dots + X_{K-N} Y_K] \quad (1.54)$$

La gráfica de la figura 1.18, muestra esta función estadística, obsérvese que produce un máximo característico cuando la propagación del fenómeno es común entre los dos puntos de detección. El pico corresponde al tiempo promedio tomado para el flujo que pasa de un punto a otro. Este método utiliza

una interdependencia de las dos señales de presión para estimar la velocidad del slug. Es decir, el tiempo de retraso de las dos señales de presión en el flujo slug produce un máximo característico.

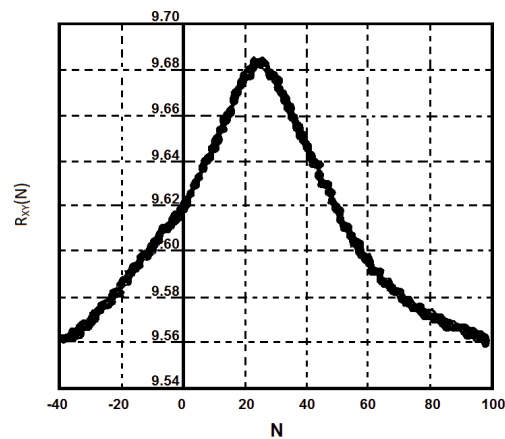


Figura 1.18. Curva de la correlación cruzada a condiciones de  $U_{SG} = 9.64$  m/s y  $U_{SL} = 1.0415$  m/s

Se determina el tiempo de retraso de las señales considerando el valor máximo de la función correlación y el tiempo de adquisición para cada medición.

$$\tau = t_{retraso} R_{XY}[N] \quad (1.55)$$

Lo siguiente es conocer la distancia entre los transductores de presión y finalmente con esta información calcular la velocidad del slug.

$$(U_s)_{CC} = \frac{\text{distancia\_entre\_transductores}}{\tau} \quad (1.56)$$

En un trabajo publicado por Sánchez et. al., [10] se compararon los dos métodos propuestos anteriormente, graficando la velocidad del slug por retraso de pulsos contra la correlación cruzada y se concluyó en que hay una discrepancia máxima de error de  $\pm 5\%$  ante el uso de ambas técnicas, mostrada en la gráfica de la figura 1.19

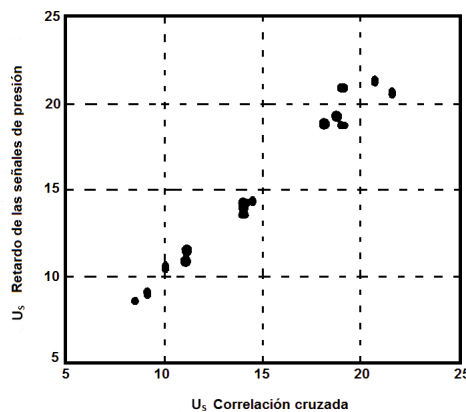


Figura 1.19. Comparación de la velocidad del slug usando el método de retraso por pulsos y el de correlación cruzada

Otras correlaciones han sido aportadas por investigadores para obtener la velocidad del slug, mostrándose las siguientes en la tabla 1.5.

Tabla 1.5. Correlaciones para determinar la velocidad del slug

Investigador	Correlación
Nicklin	$U_S = 1.35U_M$
Gregory y Scott	$U_S = 1.2U_M$
Dukler y Hubbard	$U_S = 1.25U_M$ a $1.28U_M$
Ferre	$U_S = 1.02U_M$ a $1.3U_M$
Nydal, Pintus y Andreussi	$U_S = 1.3U_M$
Sánchez	$U_S = 1.3436U_M$

El análisis de los resultados de la velocidad del slug arroja que para  $C_0$  se han reportado valores de varios investigadores y es claro que hay una gran discrepancia entre estos valores, es decir, no hay un valor común de  $C_0$  aceptado por todos los investigadores, debido a que ha dependido de las condiciones experimentales y los motivos principales de los distintos valores podría ser el perfil de velocidad en el slug que es modificado por la presencia de burbujas en su cuerpo. Así que la velocidad local del líquido, probablemente no pertenece a la velocidad en la línea central del perfil de velocidad en el puro líquido al mismo número de Reynolds. Para la razón de deslizamiento,  $S$ , entre las fases en el cuerpo del slug, podría ser diferente de la unidad y la velocidad del líquido en el slug,  $U_{SL}$  podría ser diferente de  $U_M$ . Se considera ideal el slug cuando  $S=1$ , es decir que las fases viajan a la misma velocidad. Del trabajo experimental de Andreussi et al (1990) se confirma que en el flujo burbuja  $U_{SL}$  podría ser más alto que  $U_M$ , y para este caso,  $C_0$  debería ser más alto que 1.2 para compensar la diferencia entre  $U_{SL}$  y  $U_M$ .

Los efectos de arrastre provocados por la fase gaseosa en la líquida y su expansión hacen difícil la determinación de la velocidad superficial del gas, por lo que es importante realizar la corrección de la presión.

Otra causa que provoca también un leve incremento en el valor  $C_0$  son las condiciones a las que los experimentos son llevados a cabo.

#### 1.6.4. MÉTODOS PARA DETERMINAR LA FRECUENCIA DEL SLUG

La frecuencia del slug no es más que el parámetro que nos indica el número de veces en que son presenciados los slugs en un tiempo determinado, y esto puede ser de utilidad en el momento de caracterizar las condiciones el flujo slug en una tubería. De acuerdo a las referencias mencionadas, a continuación se desglosan las formas de obtener y medir este parámetro.

Para un flujo completamente desarrollado en el que consiste de slugs integrados en una capa estratificada con altura  $h_0$  y velocidad  $u_0$ , es posible relacionar la longitud del slug,  $L_s$ , con su frecuencia,  $f_s$ , definiendo una intermitencia,  $I$ , como la fracción de tiempo en que la presencia del slug es visualizada por un observador colocado en un punto estático.

$$I = \frac{f_s L_s}{C} \quad (1.57)$$

Otra expresión de la intermitencia, puede ser aproximada de la siguiente forma

$$I \sim \frac{U_{SL}}{U_{SL} + U_{SG}} \quad (1.58)$$

Para la obtención de la constante  $C$ , se han realizado una gran cantidad de estudios que han dado una aproximación a este valor, un ejemplo de ello es el trabajo realizado por Woods y Hanrraty (1996), quienes obtuvieron la siguiente expresión.

$$C = 1.2(U_{SG} + U_{SL}) \quad (1.59)$$

Si las dos últimas expresiones (1.58) y (1.59) son sustituidas en la (1.57), se obtiene bajo la condición de flujo completamente desarrollado una primera aproximación de la relación  $f_s$  y  $L_s$ .

$$\frac{f_s D}{U_{SL}} = 1.2 \left( \frac{L_s}{D} \right)^{-1} \quad (1.60)$$

De la expresión anterior la relación  $L_s/D$  es un valor promedio bajo condiciones de flujo completamente desarrollado, y si los parámetros implicados en esta relación se mantuvieran constantes, la ecuación (1.60) se reduciría a una constante.

$$\frac{f_s D}{U_{SL}} = \text{constante} \quad (1.61)$$

Para determinar la frecuencia del slug experimentalmente se implementa la técnica de fluctuación de señales de presión, la cual consiste en parar en la pantalla del osciloscopio una señal generada por un transductor de presión, de lo cual es posible contar el número de slugs en un determinado tiempo de muestreo, esta técnica de muestreo se implementa para varias condiciones de flujo.

$$f_s = \frac{\text{Número de pulsos de presión}}{\text{tiempo de ocurrencia de estos pulsos}} \quad (1.62)$$

Las gráficas obtenidas por medio del osciloscopio muestran picos máximos o pulsos de presión correspondientes a cada celda de slug. Son graficadas en tiempo contra señal de voltaje, como se mostró en la figura 1.17. La frecuencia del slug es obtenida usando el cursor de tiempo del osciloscopio determinando así el tiempo de retraso de la señal y contando el número de interrupciones de presión o pulsos.

En 1969, Gregory y Scott, propusieron, para el slug, un número de Froude ( $NFr$ ) y correlacionaron este parámetro con la frecuencia del slug obtenida de forma experimental.

$$(NFr)_s = \frac{U_{SL}}{gD} \left[ \frac{(U_s^*)^2}{U_s} + U_s \right] + C \quad (1.63)$$

También obtienen una correlación experimental que sugiere que la velocidad del slug depende de su frecuencia y una relación con las características de la tubería, aportando una relación de prueba.

$$f_{slug} = \frac{A}{U_s} + BU_s + C \quad (1.64)$$

El desarrollo de la derivada de la ecuación (1.64) da como resultado la ecuación (1.67), así la constante  $C$  es análoga a la ecuación (1.57) y que se determina por medio de la expresión (1.59).

Dicho desarrollo se puede observar en el desglose del trabajo de Sánchez [10], en donde la figura 1.20, muestra una gráfica de la velocidad del slug ( $U_s$ ) vs. Frecuencia del Slug ( $f_s$ ) y en donde se establece una dependencia del aumento de la frecuencia del slug con la velocidad de dicho slug.

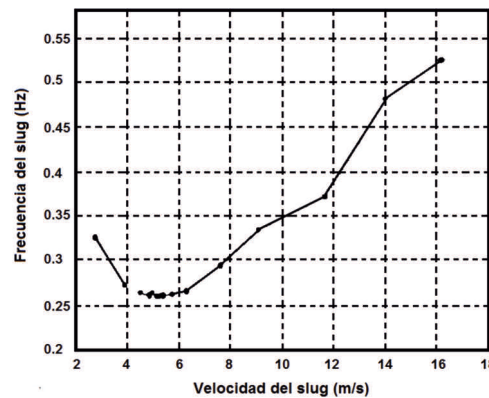


Figura 1.20. Dependencia de la velocidad del slug a la frecuencia del mismo

El punto donde ocurre la frecuencia mínima se determina derivando la función con respecto a  $U_s$  e igualando a cero. Realizando este procedimiento se puede obtener la velocidad mínima del slug,  $U_s^*$  a la que ocurre la frecuencia mínima. Gregory y Scott indican que  $B$  corresponde a la dependencia directa de la frecuencia del slug con la velocidad de la mezcla y la dependencia inversa del diámetro de la tubería. Finalmente la frecuencia del slug puede ser correlacionada con el anterior número de Froude de la ecuación (1.63).

Los datos de la gráfica antes mencionada, nos da los valores de  $U_s^* = 5.2236$  m/s a la frecuencia mínima experimental del slug de 0.2601 Hz, remplazando estos valores en la ecuación anterior, se tiene:

$$(NFr)_S = \frac{U_{SL}}{gD} \left[ \frac{27.2859}{1.3436U_M} + 1.3436U_M \right] + C \quad (1.65)$$

Es posible obtener una correlación en función solo del Número de Froude, graficando el número de Froude del slug contra la frecuencia del slug, como se muestra en la gráfica de la figura 1.21, por lo tanto, la frecuencia del slug puede ser correlacionada por medio de la ecuación.

$$f_s = 0.0148(NFr)_S^{1.2879} \quad (1.66)$$

La siguiente relación puede obtenerse sustituyendo el  $(NFr)_S$  en la ecuación (1.66) y además observando que de la gráfica de  $(NFr)_S$  contra la frecuencia experimental del slug la desviación existente no es mayor que el 15 %, por lo que el parámetro  $C$  podría tomarse como cero.

$$f_s = 0.0148 \frac{U_{SL}}{gD} \left[ \frac{27.2859}{1.3436U_M} + 1.3436U_M \right]^{1.2879} \quad (1.67)$$

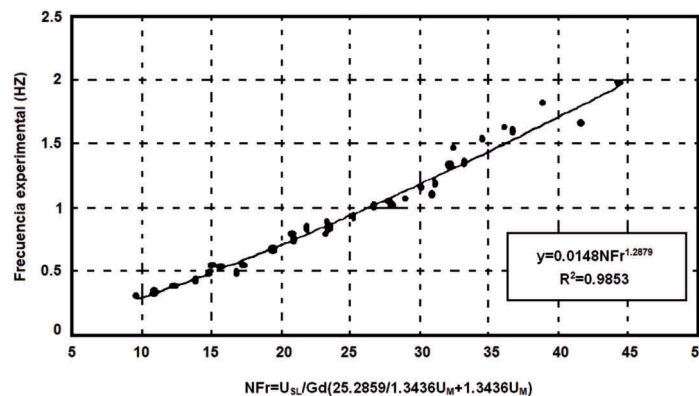


Figura 1.21. Frecuencia experimental del slug vs Número de Froude del slug

La correlación se hace adimensional empleando la fracción volumétrica del líquido aparente en la ecuación del  $(NFr)_S$ .

$$f_s = 0.0148 \left[ \lambda \left( \frac{2.07}{D} \right) + 1.3436(NFr)_S \right]^{1.2879} \quad (1.68)$$

De la última correlación obtenida se observa que la frecuencia del slug depende del diámetro de tubería y las velocidades superficiales de las fases.

Esta correlación obtenida se compara con la correlación de Grescovich y Shrier, la cual es seleccionada para la comparación porque tiene una buena concordancia con datos experimentales como los de Dukler-Hubbard (1975), Heywood-Richardson (1979), Ferré (1979) y Nguyen (1980), dicha comparación es mostrada en la gráfica de la figura 1.22.

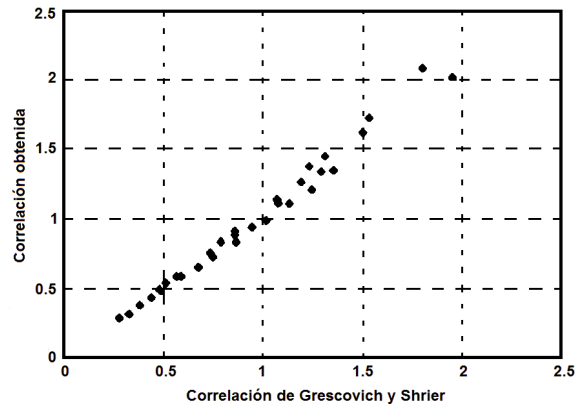


Figura 1.22. Comparación de la correlación obtenida y la correlación de Grescovich y Shrier

Otros autores han desarrollado otras correlaciones para determinar la frecuencia del slug, en las cuales involucran otros parámetros como propiedades físicas o caracterización del flujo slug. La tabla 1.6, muestra dichas correlaciones.

Tabla 1.6. Correlaciones para determinar la frecuencia del slug

Correlación	Expresión	Parámetro involucrado
Gregory y Scott	$f_s = 0.0226 \left[ \frac{U_{SL}}{gD} \left( \frac{19.75}{U_M} + U_M \right) \right]^{1.2}$	Número de Froude
Grescovich y Shrier	$f_s = 0.0226 \left[ \lambda \left( \frac{2.02}{D} + \frac{U_M^2}{gD} \right) \right]^{1.2}$	Fracción del líquido aparente y Número de Froude
Tronconi	$f_s = 0.61 \frac{\rho_G U_G}{\rho_L h_G}$	Densidad de las fases, velocidad y nivel de equilibrio del gas, $U_G$ y $h_G$ respectivamente
Fernández	$f_s = \frac{(1.29U_M) \left( 1 - \frac{L_B}{(L_B + L_S)} \right)}{20D}$	Longitud de la burbuja y el slug, diámetro de tubería
Sánchez	$f_s = 0.0148 \left[ \lambda \left( \frac{2.070}{D} + 1.3436NFr \right) \right]^{1.2879}$	Fracción del líquido aparente, Número de Froude y diámetro de tubería

Como se puede observar de la tabla 1.6, hay diferentes correlaciones, las cuales tienen sus limitantes ya que fueron desarrolladas bajo las condiciones de experimentación y consideraciones tomadas por cada autor.

Por ejemplo Ferré, propone correlaciones empíricas, en las que incluyen constantes dimensionales, por lo cual la correlación no debería ser usada en forma generalizada.

Tronconi se basó en un análisis finito de amplitud de ondas y sugiere que la frecuencia del slug es la mitad de la frecuencia de las ondas que genera el

slug, desafortunadamente cuando se aplica a grandes diámetros de tubería los resultados no son coherentes.

Fernandes proporciona una correlación basada en la burbuja de Taylor y la longitud del slug, pero este autor tomó una longitud de slug constante de  $20D$ , lo que requiere de la longitud del slug, por lo que su aplicación es limitada.

### 1.6.5. DETERMINACIÓN DE LA LONGITUD DEL SLUG

Para determinar la longitud del slug en forma experimental, se debe uno auxiliar de una sonda conductiva, haciendo uso de los datos del tiempo de permanencia del slug en el electrodo de la sonda y la velocidad experimental del slug. Al pasar un slug por el punto de detección, se genera una señal, la que se visualiza en el osciloscopio y por medio de su cursor de tiempo se mide el tiempo que toma el slug en pasar por el electrodo. La longitud del slug se determina por el producto del tiempo que dura la señal de perturbación y la velocidad del slug previamente determinada. Las gráficas obtenidas del osciloscopio muestran las señales típicas del retraso de tiempo de las dos señales de presión del flujo slug. Entonces la longitud del slug es definida por la siguiente expresión.

$$L_S = 1.3436 \cdot U_M \Delta t_t \quad (1.69)$$

La longitud promedio del slug para cada punto experimental es obtenida del promedio de 30 mediciones individuales. Con esta información se desarrolló una correlación para determinar la longitud del slug, la cual es posible obtener graficando la longitud del slug contra la velocidad superficial del líquido a diferentes velocidades superficiales del gas mantenidas constantes para ver los efectos de la velocidad superficial del líquido, esto destaca que no hay una clara tendencia de que la longitud del slug sea sensible a las velocidades superficiales de las fases.

A lo anterior, fueron probadas distintas distribuciones estadísticas con el fin de determinar la longitud del slug más probable en un muestreo de slugs para las mismas condiciones de flujo.

Por ejemplo, utilizando la distribución estadística de la longitud experimental del slug para condiciones de  $U_{SG}=9.64$  m/s y  $U_{SL}=0.375$  a 1.212 m/s, se observó en una gráfica la frecuencia del evento (números de slugs) contra la longitud del slug, que en un número de 58 slugs su longitud fue de 1.048 m.

El valor anterior fue obtenido con 36 condiciones experimentales y 1080 mediciones individuales. Lo cual muestra que el valor promedio de la longitud del slug es cercanamente la misma para todas las condiciones de experimentación, existiendo una discrepancia de  $\pm 1.5\%$ , lo que confirma que la longitud del slug no depende del flujo másico de las fases. De cualquier manera es posible obtener una correlación entre la longitud del slug y el diámetro de tubería. Por todo lo anterior la longitud del slug podría ser considerada solo como una función del diámetro de tubería.

$$\frac{\bar{L}_S}{D} = 23.78 \quad (1.70)$$

Otra comparación es mostrada en una gráfica de la figura 1.23, la longitud del slug en función de la velocidad de la mezcla homogénea para todas las condiciones experimentales. Para determinar el rango de la longitud experimental del slug se tomó el máximo y mínimo de los resultados graficados. Se pudo generalizar que la longitud del slug oscila entre el rango de  $L_S \in [20-30]D$ .

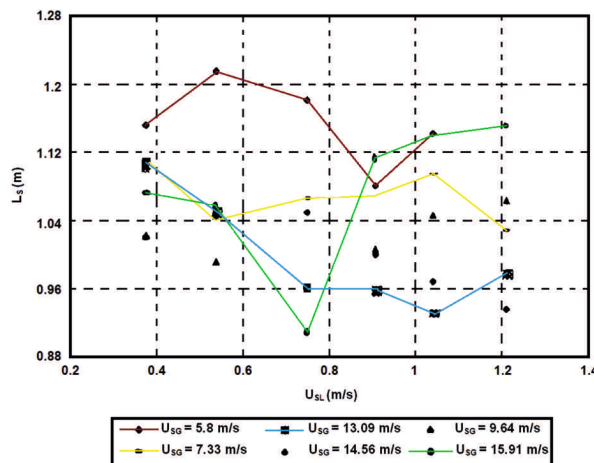


Figura 1.23. Longitud del slug vs. velocidad superficial del líquido a diferentes velocidades superficiales de gas

Para la longitud del slug varios investigadores han reportado sus resultados para diámetros pequeños de tubería (menores a 50 mm), los que se muestran en la tabla 1.7.

Tabla 1.7. Resultados de la longitud del slug, obtenidos por varios investigadores

Autor	Longitud del slug	Fluidos
Nicholson (1978)	12-30 D	aire-agua
Ferré (1979)	15-30 D	aire-agua
Ferschneider (1982)	20-30 D	oil-gas
Fernandes	20 D	aire-agua
Kokal-Stanislav	15-20 D	aire-agua
Nydal-Andreussi	15-20 D	aire-agua
Sánchez	20-30 D	aire-agua

Ya establecido que la longitud del slug es solo una función del diámetro de tubería en un flujo slug desarrollado, se debe considerar ahora los fenómenos que inducen en la entrada de la tubería la generación de los slugs, así para pequeños diámetros de tubería es muy rápida la generación de slugs por lo que la longitud de los slugs será establecida una vez que el desarrollo del slug sea observado y su comportamiento estable.

El modelado de fenómenos físicos, que es un tema que se presenta en el siguiente capítulo, es distinto para cada una de las variantes mencionadas, por

lo que el desarrollo de un modelo riguroso para cada una de las situaciones es complicado y se ha convertido en el punto de partida de diversos estudios que involucran estas situaciones. Este comentario esencial será el punto de partida para conocer y desarrollar la simulación numérica tomando en cuenta los parámetros y variables que se involucran en el sistema, cuyo caso es una confluencia de líneas de transporte horizontal conduciendo flujo slug.

# CAPÍTULO 2

## MODELOS DE FLUJO BIFÁSICO Y MODELO MATEMÁTICO

En este capítulo se complementa la información presentada en el apartado anterior, presentando algunos de los modelos de flujo bifásico referentes al flujo slug, finalmente se propone un modelo matemático con expresiones validas que caracterizan el flujo slug en tuberías horizontales y describen el fenómeno a simular.



Como se comentó en el capítulo anterior, el conocer el patrón de flujo en las tuberías de conducción de mezclas, es de vital importancia para el diseño de los sistemas de conducción y equipos, puesto que con ello se puede predecir y evitar las caídas de presión excesivas a lo largo de las mismas, así como los posibles comportamientos inestables en sus entradas. Además se comentó que el flujo slug es de mayor importancia, debido a que trabajar en estas condiciones puede ocasionar daños en las tuberías y fallas mecánicas de las unidades y equipos. Igualmente se ha demostrado en otros trabajos, que el operar en estas condiciones, disminuye la efectividad de los inhibidores de corrosión [12].

Por lo anterior, se han propuesto modelos para predecir parámetros importantes que caracterizan el flujo slug, como es su velocidad, su frecuencia, la fracción volumétrica de líquido y del gas, la longitud del slug y la longitud de la burbuja de Taylor; los modelos propuestos predicen los anteriores parámetros tomando en cuenta mediciones experimentales y/o cálculos teóricos del flujo slug en tuberías horizontales.

Hoy en día se cuenta con una poderosa herramienta que ayuda a agilizar el estudio experimental y comprobar el cálculo teórico, dicha herramienta es la simulación. La simulación es una técnica numérica utilizada para inducir experimentos en un software o algoritmo de computación, llamado simulador, el software de simulación comprende las relaciones matemáticas y lógicas que son necesarias para describir el comportamiento y la estructura de un sistema complejo del mundo real en los experimentos inducidos.

Se pretende en este trabajo desarrollar un modelo matemático que arroje como resultados la predicción de la caída de presión en una confluencia de tuberías horizontales transportando flujo slug, por lo cual en este capítulo, se dispone de información concerniente a los modelos de flujo bifásico y se disponen las relaciones matemáticas a considerar para el desarrollo del modelo matemático.

## **2.1. MODELOS DE FLUJO BIFÁSICO**

### **2.1.1. MODELOS DE PREDICCIÓN DE LA FRACCIÓN VOLUMÉTRICA DE LÍQUIDO**

Este parámetro es de importancia en la industria del petróleo, puesto que está fuertemente ligado al índice de producción, no obstante también es de interés para conocer las caídas de presión debidas al líquido y gas presentes en la tubería.

F. García et al., desarrollaron un modelo de predicción de la fracción volumétrica de líquido para tuberías horizontales y flujo intermitente, compararon su modelo teórico contra datos experimentales de varias fuentes con un amplio rango de condiciones de operación, el número de Reynold es el parámetro que clasifica los datos experimentales para flujos en tuberías horizontales y se basa en la velocidad de la mezcla y en la viscosidad cinemática del líquido [13].

$$Re_M = \frac{U_M D}{\vartheta_L} \quad (2.1)$$

Su modelo teórico se basó en una correlación propuesta con anterioridad por Chen y Spedding (1983), y el concepto de fracción volumétrica sin deslizamiento entre fases, resultando:

$$\frac{H_L}{\lambda_L} = \frac{1+(Q_G/Q_L)}{1+C(Q_G/Q_L)^a} \quad (2.2)$$

Donde  $a$  y  $C$  son parámetros que dependen de las propiedades del fluido y el patrón de flujo desarrollado. La expresión matemática para el cálculo de la constante  $C$  está dada por (2.3), de donde  $b$  y  $c$  son constantes que dependen del patrón de flujo.

$$C = K \left[ \frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^b \left[ \frac{\mu_G}{\mu_L} \right]^c \quad (2.3)$$

Otros modelos y correlaciones de la predicción de la fracción volumétrica de líquido para tuberías horizontales y cualquier patrón de flujo presente en ellas que han sido consideradas en el desarrollo y evaluación de sistemas de transporte bifásico, y que son aplicadas en programas de simulación, son presentados en la tabla 2.1, [13].

Tabla 2.1. Modelos de predicción de la fracción volumétrica de líquido para tuberías horizontales

Autor	Expresión	Consideraciones
Armand (1926)	$\frac{H_G}{H_L} = \frac{1}{0.2+1.2(Q_G/Q_L)} \quad (2.4)$	Desarrollada a partir del trabajo de Nguyen y Spedding (1977)
Lockhart y Martinelli (1949)	$\frac{H_L}{H_G} = f(X) \quad (2.5)$	Parámetro de Lockhart-Martinelli $X = [(dp/dz)_{SL}/(dp/dz)_{SG}]^{1/2}$
Butterworth (1975)	$\frac{H_L}{H_G} = 0.28X^{0.71} \quad (2.6)$	Aproximación de la correlación de Lockhart-Martinelli
Flanigan (1958)	$\frac{H_L}{H_G} = \frac{1}{1+0.3264U_{SL}^{1.006}} \quad (2.7)$	Se basa en datos de campo de una tubería de 16 pulgadas
Hoogendoorn (1959)	$\frac{H_G}{H_L} = 0.60 \left[ U_{SG} \left( 1 - \frac{H_G}{1-H_G} \frac{U_{SL}}{U_{SG}} \right) \right]^{0.85} \quad (2.8)$	Evalúa la fracción de vacío en tuberías horizontales
Levy (1960)	$H_G = \frac{\phi_L^{-1}}{\phi_L} \quad (2.9)$	Parámetro de Lockhart-Martinelli $\phi = [(dp/dz)_{b\neq}/(dp/dz)_L]^{1/2}$
Mattar y Gregory (1974)	$H_L = 1 - \frac{U_{SG}}{1.3(U_{SG}+U_{SL})+0.7} \quad (2.10)$	Flujo slug gas-líquido en tuberías horizontales
Bonnecaze et al. (1971)	$H_L = 1 - \frac{(1-\lambda_L)}{1.2+0.35(1-\rho_G/\rho_L)Q/\sqrt{Fr}} \quad (2.11)$	El parámetro adimensional $Q=0$ para flujo horizontal, es 1 para flujo ascendente y -1 para descendente
Gregory et al. (1978)	$H_{LS} = \frac{1}{1+\left(\frac{U_M}{8.66}\right)^{1.39}} \quad (2.12)$	$H_{LS}$ es la fracción de líquido presente en el slug.

Hart et al. (1989)	$\frac{H_L}{H_G} = \frac{U_{SL}}{U_{SG}} \left[ 1 + 10.4 Re_{SL}^{0.363} \left( \frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{1/2} \right] \quad (2.13)$	Número de Reynolds de la fase líquida $Re_{SL} = \frac{\rho_L U_{SL} D}{\mu_L} \quad (2.13a)$
Abdul-Majeed (1996)	Para flujo turbulento $H_L = \exp(-0.9304919 + 0.5285852R - 9.219634 \times 10^{-2}R^2 + 9.02418 \times 10^{-4}R^4) \quad (2.14)$ Para flujo laminar $H_L = \exp(-1.099924 + 0.6788495R - 0.1232191 \times 10^{-2}R^2 - 1.778653 \times 10^{-3}R^3 + 1.626819 \times 10^{-3}R^4) \quad (2.15)$	$R = \ln(X)$ $X^2 = \left[ \frac{U_{SG} \rho_G \mu_L}{U_{SL} \rho_L \mu_G} \right]^n \frac{\rho_L U_{SL}^2}{\rho_G U_{SG}^2} \quad (2.14a)$ Y $n=0.2$ para flujo turbulento y 1 para laminar
Spedding et al. (1998)	$H_L = (3.5 + D) \left( \frac{Q_L}{Q_T} \right)^{0.7} \quad (2.16)$	Para $U_{SG} \geq 6$ m/s
Gómez et al. (2000)	$H_L = \exp(-0.45\theta - 2.48 \times 10^{-6} Re_{LS}) \quad (2.17)$	$\theta$ es el ángulo de inclinación de la tubería y está dentro de $0 \leq \theta \leq 157$ , en radianes. El número de Reynolds del cuerpo del slug $Re_{LS} = \frac{\rho_L U_M D}{\mu_L} \quad (2.17a)$

### 2.1.2. MODELO DE PREDICCIÓN DE LA FRACCIÓN VOLUMÉTRICA DE LÍQUIDO EN EL SLUG Y LA LONGITUD DEL SLUG

Moalem-Maron et al. (1982) propusieron un modelo para calcular la longitud del slug  $L_S$  y la fracción volumétrica de líquido en el slug a frecuencias de slug dadas. Comenzaron por asumir que las burbujas se separan en la parte trasera del slug debido a las fuerzas de flotación y posteriormente demostraron que la frecuencia del slug decrece en cuanto la fracción volumétrica del slug,  $H_{LS}$ , aumenta, y a la vez la caída de presión promedio disminuye por encima de la celda unitaria [14].

El trabajo de Moalem-Maron se basó en las siguientes suposiciones:

1. Se sabe que la disminución de la frecuencia del slug está acompañada de un aumento de  $H_{LS}$  en el cuerpo del slug, cuando  $H_{LS}$  tiende a la unidad, el slug desarrollado se estabiliza debido al dominio de las fuerzas de coalescencia que logran mantener homogénea la mezcla dentro del slug y esto se convierte en una región donde la caída de presión es mínima debido al aumento de flujo volumétrico (casi máximo) en el slug.
2. Este modelo es aplicable para slugs con una fracción volumétrica  $H_{LS}$  máxima y en donde dominan las fuerzas de flotación, puesto que si se considera las fuerzas de turbulencia que superan a las de coalescencia, que en la mayoría de los casos sucede, el slug es como un flujo de burbuja dispersa con  $H_{LS} < 1$ .
3. De los puntos anteriores, se establece entonces que se debe obtener una longitud del slug estable en el slug desarrollado.

Partiendo de las suposiciones anteriores, Barnea y Brauner (1984), en su trabajo asumieron que la fracción volumétrica de gas que el slug aloja como burbujas dispersas, se determina por medio de un balance entre fuerzas de

rompimiento debidas a la turbulencia y las fuerzas de coalescencia debidas a la gravedad y/o tensión superficial [14].

Es entonces que este modelo proporciona una condición para predecir la transición de flujo slug a flujo de burbuja dispersa que fue establecido en principio por Taitel y Dukler (1976).

$$U_L = \left[ \frac{4A_G g \cos \theta_R}{s_i f_L} \left( 1 - \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{1/2} \right] \quad (2.18)$$

Analizando la figura 2.1, la línea entrecortada  $A-B$  es la zona de transición de flujo slug a flujo burbuja dispersa, el punto  $a$  dado por los valores coordenados  $U_{SG}$  y  $U_{SL}$  señala las condiciones de operación del sistema, en las cuales se puede calcular la fracción volumétrica de gas (o fracción de vacío presente en ese punto), con la ecuación (2.19), y sin considerar el deslizamiento. Esta  $\alpha$  colocada sobre la línea de transición, es considerada como la fracción volumétrica máxima que el slug puede acumular como forma de patrón de flujo burbuja dispersa a un nivel de turbulencia dado, el cual se determina por la velocidad de la mezcla,  $U_M$  [14].

$$\alpha = \frac{U_{SG}}{U_{SG} + U_{SL}} \quad (2.19)$$

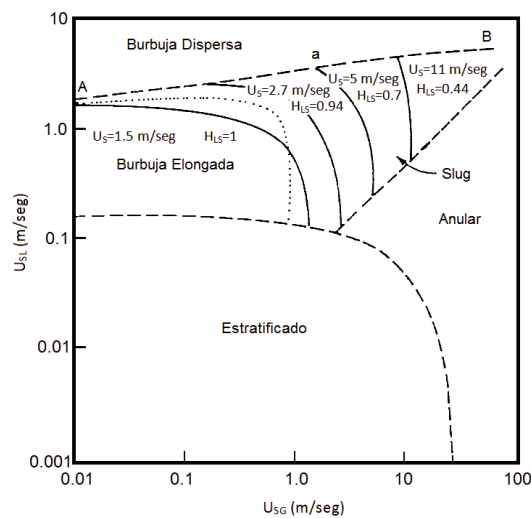


Figura 2.1. Predicción del valor de  $H_{LS}$  sobre la frontera de transición de Flujo burbuja dispersa a flujo slug

El modelo se centra en predecir la fracción volumétrica del cuerpo del slug, explicando cómo ocurre la transición de flujo burbuja dispersa a flujo slug:

- Partiendo sobre la línea de transición  $A-B$  (figura 2.1) se posiciona un punto  $a$  que representa las velocidades superficiales de ambas fases, si se mantiene la velocidad de la mezcla constante y se aumenta la velocidad del gas se entra en la zona de flujo slug, esto se explica a que el exceso de gas no puede ser alojado en el líquido y posteriormente el gas que no es acomodado en él, forma burbujas alargadas por la coalescencia.

- Por medio de un balance de masa, la velocidad de la mezcla en el slug es igual a la velocidad total de la mezcla, por lo tanto  $U_S = U_M$ . Es así que entonces, la velocidad de la mezcla y el nivel de turbulencia se mantienen constantes dentro del cuerpo del slug como si fuesen un flujo de burbuja dispersa.
- Por lo tanto, en la figura 2.1, las curvas constantes de  $U_S$  representan la región donde la fracción volumétrica de gas dentro del slug es constante e igual a la fracción volumétrica que tendría el patrón de flujo de burbuja dispersa en la frontera de transición.

Si se conoce o determina la fracción volumétrica de gas en un punto sobre la zona de transición del patrón de flujo de burbuja dispersa a flujo slug, se puede determinar  $H_{LS}$ . Esto lleva a que la fracción volumétrica del slug es una función de la velocidad del slug, hecho que también comprobó Gregory et al. (1978) en su trabajo, obteniendo resultados como el que se gráfica en la figura 2.2

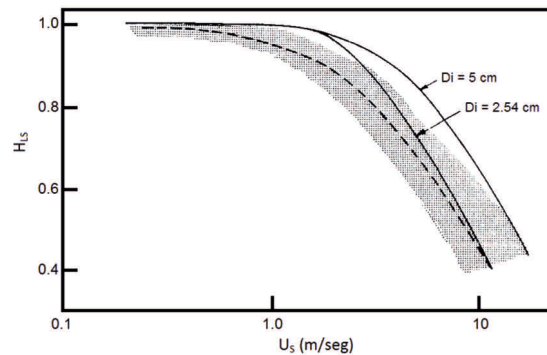


Figura 2.2. Dependencia de la fracción volumétrica del slug  $H_{LS}$  con la velocidad del slug  $U_S$ , Gregory et al. (1978)

Varias observaciones experimentales para sistemas de aire-agua en flujo vertical ascendente y horizontal sugieren que la longitud del slug líquido estable no es sensible a las relaciones de flujo de gas y líquido y es bastante constante para un diámetro dado de tubería ( $D$ ) [14], hecho mencionado ya en el capítulo anterior.

### 2.1.3. PREDICCIÓN DE LA LONGITUD DE UN SLUG ESTABLE

Como se sabe, la frecuencia del slug es inducida por fenómenos a la entrada de la tubería, resultante de inestabilidades del líquido en la entrada, hecho establecido por Taitel y Dukler (1997). Sin embargo observaciones muy de cerca de la frecuencia del slug y su longitud muestran que este parámetro es una evolución del fenómeno, puesto que en la entrada son inducidos pequeños slugs que indican alta frecuencia y son inestables puesto que los slugs pequeños tienen un mayor derramamiento de líquido en su parte trasera y tienden a combinarse con los slugs seguidos en dirección del flujo, mientras que la burbuja alargada detrás de un slug pequeño, supera y se combina con la burbuja que está por delante de éste [14].

Es entonces que así, tanto el slug líquido como la burbuja de Taylor crecen entretanto que la frecuencia del slug se ve reducida, y este proceso es visualizado hasta que la longitud del slug llega a una condición en la que es suficientemente extenso para ser estable.

El proceso anterior también ha sido observado para flujo slug vertical ascendente, el cual fue analizado por Taitel et al. (1980), definiendo un slug estable como aquel que es tan largo que el perfil de velocidad en la parte trasera del slug ya está completamente desarrollado.

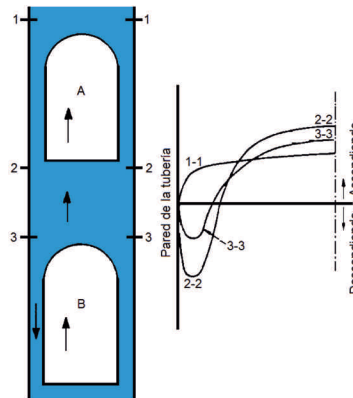


Figura 2.3. Perfiles de velocidad, por Taitel et al. (1980) para la predicción de la longitud del slug

Para predecir la longitud de este slug estable, del trabajo de Taitel, echamos mano de la figura 2.3, la cual muestra los perfiles de velocidad en el slug líquido y se explica de la siguiente manera:

- La figura 2.3, es una representación de un slug entre dos burbujas de Taylor en un flujo ascendente. Para la burbuja superior los perfiles de velocidad frente a la burbuja (1-1) y detrás de la misma (2-2) son esquematizados del lado derecho.
- (1-1) se trata de un perfil de velocidad de flujo turbulento completamente desarrollado frente al perfil de velocidad de la burbuja A, con una velocidad central aproximadamente de  $V_c = 1.2U_S$ .
- En (2-2) el perfil de velocidad se ve afectado por la película de líquido que se derrama detrás de la burbuja A. La velocidad promedio total de la mezcla en cualquier sección transversal del slug es la misma e igual a  $U_S$ , entonces es evidente que la velocidad de la línea central decrezca asintóticamente a  $1.2U_S$  hasta la distancia del borde de salida de la burbuja de Taylor.
- Nicklin et al. (1962), sugiere la velocidad de la burbuja de Taylor como:

$$V_T = V_c + 0.35\sqrt{gD} \quad (2.20)$$

- Puede entonces ser claro que la burbuja B, detrás del slug pequeño, aventajará a la primera burbuja A que viaja a una velocidad central de  $1.2U_S$ .

- De los anteriores puntos se deduce entonces que al determinar la longitud de un slug estable, se obtiene la longitud necesaria para estabilizar un perfil de velocidad completamente desarrollado.
- Analizando la película de líquido que se derrama a lo largo de la burbuja de Taylor, sabemos que corresponde a una velocidad relativa a la velocidad de la burbuja ( $V_f + V_T$ ).
- Y ahora considerando esta película como un chorro en dos dimensiones y que es mezclado en el slug líquido detrás de éste a una velocidad uniforme ( $V_f + V_T$ ). Este último análisis define un chorro con velocidad  $u$  de dos componentes, una componente axial y otra normal, la componente axial representa la distancia,  $x_a$ , en la cual el chorro ha sido consumido por el slug y Taitel sugiere que es equivalente a la longitud del slug estable, por lo que  $x_a = L_S$ , y por su parte la componente normal  $y$ , es la distancia normal a la línea central del chorro.

$$\frac{u}{u_{max}} = 1 - \frac{y}{x_a} \tanh^2 \gamma \quad (2.21)$$

De la ecuación (2.21),  $\gamma$  se define como una constante universal aproximadamente igual a 7.67 y establecida por Schlichting (1968).

Este mismo planteamiento es aplicable para el flujo horizontal, y la única diferencia es que mientras en el flujo vertical la película de líquido es simétrica, en el caso del flujo horizontal es solo en la parte inferior de la tubería por lo que la ecuación (2.21), sigue siendo aplicable para evaluar la longitud del slug, pero con las condiciones de que  $u/u_{max} < 0.5$  y la distancia normal  $y = D$ .

#### 2.1.4. MODELO DE PREDICCIÓN DE LA DISTRIBUCIÓN DE VELOCIDAD

Es bien sabido que el flujo slug es muy engorroso por su comportamiento inestable, y una de esas características es la velocidad de traslación que es asumida en un líquido fluyendo como una sobre posición de la velocidad de gas en una película de líquido, es decir la velocidad de arrastre,  $U_d$ , y un aporte de la velocidad media a la que viaja el líquido,  $U_L$ , concepto propuesto por Nicklin (1962).

$$U_T = C_2 U_L + U_d \quad (2.22)$$

$C_2$  es una constante resultante de asumir que la velocidad de propagación de las burbujas sigue a la velocidad máxima local del líquido,  $U_{max}$ , enfrente de la punta de la nariz, por lo cual, su valor es determinado por  $C_2 = U_{max}/U_{med}$ , donde  $U_{med}$  es la velocidad media de la sección transversal del líquido. Esta constante  $C_2$  toma valores aproximados de 2.0 para un flujo laminar y 1.2 para turbulento.

Esta velocidad ha sido estudiada de dos maneras, una considerando solo una burbuja alargada de Taylor y dos slugs estáticos, y la otra ha sido considerando todo el flujo slug continuo; de la primera se ha desarrollado mucho y de la segunda se tiene muy poco, siendo esta última más importante por las consideraciones de las pequeñas burbujas dispersas en el slug líquido.

Nicklin llega a la conclusión de que la correlación (2.22) puede ser aplicada para los dos casos anteriores, a diferencia de que para el flujo slug continuo la velocidad  $U_L$  sea remplazada por  $U_M$ .

$$U_T = C_2 U_M + U_d \quad (2.23)$$

La velocidad de arrastre, tanto para el caso de tuberías horizontales como para verticales, se ha determinado por medio de un análisis de flujo potencial, determinando el número de Froude en función de esta velocidad. Benjamin (1968) obtuvo la expresión (2.24) para el caso de flujo horizontal.

$$Fr = \frac{U_d}{\sqrt{gD}} = 0.54 \quad (2.24)$$

Hout y Barnea (2002) realizan mediciones experimentales de las velocidades de traslación de ambas formas (una sola burbuja alargada y un flujo slug continuo) y comparan dichas mediciones, llegando al desarrollo de un modelo para predecir la velocidad de traslación.

Hout y Barnea, observan que la velocidad de arrastre, considerando solamente una burbuja alargada y para el flujo slug continuo, difiere debido a que en la región del slug líquido es considerado como un flujo de burbuja dispersa y la presencia de esas burbujas tienen impacto en la velocidad de arrastre, puesto que estas se dispersan a una velocidad menor que la velocidad de traslación de la burbuja de Taylor y pueden coalescer en la nariz de esta, al mismo tiempo pequeñas burbujas se crean en la cola de la burbuja alargada. La coalescencia de las burbujas dispersas deriva en un aumento de la velocidad de traslación de la burbuja de Taylor, llamada velocidad eficaz de traslación,  $V_{Tef}$  [18].

Esto es ilustrado en la figura 2.4, la cual está conformada por una burbuja de Taylor simplificada en una forma cilíndrica sin nariz propagando el líquido del slug a una velocidad de arrastre  $U_d$ . En la región del slug líquido se tiene una fracción volumétrica media de gas  $\alpha_S$  que son las burbujas dispersas moviéndose a una velocidad de arrastre  $U_0$ .

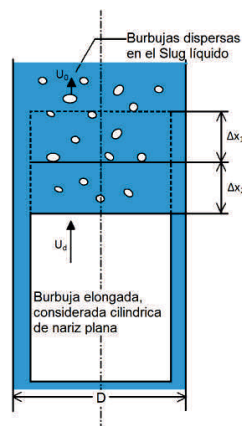


Figura 2.4. Bosquejo simplificado auxiliar en la predicción de la velocidad de arrastre de una Burbuja de Taylor,  $U_d$  y una burbuja dispersa en el slug líquido  $U_0$

El incremento en  $U_d$ , por la coalescencia de las burbujas en la burbuja de Taylor, se estima de la siguiente manera:

- Se asume que la película de líquido en la región de la burbuja de Taylor no contiene pequeñas burbujas dispersas y se aplica un balance másico en el frente de la burbuja alargada.

$$(\Delta x_1 + \Delta x_2)\alpha_S - U_0\Delta t\alpha_S = \Delta x_2\alpha_B \quad (2.25)$$

De donde  $\Delta x$  son las distancias recorridas por la burbuja de Taylor.

- De la ecuación (2.25) se considera que el desplazamiento de la nariz de la burbuja de Taylor durante un intervalo de tiempo  $\Delta t$  a la velocidad  $U_d$ , y en ausencia de burbujas dispersas, se tiene una longitud recorrida  $\Delta x_1 = U_d\Delta t$ . Tomando en cuenta la presencia de burbujas y para  $U_d > U_0$  se cumple que el hecho de que las burbujas dispersas sean absorbidas por la burbuja de Taylor durante el mismo intervalo de tiempo  $\Delta t$  y la burbuja de Taylor se desplaza a la distancia  $\Delta x_2$ .

$$\Delta x_2 = \frac{\Delta x_1\alpha_S - U_0\Delta t\alpha_S}{\alpha_B - \alpha_S} \quad (2.26)$$

- Se obtiene la velocidad de arrastre eficaz como  $U_{def} = \Delta x / \Delta t = (\Delta x_1 + \Delta x_2) / \Delta t$ , o por medio de la ecuación (2.27).

$$U_{def} = U_d + \frac{(U_d - U_0)\alpha_S}{\alpha_B - \alpha_S} \quad (2.27)$$

De la ecuación (2.27), el último término es la aportación que se le hace a la velocidad de arrastre de la burbuja de Taylor influenciada por la incorporación de las burbujas dispersas en el slug a su nariz en un flujo slug continuo. Es notorio que este término no tendría impacto alguno si  $\alpha_S = 0$  (caso en que no hay burbujas dispersas en el slug líquido) o cuando la velocidad de arrastre de la burbuja de Taylor sea igual a la de las burbujas dispersas,  $U_d = U_0$ . En caso de que  $U_d < U_0$ , las burbujas dispersas no llegarían a ser absorbidas por la burbuja de Taylor y quedarían cerca de la periferia por lo que la fracción volumétrica de gas en la región del slug líquido,  $\alpha_S$ , sería despreciable.

- Si se retoma el concepto propuesto por Nicklin para la velocidad de traslación de una sola burbuja de Taylor, se obtiene la expresión (2.28), que expresaría la velocidad de traslación de la burbuja de Taylor y el aporte de las burbujas dispersas en el slug líquido como una velocidad de traslación eficaz.

$$U_{def} = U_T + \frac{(U_d - U_0)\alpha_S}{\alpha_B - \alpha_S} \quad (2.28)$$

Los parámetros faltantes para aplicar el modelo, son conceptos tomados de otros trabajos y se puede proceder de la siguiente manera:

Todo tamaño de burbuja llega a un diámetro crítico,  $d_c$ , y la velocidad de arrastre de una burbuja dispersa es dependiente de este diámetro crítico, entonces cuando éste es excedido, la velocidad de arrastre tiende a ser constante y no depender del diámetro de burbuja. Brodkey (1967) definió ese diámetro como:

$$d_c \cong [0.4\sigma/\Delta\rho g]^{1/2} \quad (2.29)$$

Usualmente en una instalación de flujo aire-agua, éste diámetro crítico es aproximadamente igual a 1.7 mm, y depende de las propiedades físicas del gas, así como de la distribución de las pequeñas burbujas en la tubería. Sin embargo en una gran mayoría de disposiciones experimentales, el diámetro sobrepasa al crítico y esto fue observado por Barnea y Shemer (1989), entonces con anterioridad Harmathy (1960), propuso calcular la velocidad de arrastre de una burbuja dispersa,  $U_{0\infty}$ , cuyo diámetro es mayor que el diámetro crítico con la correlación (2.30).

$$U_{0\infty} = 1.54[\sigma\Delta\rho g/\rho^2]^{1/4} \quad (2.30)$$

Posteriormente, Wallis (1969) deduce que la velocidad de arrastre de una sola pequeña burbuja es afectada por todas las pequeñas burbujas en el slug líquido y es menor que la velocidad de arrastre de una sola moviéndose en el líquido concerniente a un factor establecido por la fracción volumétrica de gas presente en el slug,  $\alpha_S$ , correlación (2.31).

$$U_0 = U_{0\infty}(1 - \alpha_S)^{1.5} \quad (2.31)$$

La fracción volumétrica promedio del gas en la unidad del slug,  $\alpha_u$ , es posible obtenerla por medio de las expresiones (2.32), la cual está en función de la longitud de la unidad del slug, y (2.33) en función de un balance másico realizado por Taitel y Barnea (1990), la combinación de dichas ecuaciones nos conduce a la obtención de la fracción volumétrica promedio en la región de la burbuja de Taylor,  $\alpha_b$ , y considerando que esta será constante, ecuación (2.34).

$$\alpha_u = \alpha_S \frac{L_S}{L_u} + \frac{1}{L_u} \int_0^{L_b} \alpha_b dx \quad (2.32)$$

$$\alpha_u = (U_{SG} - v_b \alpha_S + U_T \alpha_S)/U_T \quad (2.33)$$

$$\alpha_b = \alpha_S + \frac{(U_{SG} - v_b \alpha_S)L_u}{U_T L_b} \quad (2.34)$$

Otro modelo desarrollado por Kvernfold et al. (1984), se basa en mediciones de la frecuencia del slug tomadas por medio de un sensor que identifica señales de autoespectro, llevando así a la correlación cruzada, ya vista en el capítulo anterior, obteniendo la velocidad de traslación de los slugs,  $U_T$ , integrando las lecturas del tiempo promedio del líquido y gas presentes en los extremos de dicho sensor,  $t_u$ . Recordando que  $f_S = 1/t_u$  y es una función de las señales obtenidas, es posible también encontrar las longitudes de la unidad,  $L_u$ , y del slug,  $L_S$ , como es mostrado en la figura 2.5.

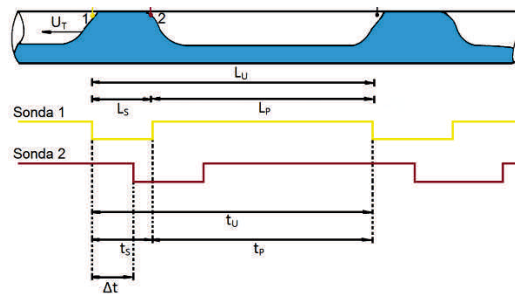


Figura 2.5. Señales de tiempo obtenidas de los sensores para determinar las longitudes del slug, burbuja de Taylor y unidad de slug

En esta técnica de medición los autores consideraron un tiempo para registrar valores representativos, este tiempo fue de 5 minutos o hasta alcanzar una distribución estadística de forma estable. Además los resultados se caracterizaron en formas promediadas, es decir para una relación de flujo de gas y líquido se debe fijar una unidad de slug promedio, una longitud promedio de los slugs líquidos, una longitud promedio de la burbuja de Taylor y una velocidad de traslación promedio de los slugs [17].

Los resultados obtenidos por Kvernfold son mostrados en la tabla 2.2, y de ella se deduce que la velocidad de traslación es directamente proporcional a la velocidad de la mezcla con un factor de proporcionalidad de 1.52 con  $3000 < Re_{TP} < 6500$ , hecho que ya había sido establecido por Hubbard (1965) con 1.25 para el factor de proporcionalidad, Gregory y Scott (1969) con 1.35, y Dukler y Hubard (1975) con 1.2, estos obtenidos con un número de Reynolds bifásico mayor a 30,000.

Tabla 2.2. Mediciones obtenidas de las corridas de flujo, trabajo de Kvernfold [17]

Corrida	Condiciones del flujo			Mediciones				
	$U_{SG}$ (m/s)	$U_{SL}$ (m/s)	$Re_{TP}$	$f_s$ (Hz)	$U_T$ (m/s)	$L_u$ (m)	$L_S$ (m)	$U_T/U_M$
1	1	0.95	3200	3.5	3	0.85	0.37	1.54
2	1	1.9	4800	3.1	4.4	1.4	0.42	1.52
3	1	2.8	6300	3.3	5.7	1.8	0.45	1.5
4	0.9	1.9	4600	2.5	4.3	1.7	0.46	1.54
5	0.8	2.8	6000	2	5.5	2.8	0.53	1.53

En conclusión a este modelo, las velocidades de traslación de los slugs líquidos son proporcionales a la velocidad de la mezcla con un factor de proporcionalidad de  $U_T \approx 1.52 U_M$ .

L. Kokal y J. F. Stanisval, desarrollaron un modelo para toda la variedad de flujo pulsante horizontal e inclinado por medio de ecuaciones de continuidad del gas y líquido para una celda unidad de slug, considerando el tiempo que tarda la unidad del slug en atravesar una distancia, dicho tiempo lo divide en  $t_s$ , para el slug líquido, ecuación (2.35), y  $t_f$  para la película de líquido o región de la burbuja de Taylor, ecuación (2.36) [3].

$$t_s = \frac{L_S}{U_T} \tag{2.35}$$

$$t_f = \frac{L_b}{U_T} \quad (2.36)$$

A la vez, la longitud de la celda unitaria del slug, se relaciona con la velocidad de traslación y la frecuencia del slug, ecuación (2.37).

$$L_u = \frac{U_T}{f_s} \quad (2.37)$$

Para la velocidad de traslación se hizo uso de la expresión de Zuber y Findlay que establecen:

$$U_T = C_2 U_S + U_d \quad (2.38)$$

De donde la constante  $C_2$  adquiere un valor fijo de 1.2, siendo esta una expresión muy similar a la establecida por Nicklin, (2.23), y a diferencia de la impuesta por Kvernfold, de  $U_T \approx 1.52 U_M$ , en observación a esto, parece conveniente hacer uso de la ecuación (2.38), puesto que es aplicable para tuberías verticales, inclinadas y horizontales.

La velocidad de arrastre depende del diámetro y si fuese el caso de la inclinación de la tubería, siendo obtenida por la ecuación (2.39).

$$U_d = 0.345 \left[ \frac{g^D (\rho_L - \rho_G)}{\rho_L} \right]^{1/2} \quad (2.39)$$

### 2.1.5. MODELOS DE PREDICCIÓN DE LA FRECUENCIA DEL SLUG

En la teoría, para un flujo slug desarrollado en una tubería, se demuestra que el gradiente de presión es casi directamente proporcional a la frecuencia del slug, por lo que es de suma importancia predecir este parámetro, y se puede obtener de la manera cómo se explico en el capítulo 1, pero aquí se presentan otras propuestas de algunos modelos desarrollados para su obtención.

Hubbard y Dukler (1976), llevan a cabo un modelo del comportamiento de flujo slug que predice con exactitud el comportamiento hidrodinámico de la longitud de la película, velocidad y caída de presión, pero este modelo es aun incompleto, puesto que requiere como dato de entrada la frecuencia del slug.

Más tarde Taitel y Dukler (1997), llevan a cabo un análisis de la formación del slug para determinar la frecuencia de éste, dicho análisis lleva a un modelo determinista en el que se establece un valor medio del tiempo de formación entre los slugs. Una vez más se establece la frecuencia del slug  $1/t$ , en el trabajo desarrollado por Taitel y Dukler,  $t$  se define como el tiempo en que dos ondas sucesivas cercanas formaran un slug, aunque en el tiempo del ciclo de formación existe una aleatoriedad, Dascher (1970) demuestra que esa varianza es pequeña y por eso omitida.

El análisis comienza visualizando el proceso en dos pasos, figura 2.6, los cuales requieren cada uno un tiempo para desarrollarse, iniciando en el instante en el que una onda crece en su altura hasta alcanzar la pared superior de la tubería.

El primer tiempo  $t_1$ , contabiliza el tiempo de barrido del líquido que está frente a la onda hasta que se reduce el líquido a un nivel mucho más bajo.

El tiempo  $t_2$  será el tiempo en que el líquido desplazado volverá a su nivel de equilibrio [16].

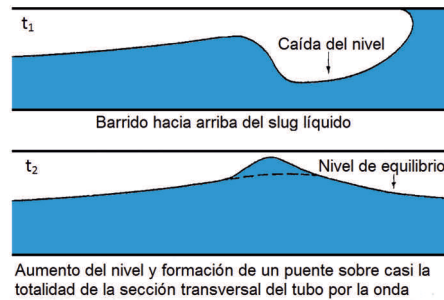


Figura 2.6. Tiempos  $t_1$  y  $t_2$  de los dos pasos que cumplen el proceso de formación de un slug

En las observaciones del fenómeno se nota que  $t_1$  es muy pequeño comparado con el tiempo del ciclo, siendo éste despreciable, además en seguida de que el líquido llega a su nivel de equilibrio, se forma una onda que se mueve a través de la superficie y cierra el espacio de aire, esta onda tiene una frecuencia con un orden de magnitud mayor que la frecuencia del slug, de manera que inmediatamente el cierre que origina es efectivo una vez que el nivel de líquido ya se encuentra en equilibrio. Puede suceder también que se genere un cierre prematuro antes de que se llegue al nivel de equilibrio, entonces el slug formado no persiste en forma y desaparece o se fusiona con algún otro slug previo [16].

Del análisis anterior, se deduce que el tiempo  $t_2$ , (tiempo de regeneración del nivel de equilibrio del líquido), es el tiempo característico para todo el ciclo que dura el fenómeno, y eso conduce a que la predicción de la frecuencia del slug sea a través de la determinación del tiempo,  $t$ , necesario para regenerar la película del líquido desplazado a su nivel más bajo,  $h_s$ , hasta su nivel de equilibrio justo después de que un slug ha sido formado,  $h_e$  [16].

La predicción de  $t_2$  se llevo a cabo, aplicando las ecuaciones de conservación de masa y momentum, considerando al flujo transportado en un canal abierto y determinando los niveles  $h_s$  y  $h_e$ .

También establecen un parámetro adimensional de la frecuencia del slug para flujo horizontal que depende de un conjunto de grupos adimensionales [17].

$$\frac{f_s D}{U_{SL}} = f_s(X, Z, Fr_L, Fr_G) \quad (2.40)$$

$X$ , ecuación (2.41), es el parámetro de Lockhart-Martinelli que relaciona los gradientes de presión del líquido y gas.

$$X = \left[ \frac{(dp/dx)_L}{(dp/dx)_G} \right]^{1/2} = \left[ \frac{f_{SL}\rho_L}{f_{SG}\rho_G} \right]^{1/2} \frac{U_{SL}}{U_{SG}} \quad (2.41)$$

El parámetro  $Z$ , representa la relación de las fuerzas inerciales a las fuerzas que generan la caída de presión en el gas, (2.42).

$$\frac{Z}{X} = [4f_{SL}]^{1/2} \quad (2.42)$$

La relación de las fuerzas inerciales de la fase de gas a las fuerzas gravitacionales de la fase líquida, se da por medio de los números de Froude para cada una de las fases, ecuaciones (2.43) y (2.44).

$$F_L = \frac{U_{SL}}{2\sqrt{Dg}} \quad (2.43)$$

$$F_G = \frac{U_{SG}}{2\sqrt{Dg}} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \quad (2.44)$$

El factor de fricción se establece dependiendo el régimen de flujo reinante dependiendo del número de Reynolds y es asumido en ciertos trabajos como  $Re_k = 2000$  para la transición.

Para flujo laminar, se aplica la ecuación (2.45).

$$f_{Sk} = \frac{16}{Re_{Sk}} \quad (2.45)$$

Para flujo turbulento Lockhart-Martinelli propusieron la ecuación (2.46).

$$f_{Sk} = \frac{0.046}{(Re_{Sk})^{0.2}} \quad (2.46)$$

El subíndice  $k$  solo es para denotar la fase que puede ser gaseosa o líquida, puesto que estas ecuaciones son aplicables para ambas fases.

### 2.1.6. PREDICCIÓN DE LA LONGITUD DE LA UNIDAD DEL SLUG

La variación de la frecuencia y la velocidad de traslación en los slugs tienen como efecto que la longitud total de una unidad de slug se modifique y sea definida por medio de la expresión (2.47).

$$L_u = U_T t_u \quad (2.47)$$

Si se reconsidera la tabla 2.2, se puede visualizar este suceso, en las condiciones de flujo 3 y 5 un ligero cambio en la relación de flujo del líquido de 1 a 8 m/s causa una variación muy marcada en la longitud de la unidad, por lo que realmente es válida la expresión (2.47).

No obstante, debe aclararse que en la unidad del slug, la longitud de la película de líquido es la que más se afecta, mientras que la longitud del slug líquido es casi constante dentro de la condición de flujo que se imponga. También es notorio que si hay un aumento en la relación de flujo del gas, la longitud de la región de la película aumenta y sucede lo contrario si se aumenta la relación de flujo del líquido.

## 2.2. CAÍDA DE PRESIÓN EN EL FLUJO SLUG

La caída de presión en una tubería transportando flujo slug es más acentuada que cualquier otro flujo que pueda conducir (sea flujo homogéneo o estratificado), puesto que su magnitud se eleva debido a su comportamiento oscilatorio (intermitente).

La caída de presión se puede dividir en dos componentes: para el slug líquido  $(\Delta p)_s$  y la burbuja de Taylor  $(\Delta p)_b$ . La primera es posible determinarla por medio de técnicas de flujo a una sola fase.

En la región de la zona de la película (Burbuja de Taylor), pero considerando que es un cilindro sin cola y nariz, el gradiente de presión es despreciable a lo largo de esa región, no obstante si pueden ser considerados los efectos de la nariz y cola de la burbuja de Taylor en una caída de presión. A menos que la longitud de la burbuja de Taylor sea especificada separadamente en esas regiones, todas las burbujas existentes pueden compensar la caída de presión en la misma tubería, de otra manera esta caída de presión no puede ser determinada [7].

Suo establece las correlaciones (2.48) y (2.49), para obtener la caída de presión por burbuja, sin embargo no parecen ser muy aceptables, puesto que se observa que hay un repentino cambio en el número de Reynolds de términos puramente viscosos en la correlación (2.48) y términos virtualmente inerciales en (2.49), y no suelen ocurrir cambios tan repentinos en ese aspecto. Entonces estas correlaciones serían aceptables para bajos y altos números de Reynolds respectivamente, y eso puede ocurrir en casos que burbujas a diferentes números de Reynolds conformen la misma relación de flujo total en la misma tubería [7].

$$Re_j < 270 \quad \Delta p_b = \frac{90 \mu_L v_b}{D} \quad (2.48)$$

$$270 < Re_j < 630 \quad \Delta p_b = 0.163 \rho_L v_b^2 \quad (2.49)$$

Por otro lado, Wallis establece que el gradiente de presión por burbuja se aproxima a un valor equivalente a cuatro veces el diámetro de tubería, es decir, una longitud aproximada de cuatro diámetros de tubería. La ecuación (2.50) es más aproximada, se aplica a todos los número de Reynolds y comprende toda la unidad del slug.

$$\Delta p_u = 4C_f \frac{1}{2} \rho_L j^2 \frac{L_S + 4D}{D} \quad (2.50)$$

Entonces el gradiente de presión medio será:

$$-\frac{dp}{dz} = \frac{2C_f \rho_L j^2}{D} \frac{L_S + 4D}{L_S + L_b} \quad (2.51)$$

De la ecuación (2.51), el último factor dependerá de la longitud de la unidad del slug y con ello de la frecuencia del slug.

Si el volumen de la burbuja,  $V_b$ , y la fracción volumétrica de gas en la unidad del slug,  $\alpha$ , fueran conocidos, la longitud de la unidad del slug se calcularía por medio de la expresión (2.52).

$$L_S + L_b = \frac{V_b}{A\alpha} \quad (2.52)$$

Recordando del capítulo anterior  $1/C_1$  representa la fracción de la sección transversal que es ocupada por la burbuja, ecuación (1.44.), para una burbuja grande se podría aproximar su longitud a la expresión (2.53).

$$L_b = \frac{C_1 V_b}{A} \quad (2.53)$$

Entonces (2.53) y (2.52) pueden sustituirse en (2.51), obteniéndose lo siguiente:

$$-\frac{dp}{dz} = \frac{2C_f \rho_L j^2}{D} \left( \frac{1}{\alpha} - C_1 + \frac{4DA}{V_b} \right) \alpha \quad (2.54)$$

Considerando también que la fracción volumétrica de gas en la unidad es dada por la correlación (2.55).

$$\alpha = \frac{j_G}{C_1 j} \quad (2.55)$$

La forma final de la ecuación (2.54) quedaría expresada en términos de los flujos volumétricos por unidad de área del gas y del líquido, y  $C_1$ .

$$-\frac{dp}{dz} = \frac{2C_f \rho_L j^2}{D} \left( j_L + \frac{4DA}{V_b C_1} j_G \right) \quad (2.56)$$

Otra forma de calcular el gradiente de presión es considerando un modelo de flujo separado y asociando el parámetro de Martinelli. Este modelo asume que para ciertas relaciones de flujo de gas y líquido dadas se conoce el gradiente de presión de cada fase fluyendo por sí sola a lo largo de la tubería, y además se define un gradiente de presión que no incluye efectos de cambio de fase, fuerzas de aceleración o inerciales,  $(dp/dz)$ , por lo que se tienen las ecuaciones (2.57) y (2.58).

$$\phi_G^2 = \frac{dp/dz}{(dp/dz)_{SG}} \quad (2.57)$$

$$\phi_L^2 = \frac{dp/dz}{(dp/dz)_{SL}} \quad (2.58)$$

Cuando las dos fases son tomadas en cuenta, se llega a las expresiones (2.59) y (2.60), para flujo laminar y flujo turbulento respectivamente.

$$\frac{1}{\phi_L^2} + \frac{1}{\phi_G^2} = 1 \quad (2.59)$$

$$\left(\frac{1}{\phi_L^2}\right)^{8/7} + \left(\frac{1}{\phi_G^2}\right)^{8/7} = 1 \quad (2.60)$$

El mismo modelo a la vez, se puede imaginar como un flujo bifásico horizontal en dos cilindros separados y la suma de sus áreas de sección transversal de dichos cilindros es igual a la sección transversal de la tubería. La caída de presión en cada cilindro imaginario es la misma que en el flujo real, y solo se debe a los efectos de fricción y se calcula de la teoría de flujo monofásico.

Este modelo de cilindros separados se asemeja al propuesto por Martinelli que termina en la siguiente correlación (2.61).

$$X^2 = \frac{\phi_G^2}{\phi_L^2} = \frac{(dp/dz)_{SL}}{(dp/dz)_{SG}} \quad (2.61)$$

En un ciclo dado por el paso de slug y burbuja de Taylor se produce una caída de presión al avance de la unidad del slug a lo largo de la tubería, calculándose con la ecuación (2.62), de donde  $\Delta P_f$  es el aporte de la caída de presión por fricción,  $\Delta P_a$  es la aportada por el cambio de aceleración, mientras que  $\Delta P_h$  expresa la pérdida de presión hidrostática generada por los cambios de inclinación de la tubería, en cuyo caso para flujo horizontal no es considerada [3]:

$$\Delta P = \Delta P_f + \Delta P_a + \Delta P_h \quad (2.62)$$

El primer término de la ecuación (2.62) se describen como las pérdidas por fricción total de la unidad del slug, es decir, las pérdidas debidas al slug líquido más las de la región de la burbuja de Taylor, siendo calculadas como en la ecuación (2.63).

$$\Delta P_f = \frac{2f_L \rho_{MS} L_S U_M^2}{D} + \frac{2f_G \rho_G L_b U_T^2}{D_G} \quad (2.63)$$

Para el factor de fricción del cuerpo del slug, se considera el número de Reynolds del slug como la mezcla de que está compuesto, y es calculado por:

$$Re_S = \frac{D U_M \rho_{MS}}{\mu_{MS}} \quad (2.64)$$

Para las propiedades de la mezcla en el slug se tienen las siguientes relaciones:

$$\rho_{MS} = \rho_L H_{LS} + (1 - H_{LS})\rho_G \quad (2.65)$$

$$\mu_{MS} = \mu_L H_{LS} + (1 - H_{LS})\mu_G \quad (2.66)$$

El segundo término de aceleración se da a causa de que el slug viaja a una gran velocidad, una velocidad que es mayor a la película del líquido en la región de la burbuja, por lo que el slug recolecta esta película de líquido y hace que se acelere, dando una impresión de que se aporta o entra un flujo másico en la nariz del slug líquido, que en estado estable, hay un intercambio de masa entre la película de líquido y el slug líquido, dada por la siguiente ecuación (2.67).

$$\rho_L A H_{LS} (U_T - U_S) = \rho_L A H_{Lf} (U_T - U_f) = \dot{m}_{f-s} \quad (2.67)$$

Por lo tanto la pérdida de presión por aceleración se expresa como en la ecuación (2.68).

$$\Delta P_a = \frac{\dot{m}_{f-s}}{A} (U_M - U_f) \quad (2.68)$$

Finalmente de la sustitución de la ecuación (2.67) en (2.68), se obtiene:

$$\Delta P_a = \rho_L H_{Lf} (U_T - U_f) (U_M - U_f) \quad (2.69)$$

Generalmente este término es insignificante y eso puede ser verificado en un cálculo conociendo la velocidad de la película de líquido. Por lo tanto el gradiente de presión promediado en una celda unitaria de slug horizontal es calculado como:

$$\frac{\Delta P}{x} = \frac{\Delta P_f}{L_S + L_b} \quad (2.70)$$

Otra expresión para calcular la caída de presión en el slug es la implementada por la ecuación (2.71), donde el gradiente de presión debido a la burbuja de Taylor es despreciable y por lo tanto omitido, dicha expresión da énfasis al analizar el sistema en un momento determinado, como si fuera estático tal y como es mostrado en la figura 2.7, donde son captadas las unidades de slug en un instante  $t$ .

$$\overline{P_1 - P_2} = \sum \Delta P_S + \sum \Delta P_b \quad (2.71)$$

La caída de presión debida al slug, es calculada por medio de la ecuación (2.72).

$$\Delta P_S = \frac{f}{L_S} \frac{\rho_S U_S^2}{2} \quad (2.72)$$

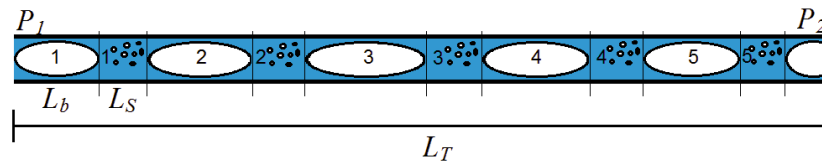


Figura 2.7. Representación esquemática de una captura de unidades de slug a lo largo de una tubería en un instante dado  $t$

La sumatoria de los slugs captados como en la figura 2.7, proporciona la caída de presión promedio de los slugs líquidos a lo largo de dicha tubería, despreciando la caída de presión debida a la burbuja de Taylor, ecuación (2.71).

### 2.2.1. OSCILACIÓN DE LA PRESIÓN EN EL FLUJO SLUG

Por medio de la ecuación (2.51) se obtiene la caída de presión promedio. Pero el comportamiento de la caída de presión aumenta a lo largo de la tubería por las intermitencias de las que ya se comentó, es decir, observando la figura 2.8, se visualiza dicho comportamiento, puesto que la presión en la región de la burbuja de Taylor es constante a lo largo de ésta y después viene la caída de presión del slug líquido, dando una forma triangular o de diente de sierra alternándose en la caída de presión registrada para cada unidad de slug, esto es superpuesto en el gradiente de presión promedio y es lo que induce oscilaciones de presión a lo largo del tramo de tubería.

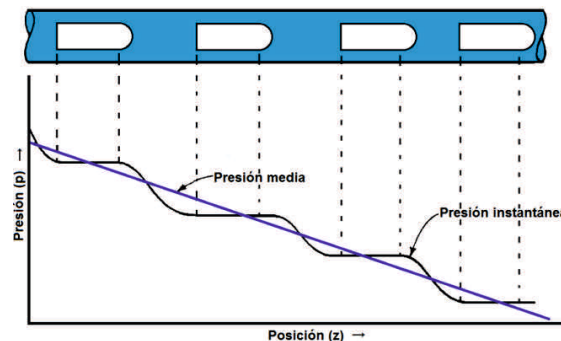


Figura 2.8. Comportamiento oscilatorio de la presión en un flujo slug

En el presente trabajo se pretende predecir la caída de presión en una confluencia de tuberías horizontales transportando flujo slug, desarrollando un modelo matemático, por lo que los anteriores modelos pueden ser una referencia para la obtención de los parámetros que intervienen en el fenómeno, a la vez estos modelos pueden servir como criterio de comparación con los resultados de la simulación que se lleva a cabo.

### 2.3. MODELO MATEMÁTICO PARA PREDICCIÓN DE PÉRDIDAS DE PRESIÓN EN CONFLUENCIAS DE TRANSPORTE BIFÁSICO

El presente trabajo está enfocado a un análisis de las caídas de presión en una configuración de tuberías horizontales cuyas secciones forman una confluencia

con ángulo  $\theta$  y transportan flujo bifásico, por lo cual al revisar información concerniente al tema, se ha llegado al hecho de que hay muy poca información referente a esto en flujo bifásico y dado que siendo un campo de aplicación muy importante se deberá primeramente tomar en confianza algunos de los modelos existentes y modificarlos para este estudio, tal es el caso del trabajo llevado a cabo por Sánchez S. (1990), en el cual reporta un modelo matemático para el cálculo de pérdidas de presión en confluencias bifásicas, dicho modelo se basa fundamentalmente en un balance global de energía, considerando que las mezclas bifásicas tanto de los ramales como la resultante son homogéneas.

La solución del modelo requiere del cálculo del coeficiente de pérdidas que está en función de parámetros geométricos del accesorio y las condiciones de entrada y salida de las mezclas que confluyen, este cálculo se realizó por medio de correlaciones que partieron de los modelos sugeridos por Gardel y Vaszonyi [19], los cuales fueron adaptados para aplicarse al caso de mezclas bifásicas. Los anteriores modelos fueron comparados para ver su comportamiento en diferentes condiciones de flujo y geometrías. De la comparación realizada, la ecuación que mejor se adecuó a los resultados esperados, la integraron en un modelo de predicción de las pérdidas de presión, el cual finalmente se analizó en un conjunto para tener una idea del comportamiento de los fluidos en estos accesorios.

La obtención de las ecuaciones se obtuvo por medio de un balance de energía, aplicando la primera ley de la termodinámica:

$$E_1 + E_2 = E_3 \quad (2.73)$$

A la vez se tomó en consideración que las mezclas de los ramales son homogéneas y hacen un mezclado uniforme en el punto de convergencia.

$$P_1 v_1 - P_3 V_3 + \frac{1}{2}(u_1^2 - u_3^2) + g(z_1 - z_3) = U_3 - U_1 \quad (2.74)$$

$$P_2 v_2 - P_3 V_3 + \frac{1}{2}(u_2^2 - u_3^2) + g(z_2 - z_3) = U_2 - U_1 \quad (2.75)$$

El incremento de la energía interna de la mezcla resultante en las ecuaciones (2.74) y (2.75), se puede igualar con las pérdidas de energía debido al trabajo de flujo, expresadas en términos de la energía cinética, ecuaciones (2.76) y (2.77).

$$U_3 - U_1 = k_{13} \frac{u_1^2}{2} \quad (2.76)$$

$$U_2 - U_1 = k_{23} \frac{u_2^2}{2} \quad (2.77)$$

Tomando en cuenta la densidad de la mezcla de cada ramal, despreciando las diferencias de energía debidas a los cambios de posición, y las ecuaciones (2.76) y (2.77), el modelo resulta en las siguientes dos ecuaciones para cada uno de los ramales:

$$P_1 - \frac{\rho_1}{\rho_3} P_3 = k_{13} \frac{u_1^2}{2} \rho_1 + \frac{1}{2} (u_1^2 - u_3^2) \rho_1 \quad (2.78)$$

$$P_2 - \frac{\rho_2}{\rho_3} P_3 = k_{23} \frac{u_2^2}{2} \rho_2 + \frac{1}{2} (u_2^2 - u_3^2) \rho_2 \quad (2.79)$$

Para la obtención de las velocidades y densidades de las mezclas, se deben considerar los parámetros bifásicos mostrados en el capítulo anterior, ecuaciones (1.18.) y (1.8.), respectivamente.

Considerando un flujo monofásico, es decir completamente líquido o completamente gas, se pueden tener las expresiones siguientes para la caída de presión en las tuberías de conducción.

$$P_1 - P_3 = k_{13} \frac{u_{SL1}^2}{2} \rho_{L1} + \frac{1}{2} (u_{SL1}^2 - u_{SL3}^2) \rho_{L1} \quad (2.80)$$

$$P_2 - P_3 = k_{23} \frac{u_{SL2}^2}{2} \rho_{L2} + \frac{1}{2} (u_{SL2}^2 - u_{SL3}^2) \rho_{L2} \quad (2.81)$$

$$P_1 - P_3 = k_{13} \frac{u_{SG1}^2}{2} \rho_{G1} + \frac{1}{2} (u_{SG1}^2 - u_{SG3}^2) \rho_{G1} \quad (2.82)$$

$$P_2 - P_3 = k_{23} \frac{u_{SG2}^2}{2} \rho_{G2} + \frac{1}{2} (u_{SG2}^2 - u_{SG3}^2) \rho_{G2} \quad (2.83)$$

Como es de notar, las ecuaciones anteriores requieren de conocer el coeficiente de pérdidas  $k_{13}$  y  $k_{23}$  para ser resueltas, por lo cual en el trabajo se consideró dos correlaciones de modelos realizados anteriormente para la obtención de este parámetro y se comparan para ver cuál es la de mejor adecuación al modelo, las correlaciones obtenidas fueron con la consideración de flujo monofásico. Estos modelos son el de Vaszonyi y Gardel:

- Vaszonyi: Esta correlación parte de la figura 2.9, en la cual se observa que en la geometría del arreglo de tuberías existe similitud, por lo cual en las ecuaciones (2.84) y (2.85) el primer término es el que define la influencia que tiene la relación de flujo y el ángulo de incidencia del mezclado.

$$k_{13} = \lambda_{13} \left( \frac{u_1}{u_3} \right)^2 + 1 - 2 \left[ \left( \frac{u_1}{u_3} \right)^2 \left( \frac{D_1}{D_3} \right)^2 \cos \beta' + \left( \frac{u_2}{u_3} \right)^2 \left( \frac{D_2}{D_3} \right)^2 \cos \gamma' \right] \quad (2.84)$$

$$k_{23} = \lambda_{23} \left( \frac{u_2}{u_3} \right)^2 + 1 - 2 \left[ \left( \frac{u_2}{u_3} \right)^2 \left( \frac{D_2}{D_3} \right)^2 \cos \beta' + \left( \frac{u_1}{u_3} \right)^2 \left( \frac{D_1}{D_3} \right)^2 \cos \gamma' \right] \quad (2.85)$$

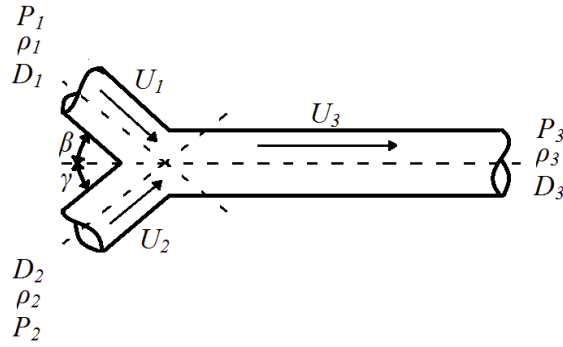


Figura 2.9. Configuración geométrica para la confluencia de Vaszonyi

De las ecuaciones (2.84) y (2.85),  $\lambda_{13}$ ,  $\lambda_{23}$ , son coeficientes de corrección que dependen del ángulo de incidencia del flujo hacia el colector, siendo para cada uno el ángulo adyacente al ramal del que se esté tratando, es decir  $\beta$  y  $\gamma$ , respectivamente y expresados en grados, ecuaciones (2.86) y (2.87). Mientras que  $\beta'$  y  $\gamma'$ , son ángulos de incidencia corregidos para ajustar los datos de base, ecuaciones (2.88) y (2.89).

$$\lambda_{13} = 0.9609 - 2.114 \times 10^{-3}\beta + 1.661 \times 10^{-4}\beta^2 - 4.591 \times 10^{-6}\beta^3 + 3.35 \times 10^{-8}\beta^4 - 4.237 \times 10^{-11}\beta^5 - 1.873 \times 10^{-13}\beta^6 \quad (2.86)$$

$$\lambda_{23} = 0.9609 - 2.114 \times 10^{-3}\gamma + 1.661 \times 10^{-4}\gamma^2 - 4.591 \times 10^{-6}\gamma^3 + 3.35 \times 10^{-8}\gamma^4 - 4.237 \times 10^{-11}\gamma^5 - 1.873 \times 10^{-13}\gamma^6 \quad (2.87)$$

$$\beta' = 1.41\beta - 0.00594\beta^2 \quad (2.88)$$

$$\gamma' = 1.41\gamma - 0.00594\gamma^2 \quad (2.89)$$

Los resultados de las ecuaciones (2.86) y (2.87) deben quedar expresados en radianes, por lo que se debe multiplicar por el factor de conversión de 0.01745.

- Gardel: Este modelo se basó en una geometría en Tee, como la que se muestra en la figura 2.10, utilizando como flujo agua y el ángulo de incorporación ( $\beta$ ) del agua se fijo constante a  $0^\circ$ , ecuaciones (2.90) y (2.91).

$$k_{13} = -0.92(1 - q_1)^2 - q_1^2 \left[ (1.2 - r^{1/2}) \left( \frac{\cos \gamma}{a_1} - 1 \right) + 0.8 \left( 1 - \frac{1}{a_1^2} \right) - (1 - a_1) \frac{\cos \gamma}{a_1} \right] + (2 - a_1)q_1(1 - q_1) \quad (2.90)$$

$$k_{23} = 0.03(1 - q_2)^2 - q_2^2 \left[ 1 + (1.62 - r^{1/2}) \left( \frac{\cos \gamma}{a_2} - 1 \right) - 0.38(1 - a_2) \right] + (2 - a_2)q_2(1 - q_2) \quad (2.91)$$

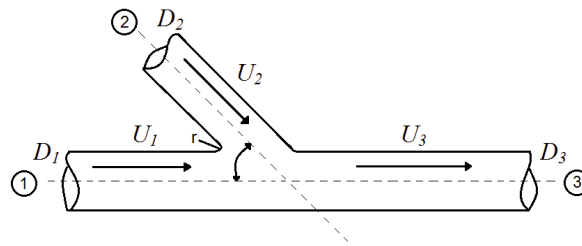


Figura 2.10. Configuración geométrica para la confluencia de Gardel

De las ecuaciones (2.90) y (2.91),  $q$  y  $a$ , son las relaciones de flujo volumétrico y de las áreas de sección transversal, respectivamente, las cuales son calculadas por las expresiones (2.92), (2.93), (2.94) y (2.95).

$$q_1 = \frac{u_1}{u_3} \left( \frac{D_1}{D_3} \right)^2 \quad (2.92)$$

$$q_2 = \frac{u_2}{u_3} \left( \frac{D_2}{D_3} \right)^2 \quad (2.93)$$

$$a_1 = \left( \frac{D_1}{D_3} \right)^2 \quad (2.94)$$

$$a_2 = \left( \frac{D_2}{D_3} \right)^2 \quad (2.95)$$

Para el término  $r$ , no se requiere de cálculo alguno, solo es conocer el radio de bisel en el injerto de las tuberías.

Como resultados preliminares al modelo desarrollado marcan que:

- En experimentaciones con el modelo de Gardel, en una confluencia con dimensiones  $D_1=38.1 \text{ mm}$ ,  $D_2=38.1 \text{ mm}$  y  $D_3=25.4 \text{ mm}$ , conduciendo flujo bifásico y a pequeñas velocidades los valores de  $k_{13}$  y  $k_{23}$  se aproximan a los correspondientes de flujo monofásico, sin embargo en un aumento del flujo en los ramales se nota un incremento de hasta 60 % en pérdidas significativas, las cuales son consideradas por mezclado de los flujos en el punto de convergencia.
- Cuando el sistema transporta flujo slug en un ramal o ambos, se observó que se generan oscilaciones de presión que pueden provocar serias caídas de presión y a la vez un aumento de los coeficientes  $k_{13}$  y  $k_{23}$ , los cuales pueden llegar a ser de 2 a 3 veces mayores que si se transportara a los mismos flujos másicos en monofásico, además para velocidades altas, las pérdidas por mezclado son mayores en tuberías de diámetros pequeños.
- Otro factor que contribuye a las pérdidas de presión es la calidad de la mezcla bifásica, puesto que en tubos pequeños a una gran calidad, la caída de presión es mayor que a menores valores y con las mismas velocidades.

- Para una configuración en la que  $\beta=0^\circ$ ,  $\gamma=30^\circ$  y mismos flujos máxicos para los ramales 1 y 2, las caídas de presión son menores y esto puede ser interpretado como una mejor configuración el colocar uno de los ramales alineado con el colector, mientras que el segundo ramal, confluyendo en un ángulo no mayor a  $30^\circ$ .
- Finalmente, se deduce, que las ecuaciones que definen las pérdidas de presión en confluencias, se componen por términos que desde un principio caracterizan el balance de energía. Dichos términos son los siguientes:
  - Pérdidas por fricción, del fluido con la pared y del desplazamiento de las fases en las cuales una se mueve a mayor velocidad que la otra.
  - Pérdidas irreversibles debido a la aceleración del fluido.
  - Y pérdidas por variación de la posición o nivel de la tubería.

Considerando estos resultados preliminares y con los modelos presentados a través de todo este capítulo, en el siguiente apartado se aplica el modelo que engloba las correlaciones mas adaptables al caso de estudio, para el cual, se pretende estudiar las caídas de presión en un arreglo similar al de la figura 2.10, por lo que se mostrara la metodología a seguir para la simulación del modelo.

## **2.4. DESARROLLO DEL MODELO MATEMÁTICO**

### **2.4.1. MODELOS Y CONSIDERACIONES PARA SU OBTENCIÓN**

Antes de proceder al desarrollo del modelo, es primordial entender lo que este es o como se procede para su obtención, por lo cual en este punto se tocan conceptos básicos a considerar para la obtención de un modelo numérico.

Un modelo es una representación simplificada de un sistema en particular cuyo interés es estudiar su comportamiento y características bajo distintas condiciones y configuraciones de operación.

Primeramente se lleva a cabo un análisis teórico o método deductivo, el cual es un estudio cualitativo de los fenómenos que caracterizan el comportamiento del sistema en cuestión, siendo posible esto por medio de las relaciones matemáticas y ecuaciones descriptivas de dicho fenómeno a estudiar, lo ya establecido en el capítulo anterior y parte de este.

Una vez obtenido el modelo, se realizan experiencias con él, es decir se simula, cuyo objetivo es conocer su comportamiento ante diversas situaciones o escenarios.

No obstante es importante primero conocer el estado del sistema, es decir el conjunto de variables necesarias para describir un sistema en un instante de tiempo y relativo a los objetivos de un estudio. A su vez, también es de

importancia saber con qué tipo de sistema es que se está tratando; es decir si este es un sistema continuo en el que las variables de estado cambian de forma continua con el tiempo, o es discreto, que cambian solo en ciertos instantes de tiempo.

Una vez entendido lo descrito anteriormente, el tipo de modelo de simulación será de acuerdo a su evolución con el tiempo, dando así dos tipos de modelos existentes:

- Estáticos: Aquellos que representan al sistema en un instante particular.
- Dinámico: Los que lo representan como un sistema evolucionando con el tiempo.

También debe considerarse si el modelo tiene un comportamiento aleatorio, es decir, si sus variables de estado varían en el proceso de inducción del fenómeno, tales modelos se clasifican de la siguiente manera:

- Deterministas: En los que no existe aleatoriedad, puesto que los datos de entrada y salida son únicos.
- Estocástico: El comportamiento de las variables y salidas es aleatorio, por lo que requiere de una estimación.

Así encontramos que los modelos pueden ser clasificados, dependiendo de las variables de estado involucradas, como: modelos híbridos, continuos, discretos o combinados.

Finalmente como se mencionó el modelo es para simular el fenómeno, por lo cual se debe comprender claramente los elementos de la simulación, como son los mecanismos de transición los cuales muestran los cambios producidos de un estado a otro en el sistema y los eventos discretos que producen esos cambios.

Una vez entendido lo anterior, es posible proceder con el desenvolvimiento del modelo, de aquí, comenzando por definir el primer punto de su desarrollo.

#### **2.4.2. MODELO MATEMÁTICO**

El conjunto de ecuaciones que caracterizan el flujo slug que transita dentro de una tubería horizontal y las expresiones para obtener la caída de presión debida al flujo slug, conformaran el modelo matemático para describir el fenómeno de transporte, el cual finalmente será simulado en un algoritmo creado en Matlab.

Primeramente, como es de nuestro interés el conocer los parámetros principales del flujo slug que se desarrolla dentro de las tuberías horizontales, dichos parámetros se deben obtener a partir de las expresiones del flujo bifásico tal y como se expuso en el capítulo anterior, aunque algunos de los parámetros no intervengan directamente en el cálculo de la caracterización del

flujo slug, se ha procedido a calcularlos, puesto que estos pueden ser importantes en la interpretación de los resultados.

Tomando en cuenta las velocidades superficiales de las fases que se identifican en el mapa de patrón de Flujo de Mandhane dentro de la zona de flujo slug, como se mostrará en el próximo capítulo, y las dimensiones de las tuberías (diámetros), para la línea principal y el ramal, se obtienen la velocidad de la mezcla del flujo, (2.96), los flujos volumétricos de las fases y el flujo volumétrico total que viajarán a lo largo de las tuberías, (2.97), (2.98) y (2.99), correspondientemente.

$$U_M = U_{SG} + U_{SL} \quad (2.96)$$

$$Q_G = U_{SG}A \quad (2.97)$$

$$Q_L = U_{SL}A \quad (2.98)$$

$$Q_T = Q_G + Q_L \quad (2.99)$$

Obtenidos los flujos volumétricos se procede a calcular parámetros como las fracciones volumétricas aparentes de las fases, (2.100) y (2.101), dichos parámetros serán de importancia para expresar algunas variables de estado en función del aumento de la velocidad superficial del gas o de líquido.

$$\lambda_L = \frac{Q_L}{Q_T} \quad (2.100)$$

$$\lambda_G = 1 - \lambda_L \quad (2.101)$$

Las tuberías son consideradas el volumen de control del sistema, en los cuales se analiza el comportamiento del flujo desarrollado, siendo un sistema cerrado que conduce una mezcla de flujo bifásico, por lo que el intercambio de energía y de materia con el ambiente, es nulo, esto para las tuberías de la línea principal y ramal, sin embargo después del punto de confluencia, la tubería colector tendrá como condiciones de flujo los aportes de las dos líneas que confluyen.

Se calcula primeramente el flujo aportado por cada fase, (2.102) y (2.103), y el flujo másico total de estos dos aportes, (2.104).

$$\dot{m}_G = \rho_G U_{SG}A \quad (2.102)$$

$$\dot{m}_L = \rho_L U_{SL}A \quad (2.103)$$

$$\dot{m}_T = \dot{m}_G + \dot{m}_L \quad (2.104)$$

Se calcula la fracción másica de gas presente, (2.105), y la fracción volumétrica ocupada por el gas en la sección de tubería, (2.106), estas expresiones proporcionan la cantidad de gas alojada en la mezcla bifásica y con ello podemos predecir la distribución de las fases de acuerdo a estas cantidades.

$$x = \frac{\dot{m}_G}{\dot{m}_T} \quad (2.105)$$

$$\alpha = 0.84 \frac{Q_G}{Q_T} \quad (2.106)$$

Una vez calculados los parámetros bifásicos, es posible la caracterización del flujo slug; para el tapón de líquido, se obtienen dichos parámetros de la siguiente serie de expresiones extraídas del trabajo reciente realizado por F. Sanchez [10]:

La velocidad del slug, (2.107), establecida como la velocidad de la mezcla por un coeficiente multiplicador equivalente a 1.3436.

$$U_S = 1.3436U_M \quad (2.107)$$

En el diseño de estructuras hidráulicas en las cuales existen cambios repentinos de flujo y dichos cambios tienen efecto en el comportamiento energético del fluido, se aplica el número de Froude, siendo este la relación de las fuerzas de inercia con las de gravedad.

El número de Froude, es de importancia para la obtención de la frecuencia del slug, en la expresión desarrollada por F. Sanchez [10], y aplicada en este modelo.

$$NFr = \frac{U_{SL}}{9.81D} \left[ \frac{27.2859}{1.3436U_M} + 1.3436U_M \right] \quad (2.108)$$

El número de Froude de la expresión anterior, la fracción volumétrica de líquido aparente y el diámetro de la tubería, influyen en la frecuencia del slug, (2.109), de acuerdo a lo reportado por F. Sanchez [10].

$$f_S = 0.0148 \left[ \lambda_L \left( \frac{2.070}{D} + 1.3436NFr \right) \right]^{1.2879} \quad (2.109)$$

La longitud del slug, es una variable aleatoria dada por la expresión (2.110), la cual solo depende del diámetro de tubería, multiplicado por un número aleatorio de entre 20 a 30.

$$L_S = (20 - 30)D \quad (2.110)$$

Como se comentó en el capítulo anterior,  $H_L$ , representa la fracción volumétrica de líquido ocupada en la sección de tubería transportando flujo bifásico, mientras que  $H_{LS}$ , representa la fracción volumétrica de líquido en el slug (tapón de líquido), como se muestra en la figura 2.11.

Para este parámetro se sustrae la expresión (2.111), formulada por Gregory et al. (1978), de la tabla 2.1, expresada en función de la velocidad de la mezcla.

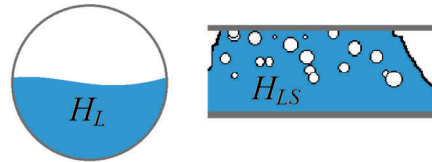


Figura 2.11. Representación de las fracciones volumétricas de líquido en un flujo bifásico y en un tapón de líquido

$$H_{LS} = \frac{1}{1 + \left(\frac{U_M}{8.66}\right)^{1.39}} \quad (2.111)$$

Para la región de la burbuja de Taylor, se aplican ecuaciones publicadas en el artículo de G. B. Wallis [7]:

Si se considera esa región como un flujo estratificado liso o anular, se calcula la velocidad media del líquido en el slug,  $j$ , con la expresión (2.112), esto ya explicado en el capítulo anterior.

$$j = \frac{Q_T}{A} \quad (2.112)$$

La velocidad de la burbuja, (2.113), queda en función directamente proporcional a esta velocidad media, con un coeficiente multiplicador de 1.2 la velocidad media del líquido en el slug, de acuerdo a lo explicado por G. B. Wallis [7].

$$v_b = 1.2j \quad (2.113)$$

Como un complemento y para enriquecer con mayor información la caracterización del flujo slug, se propone obtener el Área de la burbuja, con la expresión (2.114), igualmente propuesta por G. B. Wallis.

$$A_b = \frac{Aj}{v_b} \quad (2.114)$$

Puesto que el comportamiento del flujo slug es intermitente, es de nuestro interés el conocer los tiempos de paso del tapón líquido y de la burbuja, los cuales se calculan con las siguientes relaciones establecidas en el trabajo de G. Mendoza [3]:

$t_u$  es el tiempo de paso de una celda unitaria de slug (tapón líquido + burbuja de Taylor), (2.115)

$$t_u = \frac{1}{f_s} \quad (2.115)$$

Se obtienen la velocidad de arrastre y traslación por medio de las expresiones (2.116) y (2.117).

$$U_d = 0.345 \left[ \frac{gD(\rho_L - \rho_G)}{\rho_L} \right]^{1/2} \quad (2.116)$$

$$U_T = 1.2U_M + U_d \quad (2.117)$$

Para la longitud del slug, se hace uso de la ecuación (2.118).

$$L_u = t_u U_T \quad (2.118)$$

Teniendo la longitud de la unidad, (2.118), y del slug, (2.119), la longitud de la burbuja será la diferencia entre las longitudes de unidad y slug, (2.119)

$$L_b = L_u - L_S \quad (2.119)$$

Los tiempos de paso del slug y la burbuja de Taylor serán dados por las expresiones (2.120) y (2.121).

$$t_S = \frac{L_S}{U_T} \quad (2.120)$$

$$t_b = \frac{L_b}{U_T} \quad (2.121)$$

Para la caída de presión a lo largo de las líneas horizontales, se han aplicado tres modelos, los cuales se desglosan a continuación:

- **Modelo Homogéneo:** Modelo en el que el flujo en el tapón líquido es considerado como un flujo homogéneo y la caída de presión por fricción total será el calculado para cada una de las regiones tapón y burbuja de Taylor.

En este modelo, las propiedades físicas de los fluidos como la densidad y la viscosidad son evaluadas como una mezcla homogénea y calculadas con las expresiones (2.122) y (2.123), respectivamente [20].

$$\rho_M = \rho_L H_{LS} + (1 - H_{LS})\rho_G \quad (2.122)$$

$$\mu_M = \mu_L H_{LS} + (1 - H_{LS})\mu_G \quad (2.123)$$

Al ser considerado un flujo separado, se calculan los números de Reynolds para las dos regiones, la mezcla homogénea (2.124), y la burbuja de Taylor (2.125) [7].

$$Re_L = \frac{U_M \rho_M D}{\mu_M} \quad (2.124)$$

$$Re_G = \frac{v_b \rho_G D}{\mu_G} \quad (2.125)$$

El número de Reynolds es evaluado de acuerdo a lo ya sabido para un flujo monofásico [7], esto para obtener los coeficientes  $c_L$ ,  $c_G$ ,  $n_L$  y  $n_G$ .

Cuando  $Re_k < 2000$  se tiene que,

$$c_L \text{ y } c_G = 64 \text{ además } n_L \text{ y } n_G = 1$$

Mientras que  $Re_k > 2000$ ,

$$c_L \text{ y } c_G=0.184, \text{ además } n_L \text{ y } n_G=0.2$$

Una vez determinados los coeficientes, se aplican las ecuaciones (2.126) y (2.127) para el cálculo del factor de fricción en tuberías lisas y para flujo monofásico [20].

$$f_L = \frac{c_L}{Re_L^{n_L}} \quad (2.126)$$

$$f_G = \frac{c_G}{Re_G^{n_G}} \quad (2.127)$$

Finalmente el cálculo de la caída de presión, (2.130), será la suma de la caída de presión ocasionada por la mezcla homogénea en el slug (2.128), y la burbuja de Taylor (2.129) (sin considerar la película de líquido).

$$\Delta P_L = \frac{2}{D} f_L \rho_M U_M^2 \quad (2.128)$$

$$\Delta P_G = \frac{2}{D} f_G \rho_G v_b^2 \quad (2.129)$$

$$\Delta P_{Tf} = \Delta P_L + \Delta P_G \quad (2.130)$$

- *Modelo Slug*: En este modelo, la caída de presión es calculada tomando en cuenta las velocidades del slug y burbuja, así como sus longitudes, el procedimiento es el mismo que en el anterior modelo pero haciendo estas otras consideraciones.

Para el número de Reynolds en el slug líquido, (2.131), se retoma las propiedades de la mezcla homogénea, ecuaciones (2.122) y (2.123), y se modifica  $U_M$  por  $U_S$ , mientras que el Reynolds para el gas se hace del mismo modo, (2.132)

$$Re_S = \frac{U_S \rho_M D}{\mu_M} \quad (2.131)$$

$$Re_G = \frac{v_b \rho_G D}{\mu_G} \quad (2.132)$$

Igualmente se evalúa el Reynolds para las fases y se calcula el factor de fricción para el slug líquido y el gas, ecuaciones (2.133) y (2.134):

Cuando  $Re_k < 2000$  se tiene que,

$$c_S \text{ y } c_G=64 \text{ además } n_S \text{ y } n_G=1$$

Mientras que  $Re_k > 2000$ ,

$$c_S \text{ y } c_G=0.184, \text{ además } n_S \text{ y } n_G=0.2$$

$$f_S = \frac{c_S}{Re_S^{n_S}} \quad (2.133)$$

$$f_G = \frac{c_G}{Re_G^{n_G}} \quad (2.134)$$

El flujo másico de la burbuja de Taylor es calculado por la expresión (2.135), esto para calcular el flux másico de gas, (2.136)

$$\dot{m}_b = \rho_G v_b A_b \quad (2.135)$$

$$G_b = \frac{x \dot{m}_b}{A_b} \quad (2.136)$$

Las caídas de presión para el slug y la burbuja de Taylor, involucran las longitudes de las mismas, por medio de las ecuaciones (2.137) y (2.138), respectivamente, y la caída de presión total será la suma de estas, (2.139), como se muestra en la figura 2.12.

$$\Delta P_S = \frac{f_S}{L_S} \rho_M \frac{U_S^2}{2} \quad (2.137)$$

$$\Delta P_b = f_b \frac{L_b}{D} \frac{G_b^2}{2\rho_G} \quad (2.138)$$

$$\Delta P_u = \Delta P_S + \Delta P_b \quad (2.139)$$

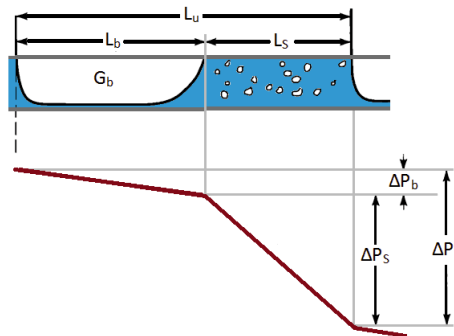


Figura 2.12. Modelo caída de presión flujo slug

- Modelo de Lockhart-Martinelli: Es un modelo de flujo separado, en la que la caída de presión por fricción se hace por separado para cada una de las fases como si viajaran solas.

El número de Reynolds para cada fase es calculado con la velocidad superficial de las fases y la viscosidad dinámica de los fluidos [21], ecuaciones (2.140) y (2.141).

$$Re_G = \frac{U_{SG} D}{\vartheta_G} \quad (2.140)$$

$$Re_L = \frac{U_{SL} D}{\vartheta_L} \quad (2.141)$$

La condición de evaluación del número de Reynolds para los coeficientes  $c_G$ ,  $c_L$ ,  $n_G$  y  $n_L$ , se determina de la siguiente forma [21].

Cuando  $Re_k < 2000$  se tiene que,

$$c_G \text{ y } c_L = 16 \text{ además } n_L \text{ y } n_G = 1$$

Mientras que  $Re_k > 2000$ ,

$$c_G \text{ y } c_L = 0.046, \text{ además } n_L \text{ y } n_G = 0.2$$

De igual forma el factor de fricción para las fases, (2.142) y (2.143), es calculado para flujo a una sola fase y tubería lisa.

$$f_G = \frac{c_G}{Re_G^{n_G}} \quad (2.142)$$

$$f_L = \frac{c_L}{Re_L^{n_L}} \quad (2.143)$$

Se procede a calcular las caídas de presión superficiales de las fases, líquido y gas con su correspondiente velocidad superficial, ecuaciones (2.144) y (2.145) [21].

$$\Delta P_{SL} = \frac{4f_L \rho_L U_{SL}^2}{D} \quad (2.144)$$

$$\Delta P_{SG} = \frac{4f_G \rho_G U_{SG}^2}{D} \quad (2.145)$$

El parámetro de Martinelli es una relación de las caídas de presión superficiales, líquido sobre gas, y nos indica la caída de presión bifásica debida a la fricción, correlación (2.146)

$$X^2 = \frac{\Delta P_{SL}}{\Delta P_{SG}} \quad (2.146)$$

Una vez caracterizado el flujo slug se procede a calcular el coeficiente de pérdidas debido a la confluencia, esto es, aplicando el modelo de Vaszonyi y Gardel, explicados en el apartado 2.3, de este capítulo.

# **CAPÍTULO 3**

# **MÉTODO DE SIMULACIÓN**

# **CON EL MODELO**

# **MATEMÁTICO**

En este capítulo se desarrolla la secuencia de cálculo para simular con el modelo matemático, definiendo cada uno de los pasos importantes a seguir para dicha simulación, desde la planeación hasta el cálculo teórico y finalmente un algoritmo de solución para las diversas corridas. En la simulación utilizando este modelo se pretende caracterizar el flujo slug que se transporta en las tuberías horizontales antes de la confluencia y después de esta, dicha caracterización se realiza con el objetivo de conocer los parámetros importantes como: la frecuencia, longitud y velocidad de los slugs, velocidad y longitud de la burbuja de Taylor.



Lo mostrado en los dos capítulos anteriores, en los cuales en el primero se desglosó el marco teórico del flujo bifásico y en el segundo los modelos para la obtención de parámetros que caracterizan el flujo slug, da pauta para que en este presente apartado se detalle el esquema analítico numérico desarrollado en auxilio con las ecuaciones del modelo numérico de las expresiones (2.80) a (2.146), dicho esquema que es el modelo matemático que describirá las condiciones de operación y el comportamiento del sistema a estudiar.

Para desarrollar la simulación del modelo, se ha procedido de la siguiente manera:

1. Diseño del sistema a estudiar.
2. Planeación de las corridas de simulación.
3. Caracterización del estado del sistema.
4. Corridas de simulación a distintas condiciones iniciales.
5. Análisis de resultados.

De estos cinco puntos se puede definir un algoritmo de solución que sea iterativo a distintas condiciones de flujo y variaciones geométricas (ángulo de incidencia de la confluencia y diámetro de tuberías).

### **3.1. DESARROLLO DE LA SIMULACIÓN CON EL MODELO MATEMÁTICO**

#### **3.1.1. DISEÑO DEL SISTEMA DE SIMULACIÓN**

Recordando que un sistema es un conjunto de elementos mecánicos (u otro tipo, dependiendo del estudio en cuestión), que al interactuar entre ellos para alcanzar un objetivo se configuran y coordinan para admitir datos de entrada que pueden ser energía o materia del ambiente, y después de un proceso del fenómeno arrojan información de salida del mismo tipo, energía o materia.

A la vez estos sistemas consideran límites o fronteras que los distinguen del ambiente. Para este estudio el sistema a considerar es un sistema cerrado y adiabático, puesto que no hay intercambio de energía o materia con el ambiente, y sus fronteras son físicas (paredes de las tuberías), tal y como se muestra en la figura 3.1, en la cual el sistema en estudio es una confluencia de tuberías, y para este trabajo primeramente se ha planteado el sistema conformado por 4 volúmenes de control, por la razón siguiente: Como el sistema se compone de una confluencia de tuberías, línea principal y ramal, las cuales conducen bajo ciertas condiciones de frontera flujo slug, al converger en el punto 3 interactúan y crean un comportamiento de flujo diferente en la tercer línea de transporte continua (colector).

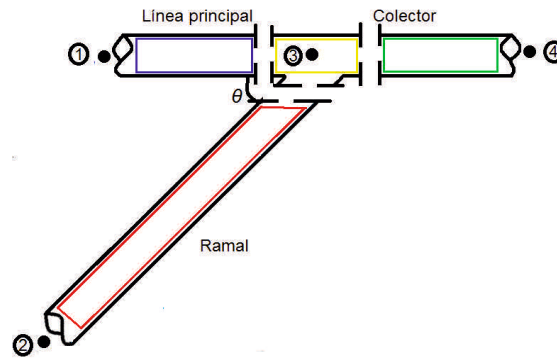


Figura 3.1. Elementos del sistema de confluencia

Por lo explicado anteriormente, se identifican cuatro volúmenes de control, los cuales se explican más adelante. Las líneas de transporte son tuberías horizontales lisas de dimensiones de  $2.54$  y  $5.08$  cm de diámetro, y una longitud de  $100$  m, además otro factor a intervenir es el ángulo  $\theta$ , de incidencia del ramal con la línea principal, la combinación de estas dimensiones en el conjunto y la variación del ángulo, nos da la posibilidad de abordar distintas configuraciones para este trabajo.

Cabe señalar también lo último que fue comentado del capítulo anterior, con respecto a la configuración geométrica de la confluencia, dado que como fue demostrado por Gardel, es preferible colocar la línea principal y el colector en forma paralela y continua, siendo la modificación en el ángulo  $\theta$  de incidencia del ramal con la línea principal.

### 3.1.2. PLANEACIÓN DE LAS CORRIDAS DE SIMULACIÓN

En primera instancia, para comenzar el modelo matemático es primordial determinar el comportamiento dinámico del flujo bifásico y su alteración al proceder el tiempo (si este es un sistema dinámico y es necesario), es decir, definir las condiciones iniciales, la trayectoria y la distribución de las fases en las líneas de transporte, tal como se mencionó en el primer capítulo, el patrón de flujo desarrollado en el sistema, por lo cual para definir este estado, haciendo uso del mapa de patrón de flujo de Mandhane mostrado en el capítulo 1, se estableció una región de simulación, esta región es instaurada dentro de la zona de flujo slug en este correspondiente mapa de flujo.

#### 3.1.2.1. ESTABLECIMIENTO DE LA MATRIZ DE PRUEBAS

Siendo establecida de acuerdo al mapa de patrón de flujo de Mandhane, ya que este es práctico y solo involucra las velocidades superficiales de las fases, las condiciones de simulación se han fijado como puntos, de acuerdo a las velocidades superficiales de las fases  $U_{SG}$  y  $U_{SL}$  en m/s; los puntos  $a, b, c$  y  $d$  en color azul se han fijado para la línea principal, mientras que los puntos  $A, B, C$  y  $D$  de color rojo para el ramal que confluye a un ángulo  $\theta$ , tal como se muestra en la figura 3.2.

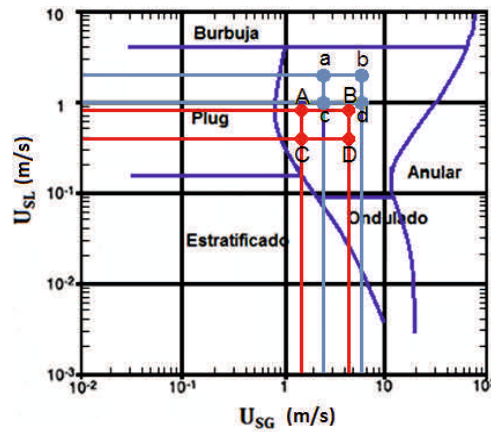


Figura 3.2. Ubicación en el diagrama de Mandhane de la matriz de pruebas

Los puntos ubicados dentro de la región de flujo slug fueron definidos de tal manera que el flujo slug fuera posible desarrollarse en las líneas de transporte, considerándose las regiones de transición de un patrón de flujo a otro, además de las capacidades de transporte de flujo aceptables para las dimensiones de las tuberías.

A la vez los puntos trazados indican las condiciones de flujo iniciales para inducir el flujo slug en cada una de las líneas de transporte, esto es, un punto como condición de flujo para una tubería a la cual se le modifica aumentando la velocidad superficial del gas o del líquido, dando así una matriz de prueba de 4 puntos, que definirán los casos de estudio en conjunto con la configuración geométrica y las dimensiones de las tuberías.

**3.1.2.2. CASOS DE ESTUDIO PARA LAS CORRIDAS DE SIMULACIÓN**

Una vez comprendido el diseño del sistema y establecida la matriz de prueba, se delimitaron 9 casos de estudio, los cuales consistieron en las condiciones de flujo como los puntos identificados en la matriz de pruebas, las dimensiones del diámetro de tubería, y el arreglo geométrico de la tubería como la variación del ángulo de incidencia de la confluencia,  $\theta$ , cuyos ángulos a estudiar son 20,30 y 45°; mientras que del lado del colector sus condiciones de flujo serán las resultantes por balance de masa de los aportes de las otras dos líneas, dando una matriz resultante de 16 puntos, por combinación de cada uno de los 4 puntos de la matriz de prueba de una con la otra línea, tal y como es mostrado en las tablas 3.1, 3.2 y 3.3.

Tabla 3.1. Caso de estudio donde los diámetro de las tres líneas es de 2.54 cm y a un ángulo determinado

Caso 1						$\theta = 20, 30 \text{ y } 45^\circ$			
Línea principal			Ramal			Colector			
$D_1$	2.54 cm		$D_2$	2.54 cm		$D_3$	2.54 cm		
Punto	$U_{SG} \text{ (m/s)}$	$U_{SL} \text{ (m/s)}$	Punto	$U_{SG} \text{ (m/s)}$	$U_{SL} \text{ (m/s)}$	Puntos			
a	2.5	2	A	1.5	0.8	a-A	a-B	a-C	a-D
b	5.5	2	B	4.5	0.8	b-A	b-B	b-C	b-D
c	2.5	1	C	1.5	0.4	c-A	c-B	c-C	c-D
d	5.5	1	D	4.5	0.4	d-A	d-B	d-C	d-D

Tabla 3.2. Caso de estudio donde los diámetros de las tres líneas es de 5.08 cm y a un ángulo determinado

Caso 2						$\theta = 20, 30 \text{ y } 45^\circ$			
Línea principal			Ramal			Colector			
$D_1$	5.08 cm		$D_2$	5.08 cm		$D_3$	5.08 cm		
Punto	$U_{SG} \text{ (m/s)}$	$U_{SL} \text{ (m/s)}$	Punto	$U_{SG} \text{ (m/s)}$	$U_{SL} \text{ (m/s)}$	Puntos			
a	2.5	2	A	1.5	0.8	a-A	a-B	a-C	a-D
b	5.5	2	B	4.5	0.8	b-A	b-B	b-C	b-D
c	2.5	1	C	1.5	0.4	c-A	c-B	c-C	c-D
d	5.5	1	D	4.5	0.4	d-A	d-B	d-C	d-D

Tabla 3.3. Caso de estudio donde los diámetros de la línea principal y el colector son iguales (5.08 cm), y mayores al diámetro del ramal (2.54 cm), con ángulo determinado

Caso 3						$\theta = 20, 30 \text{ y } 45^\circ$			
Línea principal			Ramal			Colector			
$D_1$	5.08 cm		$D_2$	2.54 cm		$D_3$	5.08 cm		
Punto	$U_{SG} \text{ (m/s)}$	$U_{SL} \text{ (m/s)}$	Punto	$U_{SG} \text{ (m/s)}$	$U_{SL} \text{ (m/s)}$	Puntos			
a	2.5	2	A	1.5	0.8	a-A	a-B	a-C	a-D
b	5.5	2	B	4.5	0.8	b-A	b-B	b-C	b-D
c	2.5	1	C	1.5	0.4	c-A	c-B	c-C	c-D
d	5.5	1	D	4.5	0.4	d-A	d-B	d-C	d-D

### 3.1.3. CARACTERIZACIÓN DEL ESTADO DEL SISTEMA

Como se mencionó en el diseño del sistema, se identificaron 4 volúmenes de control, los cuales se definen a continuación:

- *Volúmenes de control (VC) 1 y 2:* Estos volúmenes de control son similares por lo cual su caracterización de flujo es la misma; están delimitados por las paredes de las tuberías horizontales correspondientes (línea principal y ramal), sus condiciones iniciales son las velocidades superficiales de las fases que a la vez con el diámetro de tubería dan los flujos másicos de entrada, dado que el sistema es cerrado, el flujo se caracteriza por los parámetros y modelos del flujo slug, vistos en el capítulo 1 y 2, respectivamente.

En la caracterización de estas líneas es de importancia obtener las siguientes variables de estado: La frecuencia del slug, la velocidad del slug, la fracción de líquido en el slug, las longitudes de slug, burbuja de Taylor y celda unitaria. Un esquema se muestra en la figura 3.3.

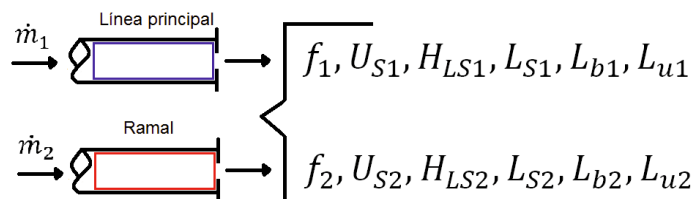


Figura 3.3. Esquema de los volúmenes de control 1 y 2

- **Volumen de control 4:** Este VC al igual que el 1 y el 2, se caracteriza igual, sin embargo las condiciones iniciales son proporcionadas por la resultante de los flujos máscicos de la línea de transporte principal más ramal, esperando de esto, predecir lo que ocurre después de interactuar dos flujos slug a distintas condiciones y observar la resultante, así como identificarla dentro del mapa de patrón de flujo. La figura 3.4, muestra el subsistema en cuestión.

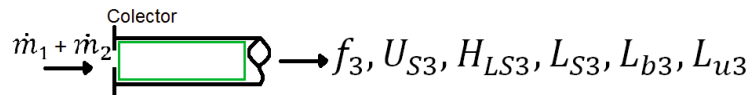


Figura 3.4. Esquema del VC 4

- **Volumen de control 3:** Es una zona donde se crea el intercambio de flujo máscico por medio de la confluencia y es un punto en común con el resto de los volúmenes de control, siendo importante observar lo que sucede con el flujo posteriormente en VC 4. En dicha zona se realiza un balance de masa y momentum del flujo que nos permitirá predecir la caída de presión en el sistema total, esto será posible comprendiendo primeramente el comportamiento del flujo en los VC 1 y 2, analizando los parámetros ya mencionados como información de salida. La figura 3.5, detalla el VC 3.

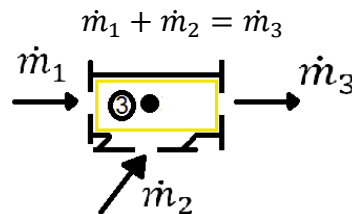
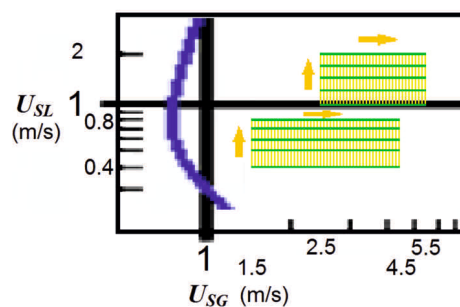


Figura 3.5. Esquema del VC 3

El programa que caracteriza el flujo slug de las líneas de transporte dada a la matriz de prueba correspondiente, utiliza el modelo propuesto en el capítulo 2, ecuaciones 2.96 a 2.146, dicho algoritmo es mostrado en el Anexo 1.

El flujo se caracteriza, retomando el mapa de flujo con la matriz de prueba establecida, fijando  $U_{SL}$  constante a un diámetro de tubería,  $D$ , y variando  $U_{SG}$ , generando una matriz de pruebas, tal y como se muestra en la figura 3.6.

Figura 3.6. Matriz de pruebas para la caracterización del Flujo slug, manteniendo  $U_{SL}$  constante y variando  $U_{SG}$

También se propone analizar la misma caracterización comparando las dos matrices de prueba establecidas para la combinación de diámetros, en la que la matriz de pruebas superior de la figura 3.6 es a  $D=5.08\text{ cm}$  y la inferior a  $D=2.54\text{ cm}$ , igualmente fijando  $U_{SL}$  y variando  $U_{SG}$ , dicha caracterización es incorporada en el Anexo 2.

A continuación se muestra la caracterización del flujo slug, cuyas condiciones son mostradas en las tablas 3.4a, b y c, para un diámetro de  $2.54\text{ cm}$ . Dichas tablas detallan la información extraída del algoritmo de caracterización de flujo, cuyo procedimiento fue fijar 5 velocidades superficiales del líquido que van de 1 a 2 m/s, con incremento de 0.25, y para cada una  $U_{SL}$  fija, se varia el gas de 2.5 a 5.5 m/s, de incrementos de 0.1; matriz superior de la figura 3.6, esto se realiza para los dos diámetros de tubería utilizados ( $2.54$  y  $5.08\text{ cm}$ ), las siguientes tablas muestran los resultados del diámetro de  $2.54\text{ cm}$ , pudiéndose consultar la tabla para el diámetro de  $5.08\text{ m}$  en el Anexo 2.

Tabla 3.4a. Caracterización de flujo en una tubería de  $2.54\text{ cm}$ , manteniendo constante  $U_{SL} = 1$  y  $1.25\text{ m/s}$  y variando  $U_{SG}$  de  $2.5$  a  $5.5\text{ m/s}$ .

D	2,54 cm						
$U_{SL}$	1 m/s						
$U_{SG}\text{ (m/s)}$	$U_M\text{ (m/s)}$	$U_S\text{ (m/s)}$	$f_S\text{ (Hz)}$	$H_{LS}$	$L_u\text{ (m)}$	$L_S\text{ (m)}$	$L_b\text{ (m)}$
2.5	3.5	4.70	1.68	0.78	2.60	0.51	2.09
2.6	3.6	4.84	1.62	0.77	2.77	0.66	2.11
2.7	3.7	4.97	1.56	0.77	2.95	0.56	2.39
2.8	3.8	5.11	1.51	0.76	3.13	0.64	2.50
2.9	3.9	5.24	1.46	0.75	3.32	0.69	2.64
3	4	5.37	1.41	0.75	3.52	0.66	2.86
3.1	4.1	5.51	1.37	0.74	3.72	0.64	3.08
3.2	4.2	5.64	1.33	0.73	3.92	0.61	3.31
3.3	4.3	5.78	1.29	0.73	4.13	0.56	3.57
3.4	4.4	5.91	1.25	0.72	4.35	0.61	3.74
3.5	4.5	6.05	1.22	0.71	4.56	0.51	4.06
3.6	4.6	6.18	1.19	0.71	4.79	0.66	4.13
3.7	4.7	6.31	1.16	0.70	5.02	0.74	4.28
3.8	4.8	6.45	1.13	0.69	5.25	0.51	4.74
3.9	4.9	6.58	1.10	0.69	5.48	0.51	4.98
4	5	6.72	1.08	0.68	5.73	0.71	5.02
4.1	5.1	6.85	1.05	0.68	5.97	0.56	5.41
4.2	5.2	6.99	1.03	0.67	6.22	0.51	5.71
4.3	5.3	7.12	1.01	0.66	6.48	0.71	5.77
4.4	5.4	7.26	0.99	0.66	6.74	0.53	6.20
4.5	5.5	7.39	0.97	0.65	7.00	0.71	6.29
4.6	5.6	7.52	0.95	0.65	7.27	0.51	6.76
4.7	5.7	7.66	0.93	0.64	7.54	0.58	6.95
4.8	5.8	7.79	0.91	0.64	7.81	0.64	7.18
4.9	5.9	7.93	0.90	0.63	8.09	0.64	7.45
5	6	8.06	0.88	0.62	8.37	0.66	7.71
5.1	6.1	8.20	0.87	0.62	8.66	0.66	8.00
5.2	6.2	8.33	0.85	0.61	8.95	0.61	8.34
5.3	6.3	8.46	0.84	0.61	9.24	0.53	8.71
5.4	6.4	8.60	0.82	0.60	9.54	0.69	8.85
5.5	6.5	8.73	0.81	0.60	9.84	0.56	9.28

$U_{SL}$	1,25 m/s						
$U_M\text{ (m/s)}$	$U_S\text{ (m/s)}$	$f_S\text{ (Hz)}$	$H_{LS}$	$L_u\text{ (m)}$	$L_S\text{ (m)}$	$L_b\text{ (m)}$	
3.75	5.04	2.32	0.76	2.01	0.61	1.40	
3.85	5.17	2.24	0.76	2.14	0.61	1.53	
3.95	5.31	2.17	0.75	2.26	0.74	1.53	
4.05	5.44	2.10	0.74	2.39	0.51	1.89	
4.15	5.58	2.04	0.74	2.53	0.56	1.97	
4.25	5.71	1.98	0.73	2.66	0.61	2.05	
4.35	5.84	1.92	0.72	2.80	0.64	2.17	
4.45	5.98	1.87	0.72	2.95	0.71	2.23	
4.55	6.11	1.82	0.71	3.09	0.61	2.48	
4.65	6.25	1.78	0.70	3.24	0.61	2.63	
4.75	6.38	1.73	0.70	3.39	0.69	2.71	
4.85	6.52	1.69	0.69	3.55	0.61	2.94	
4.95	6.65	1.65	0.69	3.70	0.71	2.99	
5.05	6.79	1.61	0.68	3.86	0.61	3.25	
5.15	6.92	1.58	0.67	4.02	0.61	3.41	
5.25	7.05	1.54	0.67	4.19	0.61	3.58	
5.35	7.19	1.51	0.66	4.36	0.56	3.80	
5.45	7.32	1.48	0.66	4.53	0.51	4.02	
5.55	7.46	1.45	0.65	4.70	0.51	4.19	
5.65	7.59	1.43	0.64	4.87	0.71	4.16	
5.75	7.73	1.40	0.64	5.05	0.56	4.49	
5.85	7.86	1.37	0.63	5.23	0.71	4.52	
5.95	7.99	1.35	0.63	5.41	0.69	4.73	
6.05	8.13	1.33	0.62	5.60	0.71	4.89	
6.15	8.26	1.31	0.62	5.78	0.74	5.05	
6.25	8.40	1.28	0.61	5.97	0.53	5.44	
6.35	8.53	1.26	0.61	6.16	0.58	5.58	
6.45	8.67	1.24	0.60	6.36	0.74	5.62	
6.55	8.80	1.23	0.60	6.55	0.66	5.89	
6.65	8.93	1.21	0.59	6.75	0.71	6.04	
6.75	9.07	1.19	0.59	6.95	0.61	6.34	

Tabla 3.4b. Continuación de la caracterización del flujo en la tubería de 2.54 cm, constantes  $U_{SL}$  de 1.5 y 1.75 m/s, y misma variación de  $U_{SG}$ .

D	2,54 cm						
$U_{SL}$	1,5 m/s						
$U_{SG}$ (m/s)	$U_M$ (m/s)	$U_S$ (m/s)	$f_S$ (Hz)	$H_{LS}$	$L_u$ (m)	$L_S$ (m)	$L_b$ (m)
2,5	4	5,37	3,03	0,75	1,64	0,71	0,93
2,6	4,1	5,51	2,93	0,74	1,74	0,66	1,07
2,7	4,2	5,64	2,85	0,73	1,83	0,64	1,20
2,8	4,3	5,78	2,77	0,73	1,93	0,56	1,37
2,9	4,4	5,91	2,69	0,72	2,03	0,69	1,34
3	4,5	6,05	2,62	0,71	2,13	0,58	1,54
3,1	4,6	6,18	2,55	0,71	2,23	0,64	1,60
3,2	4,7	6,31	2,49	0,70	2,34	0,71	1,62
3,3	4,8	6,45	2,43	0,69	2,44	0,71	1,73
3,4	4,9	6,58	2,37	0,69	2,55	0,71	1,84
3,5	5	6,72	2,32	0,68	2,66	0,74	1,93
3,6	5,1	6,85	2,27	0,68	2,78	0,71	2,06
3,7	5,2	6,99	2,22	0,67	2,89	0,51	2,38
3,8	5,3	7,12	2,17	0,66	3,01	0,51	2,50
3,9	5,4	7,26	2,13	0,66	3,12	0,51	2,62
4	5,5	7,39	2,09	0,65	3,24	0,56	2,68
4,1	5,6	7,52	2,05	0,65	3,36	0,51	2,86
4,2	5,7	7,66	2,01	0,64	3,49	0,61	2,88
4,3	5,8	7,79	1,98	0,64	3,61	0,58	3,03
4,4	5,9	7,93	1,94	0,63	3,74	0,64	3,10
4,5	6	8,06	1,91	0,62	3,86	0,74	3,13
4,6	6,1	8,20	1,88	0,62	3,99	0,56	3,43
4,7	6,2	8,33	1,85	0,61	4,12	0,58	3,54
4,8	6,3	8,46	1,82	0,61	4,25	0,71	3,54
4,9	6,4	8,60	1,79	0,60	4,38	0,58	3,80
5	6,5	8,73	1,76	0,60	4,52	0,53	3,99
5,1	6,6	8,87	1,74	0,59	4,65	0,64	4,02
5,2	6,7	9,00	1,71	0,59	4,79	0,71	4,08
5,3	6,8	9,14	1,69	0,58	4,93	0,58	4,34
5,4	6,9	9,27	1,67	0,58	5,07	0,66	4,41
5,5	7	9,41	1,65	0,57	5,21	0,66	4,55

$U_{SL}$	1,75 m/s						
$U_M$ (m/s)	$U_S$ (m/s)	$f_S$ (Hz)	$H_{LS}$	$L_u$ (m)	$L_S$ (m)	$L_b$ (m)	
4,25	5,71	3,80	0,73	1,39	0,69	0,70	
4,35	5,84	3,70	0,72	1,46	0,51	0,95	
4,45	5,98	3,60	0,72	1,53	0,71	0,82	
4,55	6,11	3,50	0,71	1,61	0,66	0,95	
4,65	6,25	3,41	0,70	1,68	0,53	1,15	
4,75	6,38	3,33	0,70	1,76	0,71	1,05	
4,85	6,52	3,25	0,69	1,84	0,53	1,31	
4,95	6,65	3,18	0,69	1,92	0,66	1,26	
5,05	6,79	3,11	0,68	2,00	0,64	1,37	
5,15	6,92	3,04	0,67	2,09	0,53	1,55	
5,25	7,05	2,98	0,67	2,17	0,51	1,66	
5,35	7,19	2,92	0,66	2,26	0,69	1,57	
5,45	7,32	2,86	0,66	2,34	0,69	1,66	
5,55	7,46	2,81	0,65	2,43	0,61	1,82	
5,65	7,59	2,76	0,64	2,52	0,51	2,01	
5,75	7,73	2,71	0,64	2,61	0,64	1,97	
5,85	7,86	2,66	0,63	2,70	0,53	2,17	
5,95	7,99	2,62	0,63	2,79	0,69	2,11	
6,05	8,13	2,58	0,62	2,89	0,64	2,25	
6,15	8,26	2,53	0,62	2,98	0,56	2,42	
6,25	8,40	2,50	0,61	3,07	0,74	2,34	
6,35	8,53	2,46	0,61	3,17	0,69	2,48	
6,45	8,67	2,42	0,60	3,27	0,71	2,56	
6,55	8,80	2,39	0,60	3,36	0,51	2,86	
6,65	8,93	2,35	0,59	3,46	0,53	2,93	
6,75	9,07	2,32	0,59	3,56	0,69	2,88	
6,85	9,20	2,29	0,58	3,66	0,66	3,00	
6,95	9,34	2,26	0,58	3,76	0,69	3,08	
7,05	9,47	2,23	0,57	3,87	0,64	3,23	
7,15	9,61	2,21	0,57	3,97	0,61	3,36	
7,25	9,74	2,18	0,56	4,07	0,66	3,41	

Tabla 3.4c. Continuación de la caracterización del flujo en la tubería de 2.54 cm, constante  $U_{SL}$  de 2 m/s, misma variación de  $U_{SG}$ .

$D$	2,54 cm						
$U_{SL}$	2 m/s						
$U_{SG}$ (m/s)	$U_M$ (m/s)	$U_S$ (m/s)	$f_S$ (Hz)	$H_{LS}$	$L_u$ (m)	$L_S$ (m)	$L_s$ (m)
2,5	4,5	6,05	4,65	0,71	1,20	0,53	0,67
2,6	4,6	6,18	4,53	0,71	1,26	0,71	0,55
2,7	4,7	6,31	4,42	0,70	1,32	0,51	0,81
2,8	4,8	6,45	4,31	0,69	1,38	0,61	0,77
2,9	4,9	6,58	4,21	0,69	1,44	0,51	0,93
3	5	6,72	4,12	0,68	1,50	0,69	0,81
3,1	5,1	6,85	4,03	0,68	1,56	0,69	0,87
3,2	5,2	6,99	3,95	0,67	1,62	0,56	1,07
3,3	5,3	7,12	3,87	0,66	1,69	0,66	1,03
3,4	5,4	7,26	3,79	0,66	1,75	0,64	1,12
3,5	5,5	7,39	3,72	0,65	1,82	0,71	1,11
3,6	5,6	7,52	3,65	0,65	1,89	0,64	1,25
3,7	5,7	7,66	3,59	0,64	1,95	0,74	1,22
3,8	5,8	7,79	3,53	0,64	2,02	0,61	1,41
3,9	5,9	7,93	3,47	0,63	2,09	0,58	1,51
4	6	8,06	3,41	0,62	2,16	0,61	1,55
4,1	6,1	8,20	3,36	0,62	2,23	0,56	1,67
4,2	6,2	8,33	3,31	0,61	2,30	0,74	1,57
4,3	6,3	8,46	3,26	0,61	2,37	0,61	1,77
4,4	6,4	8,60	3,21	0,60	2,45	0,56	1,89
4,5	6,5	8,73	3,16	0,60	2,52	0,61	1,91
4,6	6,6	8,87	3,12	0,59	2,59	0,69	1,91
4,7	6,7	9,00	3,08	0,59	2,67	0,61	2,06
4,8	6,8	9,14	3,04	0,58	2,74	0,53	2,21
4,9	6,9	9,27	3,00	0,58	2,82	0,71	2,11
5	7	9,41	2,96	0,57	2,89	0,64	2,26
5,1	7,1	9,54	2,93	0,57	2,97	0,58	2,39
5,2	7,2	9,67	2,89	0,56	3,05	0,56	2,49
5,3	7,3	9,81	2,86	0,56	3,13	0,56	2,57
5,4	7,4	9,94	2,82	0,55	3,20	0,64	2,57
5,5	7,5	10,08	2,79	0,55	3,28	0,61	2,67

El análisis de la caracterización del flujo para las condiciones de este ejemplo es el siguiente:

De acuerdo a la expresión (2.109), de F. Sánchez, utilizada para la frecuencia del slug, es un parámetro que depende de la fracción volumétrica aparente del líquido, el número de Froude y el diámetro de tubería.

Para el primer factor,  $\lambda_L$ , en la gráfica de la figura 3.7, sección izquierda, se observa que a medida que  $U_{SG}$  aumenta,  $\lambda_L$  disminuye y por consiguiente la frecuencia se comporta del mismo modo, ese comportamiento es justificado y comprobado por la sección derecha de la misma gráfica, en la que al aumentar  $U_{SG}$ , se favorece a  $\lambda_G$ , y la disminución de la frecuencia es explicada por un aumento de gas en la sección de la burbuja de Taylor.

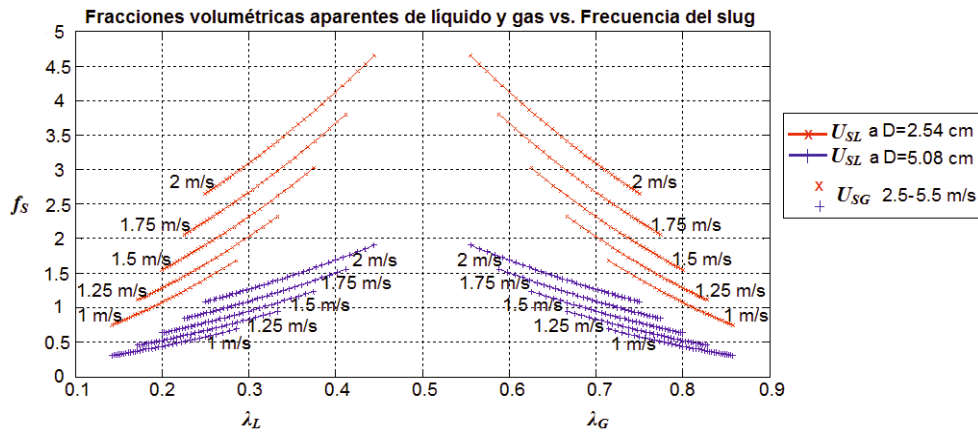


Figura 3.7 Dependencia de la frecuencia del slug con la fracción volumétrica aparente del líquido, estipulado en la ecuación (2.109), de F. Sánchez [10]

El aumento del gas en la burbuja de Taylor, se puede explicar recordando el modelo desarrollado por Moalem-Marón et al. (1982), visto en el apartado anterior, en el que se estableció que una disminución de  $H_{LS}$  era acompañado de un aumento de la frecuencia del slug, lo cual es comprobado de la siguiente manera:

La figura 3.8, muestra la dependencia inversamente proporcional de  $H_{LS}$  con  $U_M$ , de la expresión (2.111), de Gregory, un aumento de la velocidad de la mezcla ocasiona una disminución en la fracción volumétrica de líquido en el tapón, y puesto que  $U_S$  si depende directamente proporcional a  $U_M$ , una gráfica de  $U_S$  vs.  $H_{LS}$ , sería idéntica; por lo tanto, considerando esto, el aumento de  $U_{SG}$  es un aumento de  $U_M$ , que a la vez es aumento de  $U_S$ .

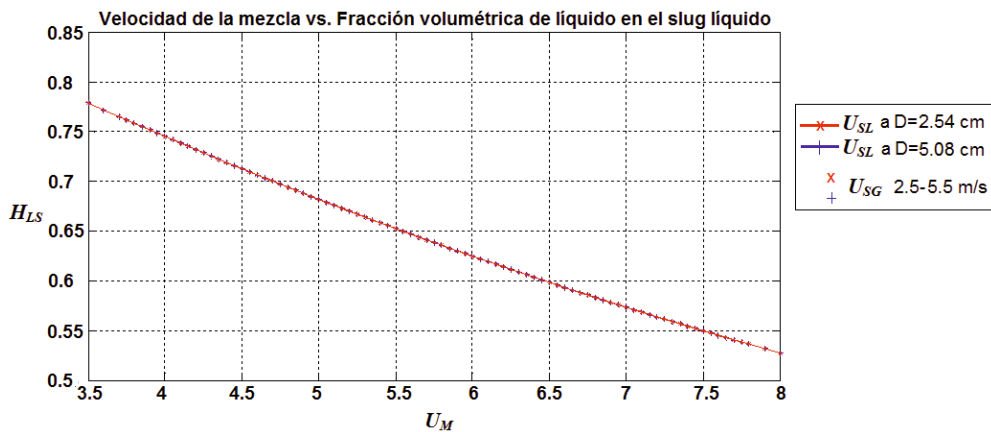


Figura 3.8 Dependencia inversamente proporcional de  $H_{LS}$  con  $U_M$

Ahora, si se recurre a la figura 2.1, vemos que a cada valor de  $U_S$  se tiene un valor fijo de  $H_{LS}$ , por lo que en la figura 3.9, cada signo  $\times$  y  $+$ , tendrá un valor de  $H_{LS}$ . Auxiliándonos de las tablas 3.4a, b y c, buscando dichos valores se tendría la tabla 3.5., la cual comprueba lo argumentado por Moalem-Marón et al.

Tabla 3.5. Disminución de  $H_{LS}$  al aumentar  $f_s$ 

$U_S$ (m/s)	$f_s$ (Hz)	$H_{LS}$
4,70	1,68	0,78
5,04	2,32	0,76
5,37	3,03	0,75
5,71	3,80	0,73
6,05	4,65	0,71

El interés en este trabajo es interactuar el flujo slug de las líneas de transporte, por lo que por medio de la caracterización del flujo puede ser posible establecer condiciones para las cuales la interacción sea la más favorable.

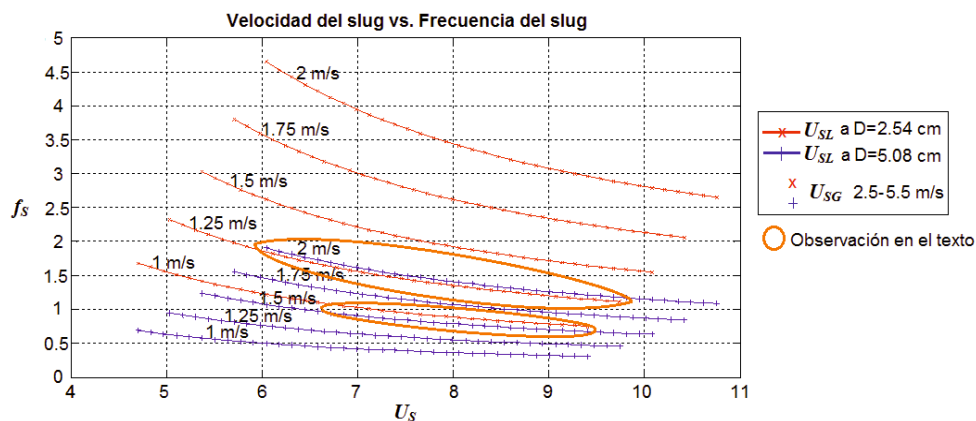


Figura 3.9. Relación de la Velocidad del slug con la Frecuencia del slug

La observación que se hace en la gráfica de la figura 3.9, propone lo siguiente, suponiendo que las curvas en azul son las condiciones de flujo para la línea principal a un diámetro de  $5.08\text{ cm}$ , mientras que las curvas en rojo las del ramal con un diámetro de  $2.54\text{ cm}$ , si se interactuaran las condiciones de flujo de las curvas encerradas en los óvalos, debido a la cercanía que estas tienen, posiblemente las frecuencias de los slugs interactúen de modo conveniente.

De la gráfica de la figura 3.9, y la tabla 3.5, no solo queda demostrada la alteración de la frecuencia con respecto a la fracción volumétrica de líquido en el tapón, sino que también se puede apreciar una relación entre la velocidad del slug y la frecuencia, para explicar esta relación, es preciso primero detallar la figura 3.10.

Recordando que el número de Froude es la relación de las fuerzas de inercia con respecto a las fuerzas de flotación, además este número nos indica el tipo de flujo que se está tratando, que para el flujo slug, es flujo supercrítico, es decir que tiene una alta energía cinética que gobierna el movimiento del tapón líquido.

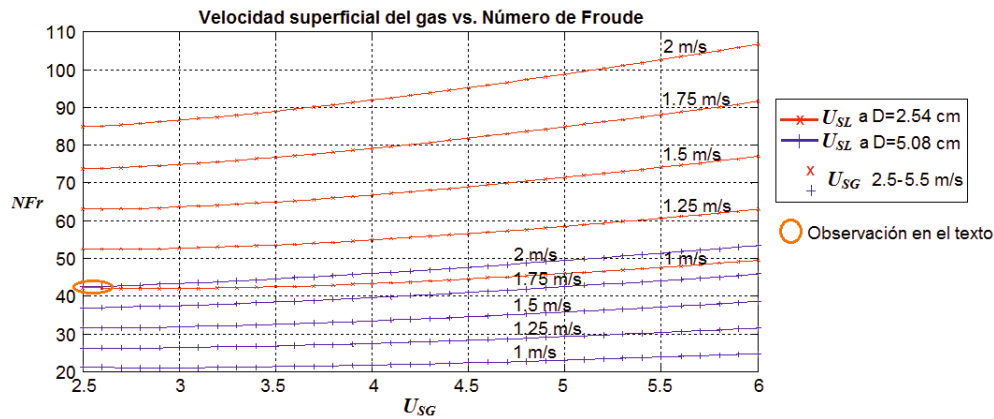


Figura 3.10. Variación del número de Froude con la velocidad superficial del gas

Dado que la frecuencia del slug está en función del número de Froude, la observación hecha en la figura 3.10, propone que una combinación de los puntos de las curvas que se juntan, al igual que en la observación anterior, posiblemente sea favorable utilizar esas condiciones.

La ecuación (2.108), expresa el número de Froude en función de la velocidad superficial del líquido y la velocidad del slug, así como también del diámetro de la tubería, por lo que analizando y comparando las graficas de la figura 3.10, y figura 3.11, vemos que realmente  $U_{SL}$  y  $U_S$  definen el número de Froude, pero es el diámetro de la tubería la variable más significativa para este parámetro adimensional, es decir, mientras a cada condición de  $U_{SL}$  fija se le varia  $U_{SG}$  en aumento, el número de Froude aumenta de forma moderada, esto es debido a la acción de las fuerzas gravitatorias, y lo mismo sucede si se fija  $U_{SG}$  y varia  $U_{SL}$ , sin embargo al aplicar las mismas condiciones de flujo a un diámetro de tubería pequeño, se eleva considerablemente este número de Froude.

Por ejemplo, en las gráficas de la figura 3.10 y 3.11, se muestra la variación del número de Froude a las mismas condiciones de flujo para dos diámetros de tubería de 2.54 cm, curvas en rojo, y 5.08 cm, curvas azules, notándose claramente que para el diámetro pequeño los números de Froude son relevantemente mayores y más amplios, lo que por lo cual también es reflejado en las figuras 3.7 y 3.9, es decir en frecuencias altas a un diámetro menor.

La figura 3.11, también deja en evidencia el incremento del número de Froude al aumentar la velocidad del slug, sin importar cuál de las variables,  $U_{SG}$  o  $U_{SL}$  es la incrementada, pero si hay una diferencia entre el efecto que provoca una y otra, nótese que aumentando  $U_{SG}$ , el incremento del Froude es modesto a diferencia del incremento de este con  $U_{SL}$  que es más pronunciado.

Esto es interesante, puesto que la observación marcada en la figura 3.11, señala que puede existir una zona en la que no importa el diámetro de la tubería, ni  $U_{SL}$  y  $U_{SG}$ , y se pueden encontrar velocidades de slug con mismos números de Froude, lo cual indica que podrían tener frecuencias de slug semejantes dependiendo solo de la fracción volumétrica aparente del líquido.

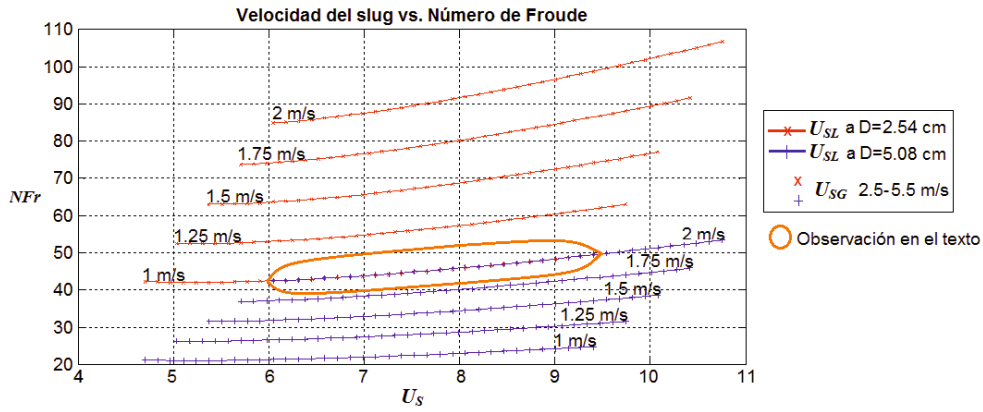


Figura 3.11 Variación del número de Froude con la velocidad del slug

Lo anterior lo podemos interpretar por lo que acabamos de explicar con respecto a  $U_S$  y  $H_{LS}$ , es decir, si ya sabemos que a mayor  $U_S$  hay una reducción de  $H_{LS}$ , esto nos indica que el slug se mueve más rápido debido a la cantidad de líquido que transporta el tapón, entre menor sea, mayor será la velocidad a la que viajara, esto debido a que el gas es más liviano para moverse que el líquido, así esto es notorio en la figura 3.12, en la que se observa que si se aumentara  $U_{SL}$  es claro que  $U_S$  aumentaría pero modestamente y de la misma forma  $U_S$  disminuiría si  $U_{SL}$  decrece, pero en el caso en que  $U_{SG}$  aumentara,  $U_S$  se incrementa de manera destacada, al hablar de incrementos o decrementos de  $U_{SL}$  y  $U_{SG}$ , se está involucrando las fracciones volumétricas de líquido y gas, no obstante para que esto sea cumplido,  $U_{SL}$  y  $U_{SG}$  deben ser moderadamente incrementadas para no incurrir en una transición a otro patrón de flujo (anular o burbujeante), o una falla por sobrecargas de flujo permisible en las tuberías.

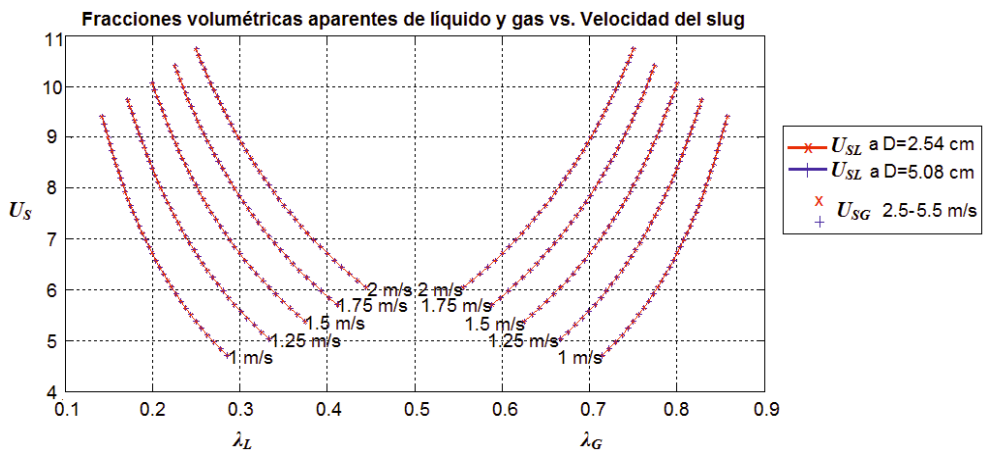


Figura 3.12. Importancia del aumento de la fracción volumétrica del gas en el aumento de  $U_S$

La figura 3.13, mostrada a continuación, permite justificar lo anterior, es decir, tomando en cuenta que el tapón líquido es un flujo supercrítico, las velocidades a las que se mueve son altas y el contenido de líquido presente en el cuerpo del tapón debe ser pequeño, por lo cual a medida que en una condición de flujo en la que se fija  $U_{SL}$  constante y se varia  $U_{SG}$ , como ya se demostró,  $H_{LS}$  en el cuerpo del slug líquido no será drásticamente afectado, sin embargo la fracción volumétrica aparente de gas si será gradualmente alterada al aumentar  $U_{SG}$ , por lo que esto ocasionara que una parte del gas se incorpore en la burbuja de

Taylor, a lo cual el tamaño de esta se acrecentará ocasionando un empuje al tapón de líquido que aumentaría el número de Froude, como se muestra en la gráfica simétrica de las fracciones volumétricas, y es así como en la observación hecha en dicha gráfica, puede darnos una referencia de una posible interacción benéfica en esos puntos, puesto que los valores del número de Froude y  $\lambda_L$  son los mismos, y estos definen la frecuencia del slug.

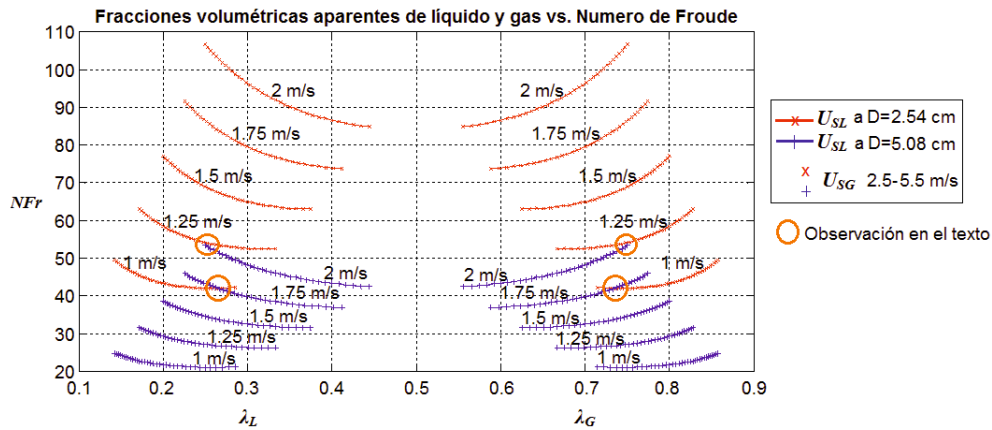


Figura 3.13. Efecto de la variación de las velocidades superficiales en el número de Froude

Con respecto al diámetro de la tubería, si se observan las gráficas en las que se involucra la frecuencia del slug o el número de Froude, la diferencia de estos parámetros es muy evidente, puesto que para los diámetros pequeños sus valores son considerablemente grandes.

Ahora bien, al analizar la gráfica de la figura 3.14, se puede concluir que un aumento del número de Froude trae consigo un incremento de la frecuencia del slug variando la velocidades superficial de líquido, mientras que a una  $U_{SL}$  fija con variación de  $U_{SG}$  solo incrementa el número de Froude pero no así la frecuencia del slug, eso no significa que al aumentar el número de Froude se reduzca la frecuencia del slug, sino que más bien la disminución de la frecuencia es debida a un aumento gradual del tamaño en la longitud de la unidad por el acomodo de gas que se hace en la burbuja de Taylor al aumentar  $U_{SG}$  y además de tapones mas aerados que benefician su movimiento.

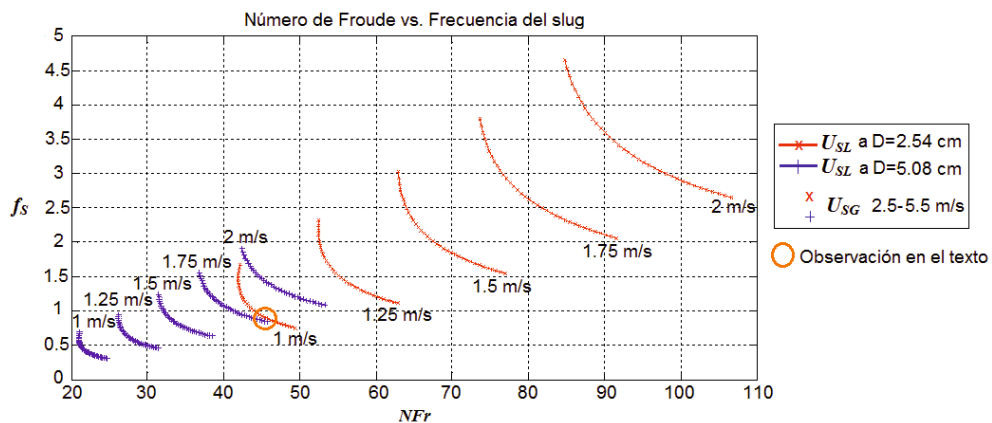


Figura 3.14. Efecto del número de Froude en la velocidad del slug

Para describir mejor lo que ocurre, esto solo puede entenderse como una distribución de las fases dentro de la tubería, es decir, los flujos volumétricos serán menores en la tubería de diámetro de  $2.54\text{ cm}$ , de la misma forma, los tamaños de tapones líquidos y burbujas serán más pequeños que en la tubería de  $5.08\text{ cm}$  de diámetro, por lo que a una  $U_S$  dada, que no depende del diámetro de tubería, no es que viajen más rápidos en la tubería de  $2.54\text{ cm}$ , sino que las longitudes de la unidad desarrollada en la tubería serán pequeñas, y con ello serán más frecuentes los slugs.

Esto último se puede visualizar en la figura 3.15, al aumentar  $U_{SG}$ ,  $\lambda_G$  se incrementará y como es sabido que el gas se expande libremente en un espacio, la longitud de la unidad es aumentada pero solo en la zona de la burbuja de Taylor, puesto que la longitud del slug es una variable aleatoria que solo depende del diámetro de tubería y además de ello el tapón de líquido no aumenta su tamaño si no es solo por un aumento en el diámetro de tubería, la variación de  $\lambda_L$  si aumenta la unidad pero no de modo tan pronunciado, este aumento puede ser solo en la película del líquido puesto que  $H_{LS}$  del tapón del líquido se reduce si se aumenta  $U_M$ .

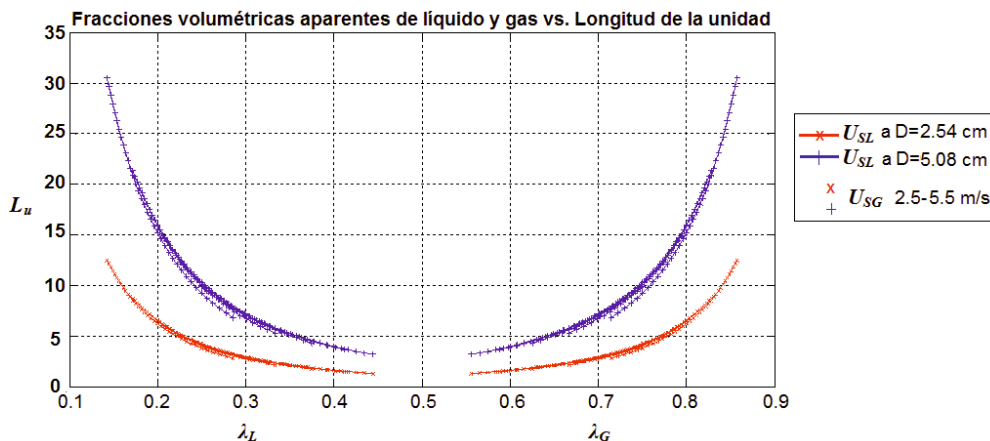


Figura 3.15. Crecimiento de la longitud de la unidad al aumentar  $U_{SG}$

Este crecimiento de la unidad del slug tiene un efecto considerable en la frecuencia del slug, puesto que su aumento la reduce, figura 3.16, misma en la que también se observa que a diámetros grandes, las longitudes son mayores a diferencia de los diámetros pequeños. Otro punto importante en esta gráfica es que la frecuencias del slug no solo aumenta con el incremento de  $U_{SL}$  sino que reduce la longitud de la unidad del slug, la pregunta sería como puede ser posible esto si  $H_{LS}$  en el cuerpo del slug se vería reducido y  $U_S$  aumentaría.

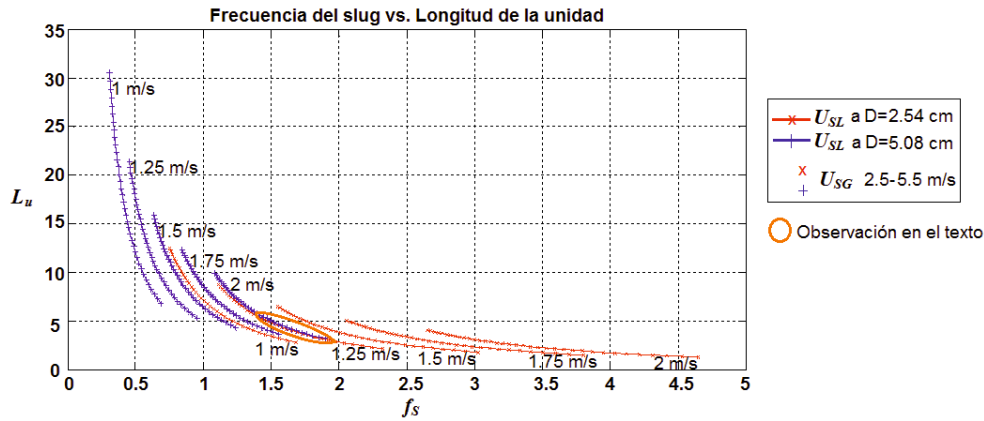


Figura 3.16. Efecto en la longitud de la unidad por la frecuencia del slug

La observación que se hace en la figura 3.16, indica dos condiciones de flujo en las que no solamente se pueden tener las mismas frecuencias sino que también las mismas longitudes, habría que ver si esto es favorable y es algo que se va a analizar, de momento, ésta es la importancia de la caracterización del flujo slug que nos ha permitido ver el comportamiento de algunos parámetros y hacer algunas observaciones para tomar en cuenta en el próximo procedimiento.

Otro parámetro de importancia, sobre todo para las caídas de presión debidas al flujo slug, es el parámetro de Lockhart-Martinelli, el cual relaciona las caídas de presión por fricción de un flujo bifásico.

La figura 3.17, muestra el incremento de la caída de presión al aumentar  $U_{SL}$ , sin importar que  $H_{LS}$  decrezca, aun así el parámetro  $X$  aumenta.

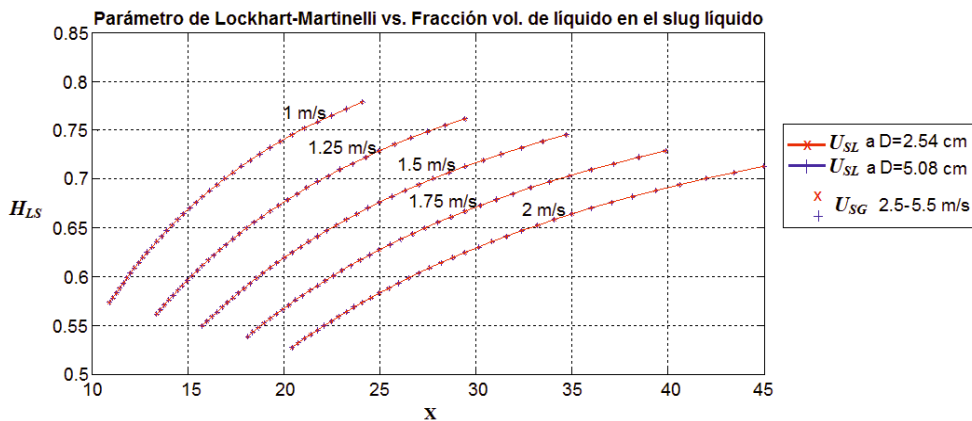


Figura 3.17. Aumento del multiplicador bifásico de Lockhart-Martinelli con  $U_{SL}$

La fracción volumétrica de gas muestra que la caída de presión es mayor cuando  $U_{SL}$  es grande, esto es mostrado por la figura 3.18, se tiene grandes valores de  $\alpha$  cuando  $U_{SL}$  es pequeña, por lo que el multiplicador bifásico es pequeño, lo que indica que la caída de presión por líquido es pequeña puesto que la caída de presión por gas es casi despreciable.

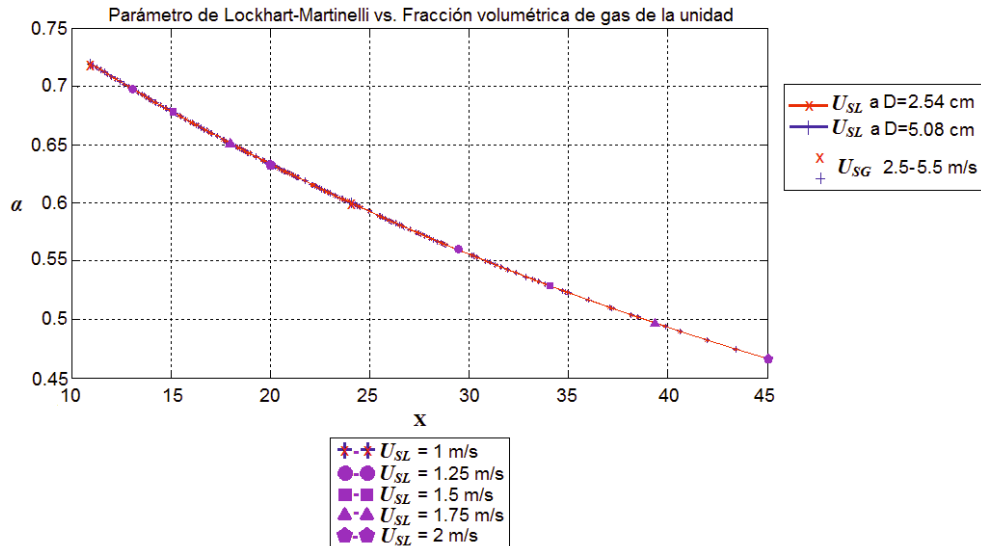


Figura 3.18. Disminución del multiplicador bifásico a aumentos de fracciones volumétricas de gas

La grafica de la figura 3.19, nos da la razón de que realmente a una  $U_S$  hay una  $H_{LS}$  menor, puesto que el multiplicador de Lockhart-Martinelli es pequeño a diferencia de a una  $U_S$  pequeña en la que el multiplicador es mayor.

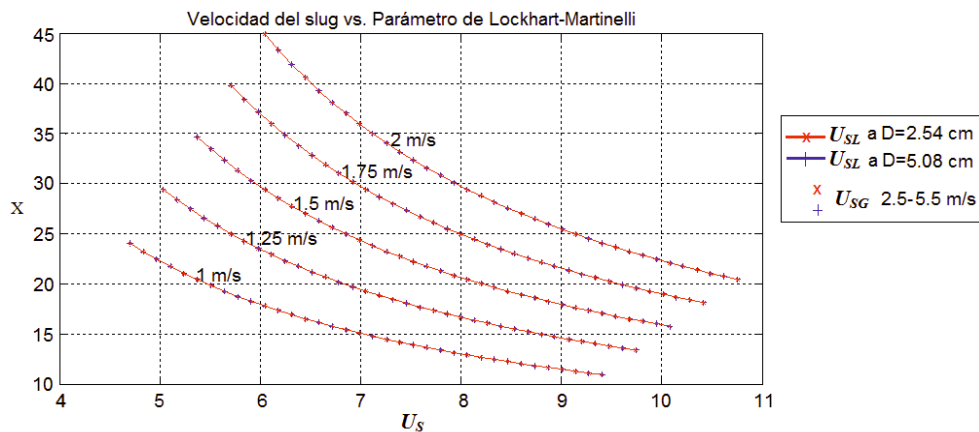


Figura 3.19. Mayores caídas de presión por el líquido en el slug

Aunque sería muy difícil que en un sistema se puedan encontrar las mismas condiciones de flujo, este ejemplo nos permite ver la importancia de conocer primeramente el comportamiento de los parámetros que caracterizan, en este caso, el flujo slug.

### 3.1.4. CORRIDAS DE SIMULACIÓN

Para las corridas de simulación, se realizó una rutina de cálculo, en la cual se pretende observar lo que ocurre al interactuar las dos corrientes de flujo a distintas condiciones y ver su comportamiento en el colector.

Para esto se aplica el siguiente método del diagrama de flujo de la figura 3.20 y los casos de estudio de las tablas 3.1, 3.2 y 3.3.

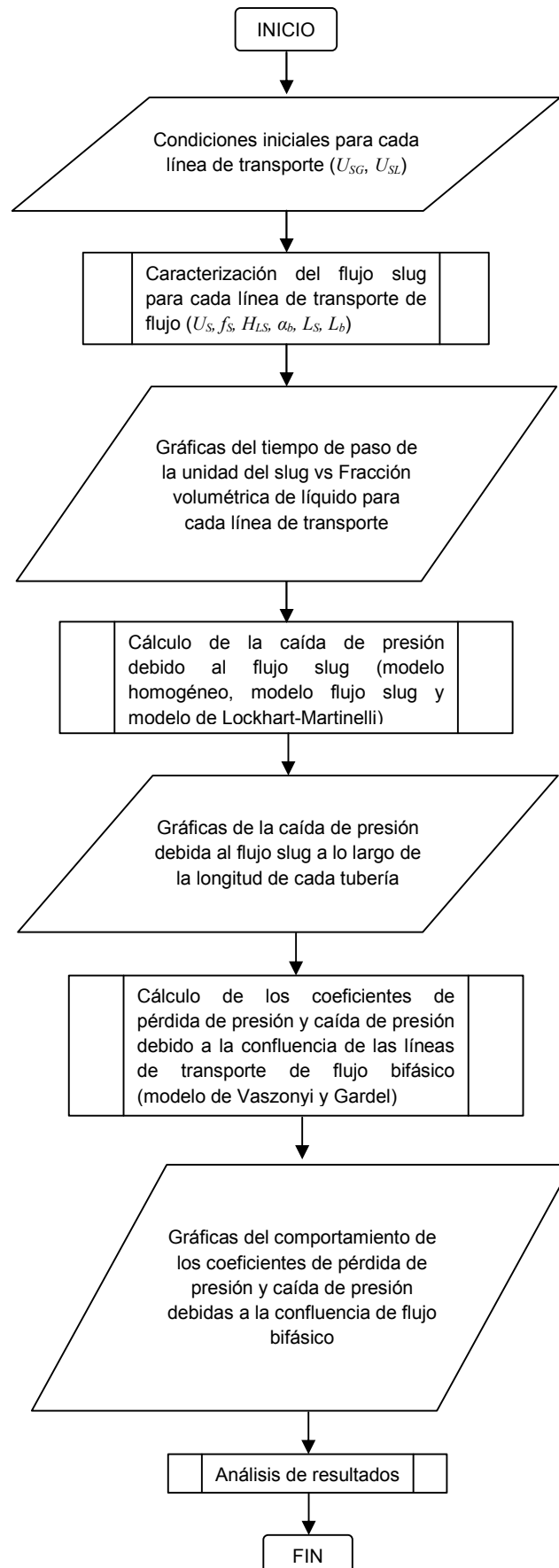


Figura 3.20. Diagrama de flujo de las corridas de simulación

Los resultados de las simulaciones son analizados en el capítulo posterior.

Cada combinación de la matriz de pruebas establecida en la figura 3.2, genera un nuevo punto que se puede identificar en el mismo mapa de patrón de flujo, generando una nueva región, dicha región nos servirá para ver lo que sucede con el patrón de flujo en el colector, como se observa en la figura 3.21, se muestra que para la combinación de las corridas de simulación del punto *a* de la línea principal con los puntos *A*, *B*, *C* y *D* del ramal, la nueva región se sitúa en el patrón de flujo slug a velocidades superficiales de líquido ligeramente mayores a la existente del punto *a* en la línea principal, mientras que la del gas no varían mucho.

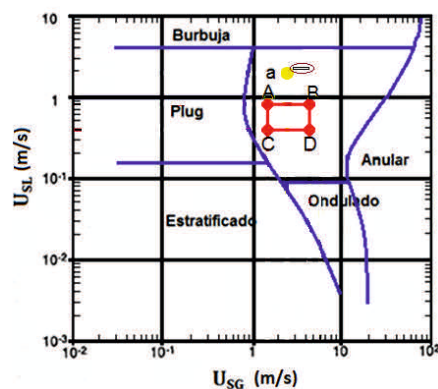


Figura 3.21. Identificación de la nueva región de patrón de flujo por la combinación de flujos de las líneas de transporte

### 3.1.4.1. OBTENCIÓN DE LA PRESIÓN EN LAS FUENTES DE LAS LÍNEAS DE TRANSPORTE.

Finalmente, como se menciona en la caracterización del estado del sistema, se tiene un volumen de control en el cual existe un intercambio de masa y momentum (*VC 3*), que se convierte en un punto en común del sistema para las tres tuberías, dicho punto nos servirá para conocer las presiones en las fuentes de cada línea de transporte y a la vez de dicho punto, para obtener estas presiones se hace uso del simulador PIPEPHASE, el cual es detallado en el Anexo 3.

Para esta tarea primeramente se consideran las tres líneas separadas, para calcular la presión de la fuente de cada una de las líneas de transporte, considerando que la presión de salida en el punto 3 es a la presión atmosférica, como se muestra en el arreglo de la figura 3.23, las condiciones de entrada serán los flujos de líquido y gas.

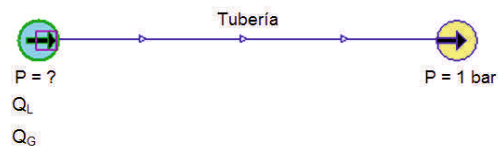


Figura 3.22. Arreglo de la simulación para cada elemento de la red

El procedimiento de simulación comienza con la configuración de la simulación, en este trabajo de tesis se procedió a realizar dicha tarea de la siguiente forma:

1.- Se define la simulación como un modelo en red, de fluido tipo composicional y una mezcla de fases (figura 3.23).

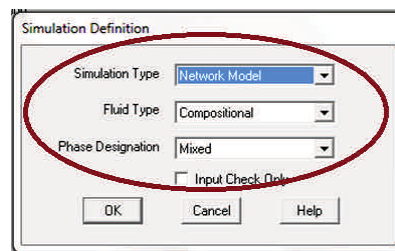


Figura 3.23. Definición de la simulación

2.- Se introducen los datos componentes de los fluidos a utilizar y sus propiedades físicas, pantalla de la figura 3.24.

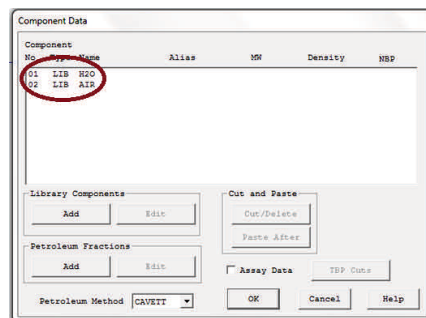


Figura 3.24. Datos de los fluidos componentes para la simulación

3.- Igualmente las dimensiones de las tuberías (longitud y diámetro interno), que son establecidas para cada tubería, en la ventana de la figura 3.25.

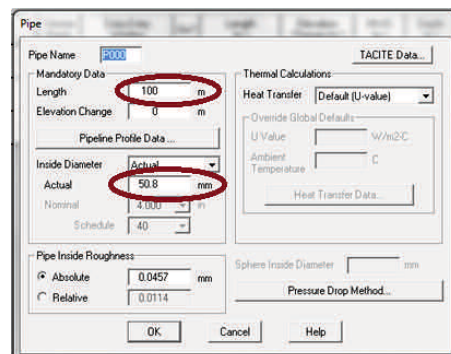


Figura 3.25. Características de la tubería

4.- El programa de simulación se ejecuta fijando las variables de flujo volumétrico en la fuente mientras que la presión a calcular se estima, para la primera condición se define la composición de la fuente por medio de los flujos volumétricos del líquido y gas, figura 3.26.

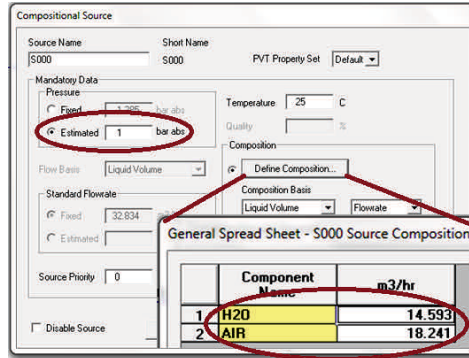


Figura 3.26. Definición de la composición bifásica y selección de las condiciones iniciales en la fuente

5.- Como se deben tener el mismo número de condiciones para poder ejecutar la simulación; por lo que en el sumidero se fija la presión de salida, como se menciona, a la presión atmosférica, y se estima el flujo másico de salida, como se muestra en la pantalla de la figura 3.27.

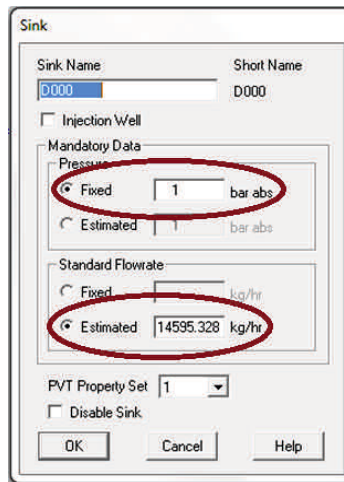


Figura 3.27. Condiciones iniciales en el sumidero

6.- Al ejecutar la simulación, se obtiene un valor de la presión en la fuente, el cual es registrado en como un valor en una hoja de cálculo de Excel, figura 3.28.

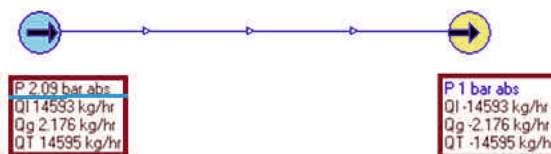


Figura 3.28. Obtención de la presión en la fuente

7.- El valor obtenido de la presión en la fuente, se convierte en la condición inicial en la misma, esto para corregir la presión de salida en el sumidero, figura 3.29, la composición del flujo volumétrico permanece fija.

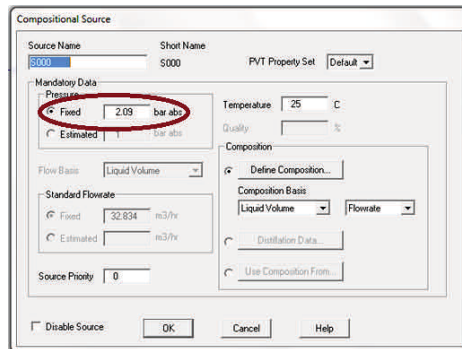


Figura 3.29. Presión obtenida en la fuente es fijada como condición inicial

8.- Del lado del sumidero se deben estimar la presión de salida puesto que se hizo la suposición de que el flujo salía a la presión atmosférica, por lo que en el sumidero se estimaran las dos condiciones iniciales para ser calculada la presión de salida, figura 3.30.

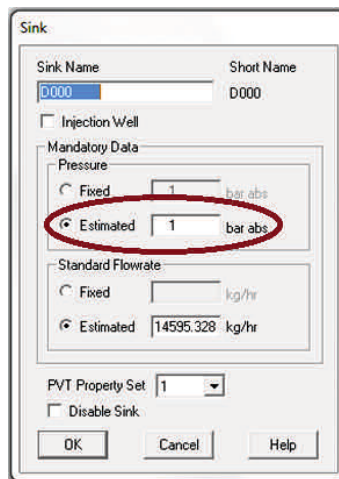


Figura 3.30. Estimación de las condiciones iniciales en el sumidero

9.- Igualmente se obtiene y registra el resultado de la presión de salida en el sumidero, figura 3.31.

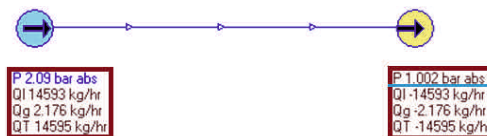


Figura 3.31. Corrección de la presión de salida en el sumidero

10.- La nueva presión de salida obtenida se fija como condición inicial en el sumidero y se vuelve a estimar la presión de la fuente para corregir la presión obtenida anteriormente, por lo que este procedimiento se vuelve iterativo hasta que las presiones calculadas en la fuente o sumidero tengan una variación

insignificante, esto lo podemos saber cuando en la ejecución de la simulación, nos aparece el siguiente mensaje de la figura 3.32.

```

Run Status for File: ANALISIS_DE_SENSIBILIDAD
-----
GENERAL DATA
METHODS DATA
STRUCTURE DATA
NETWORK DATA

*** FORMATTING DATA

R
PIPEPHASE Version 9.1 - CALCULATION MODULE
-----
PRIMARY CONTINUATION STEP = 1 MAXIMUM STEPS = 1
ITERATION NUMBER 0. 0
*** BASE CASE SOLVED ***
*** NETWORK SIMULATION SOLVED
    
```

Figura 3.32. Mensaje que señala las iteraciones en el cálculo de las presiones

11.- Para obtener la presión en el punto 3 donde convergen las tuberías, se considera como una fuente dicho punto, e igualmente se calcula la presión, utilizando como condiciones de flujo la suma de los flujos volumétricos de las otras dos tuberías. La tabla 3.6, muestra los valores de las presiones en las fuentes obtenidos para cada línea de transporte.

Tabla 3.6. Presiones calculadas para cada una de las fuentes de las tuberías

Ramal 1			
$Q_G$ (m <sup>3</sup> /hr)	$Q_L$ (m <sup>3</sup> /hr)	$m_T$ (kg/hr)	$P_1'$
18,2415	14,5932	14595,3279	2,0950
Ramal 2			
2,7362	1,4593	1459,6404	1,4590
Ramal 3			
20,9777	16,0525	16054,9683	2,3100

Una vez obtenidas las presiones de las fuentes, se procede a realizar el mismo análisis pero ya con la configuración del sistema de la confluencia, figura 3.33, por lo que se sigue el mismo procedimiento llevado a cabo, pero dicho procedimiento será para calcular la presión correcta en el punto 3 de la confluencia al interactuar los dos flujos de las líneas de transporte y corregir la presión en las fuentes de las tuberías que convergen.

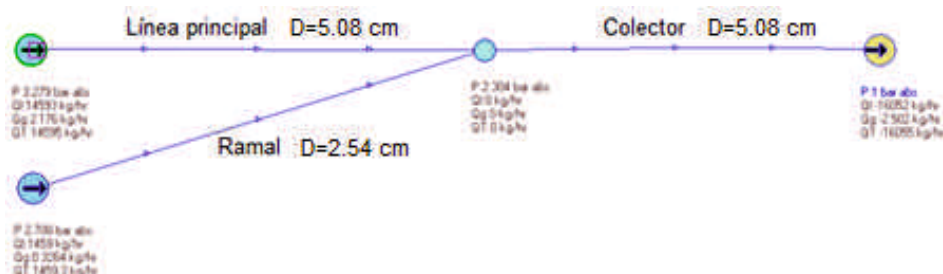


Figura 3.33. Arreglo para la simulación de la confluencia

Como se nota en la tabla 3.7 de abajo, hay una diferencia entre las presiones obtenidas como líneas solas y las presiones en la confluencia, para la línea

principal y el ramal si son considerables, mientras que para el punto de confluencia viene siendo despreciable, esto se puede deber a que en ese punto se crea un bloqueo momentáneo que retorne flujo a las fuentes ocasionando el aumento de la presión, es decir que dentro del VC 3 se estanque flujo.

Tabla 3.7. Presiones obtenidas en las fuentes con el arreglo de confluencia

Ramal 1				
$Q_G$ (m <sup>3</sup> /hr)	$Q_L$ (m <sup>3</sup> /hr)	$m_T$ (kg/hr)	$P_1'$	$P_1$
18,2415	14,5932	14595,3279	2,0950	3,2790
Ramal 2				
2,7362	1,4593	1459,6404	1,4590	2,7080
Ramal 3				
20,9777	16,0525	16054,9683	2,3100	2,3040

El fin de esta información nos será de utilidad para conocer las caídas de presión ocasionadas por interacción de los dos flujos en las líneas de transporte, así como también un análisis del aumento de presión en las fuentes de las tuberías que conforman la confluencia traducido en un retorno de flujo a dichas fuentes o un estancamiento del flujo en el VC 3.



# CAPÍTULO 4

# ANÁLISIS DE RESULTADOS

En este último capítulo se presenta la interpretación a los resultados de las corridas de simulación más representativas de la confluencia utilizando el modelo matemático que se desarrolló para este fin.

Con el fin de estudiar el comportamiento del modelo matemático para determinar las pérdidas de presión en las confluencias, el estudio se centro en la importancia de este coeficiente a las distintas condiciones de flujo estudiadas, desarrollándose un algoritmo de cálculo en Matlab, que integra las ecuaciones del modelo desarrollado, dicho algoritmo es mostrado en el Anexo 1.

Se observo el comportamiento a cada situación de la variación en la geometría, características de las tuberías y relaciones de flujo.

Las simulaciones del comportamiento de los flujos slug incidiendo en la confluencia se realizaron utilizando las condiciones de operación señaladas en las tablas 3.1, 3.2 y 3.3, con el fin de analizar los efectos de las variaciones de la geometría del sistema y las condiciones de flujo.

Primeramente, las ecuaciones que definen la variación de la presión en las confluencias están formadas por 3 términos que caracterizan al balance de energía. Estos tres términos son:

1. La pérdida de presión irreversible provocada por la fricción del fluido con las paredes de la tubería, para el flujo slug tenemos una oscilación debido a la intermitencia de los tapones líquidos y las burbujas de Taylor. Este término también está conformado por la caída de presión por fricción entre las fases, la cual podría considerarse en la burbuja básicamente por la película de líquido que está en contacto con la pared, pero sin embargo debido a su magnitud pequeña, en el modelo se considera despreciable, también en este rubro se debe considerar la irreversibilidad debido al mezclado de los dos flujos slug en el punto de la confluencia.
2. El segundo término está formado por los cambios de presión reversibles debidos a la aceleración del fluido, que en el caso de haber cambio de fase habría que considerarlos seriamente ya que son irreversibles.
3. Finalmente el tercer término debido a los cambios de posición de la tubería, que en el caso del flujo bifásico son muy importantes, sin embargo en este estudio no se es considerado puesto que las tuberías están dispuestas horizontalmente.

Cómo es de observarse, para este trabajo, son solo considerables los términos debidos a la fricción, que son lo que ocasionan una caída de presión con comportamiento oscilatorio siendo indeseable en la conducción de flujo bifásico.

Los resultados más destacables que se obtuvieron con el modelo desarrollado para todas las geometrías y condiciones de flujo se presentan a continuación, no obstante en el Anexo 5, se muestran todos los resultados de las corridas de simulación realizadas.

#### 4.1. COMPORTAMIENTO DEL FLUJO EN LAS TUBERIAS DE TRANSPORTE

Como se ha mencionado en los apartados anteriores, específicamente el 1 y 2, el flujo slug tiene un comportamiento intermitente, el cual a su paso genera oscilaciones de presión a lo largo de las tuberías y al mismo tiempo viaja a una frecuencia de ocurrencia entre unidades de slug, esta frecuencia nos es de interés conocerla y observar su comportamiento, puesto que si las dos líneas de transporte conducen flujo slug, puede ser posible ajustar las frecuencias a las que viajan, para poder disminuir las oscilaciones de presión y tener un flujo estable.

Esto será posible, solo si los tapones de líquido son capaces de ser incorporados en los huecos de gas, pero se debe considerar y analizar lo que ocurre en el punto de la confluencia de las dos corrientes de flujo, puesto que esta zona se convierte en un volumen de control, figura 3.5, en el cual hay un intercambio de masa y momentum de los dos flujos, habiendo lugar a un mezclado de las corrientes de flujo, como se muestra en la figura 4.1, dicho mezclado puede tener repercusiones secundarias dependiendo de las condiciones de flujo en cada línea de transporte.

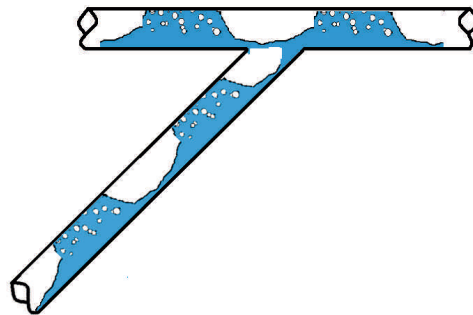


Figura 4.1. Mezclado de las dos corrientes de flujo en la confluencia de tuberías

También como se recordará, el sistema de confluencia bajo estudio, está compuesto por 3 volúmenes de control, figura 3.1, delimitados por cada tubería, en la cual se desarrolla un flujo slug bajo ciertas características y cuya importancia es conocer el comportamiento de los parámetros del flujo slug para ocasionar y establecer condiciones benéficas una vez pasado el VC 3, el cual a la vez es un punto en común para cada línea de transporte.

La combinación en los diámetros de tubería así como el ángulo de incidencia son factor importante para el objetivo trazado, puesto que recordando que a velocidades superficiales de líquido y gas similares, el desarrollo de la frecuencia y otros parámetros del flujo slug, es distinto, para una tubería pequeña encontramos frecuencias altas, mientras que para diámetros mayores se desarrollan frecuencias bajas, esto por la distribución de las fases en la tubería, figura 3.9.

Los efectos que pueden tenerse en cuenta a estas condiciones, son los siguientes:

1. Efectos en los diámetros de las tuberías.
2. Efectos en las condiciones de flujo.
3. Efectos de los coeficientes de pérdidas en relación a los flujos máxicos.

## 4.2. EFECTOS DE LOS DIÁMETROS DE TUBERÍA

En cuanto a las combinaciones en los tamaños del diámetro de las secciones de tubería que conforman la confluencia, se identifican dos efectos importantes de su configuración:

- En el caso cuando los diámetros de las tres líneas son iguales ( $D_1=D_2=D_3$ ), el comportamiento de los parámetros característicos es una resultante de la suma de cada uno de ellos, sobre todo en las velocidades superficiales involucradas, como se muestra marcado en la tabla 4.1, lo que ocasiona que la frecuencia del slug en el colector llegue a comportarse de dos formas:
  1. La frecuencia resultante será aproximadamente la suma de las dos frecuencias procedentes de la línea principal y ramal, cuando estas frecuencias de dichas líneas sean muy grandes esto, ocurre con claridad en un diámetro de 2.54 cm, ver tabla 4.1.

Además, como en el caso de la corrida a-A, cuyas condiciones de flujo son  $U_{SG1}=2.5$  m/s,  $U_{SL1}=2$  m/s, y  $U_{SG2}=2.5$  m/s y  $U_{SL3}=2$  m/s, respectivamente, son frecuencias altas y con una gran cantidad de líquido que al interactuar, es posible alojar una parte del slug líquido del ramal en una burbuja de Taylor de la línea principal, lo que ocasiona el seccionamiento de los tapones de líquido en el colector y con esto, un aumento en la película de líquido en la zona de la burbuja de Taylor, como se muestra en la figura 4.2.

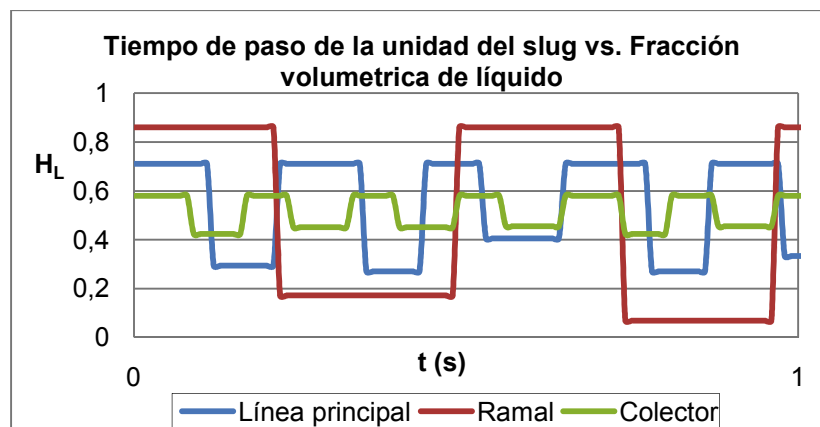


Figura 4.2. Suma resultante de las frecuencias mayores a la unidad de las líneas de transporte, corrida a-A y  $D_1=D_2$

2. Cuando la frecuencia del ramal no es tan grande, la frecuencia en el colector será la de la línea cuya frecuencia sea mayor a la unidad. Como se observa en la tabla 4.1 con la marca de color amarillo, en la cual se mantienen constantes las condiciones de flujo en la línea principal, punto *a* ( $U_{SG}=2.5\text{ m/s}$ ,  $U_{SL}=2\text{ m/s}$ ) y variando las condiciones de flujo en el ramal, puntos *A* ( $U_{SG}=1.5\text{ m/s}$ ,  $U_{SL}=0.8\text{ m/s}$ ), *B* ( $U_{SG}=4.5\text{ m/s}$ ,  $U_{SL}=0.8\text{ m/s}$ ), *C* ( $U_{SG}=1.5\text{ m/s}$ ,  $U_{SL}=0.4\text{ m/s}$ ), *D* ( $U_{SG}=4.5\text{ m/s}$ ,  $U_{SL}=4\text{ m/s}$ ).

Tabla 4.1. Comportamiento de los parámetros del flujo slug para una configuración de diámetros del ramal y línea principal iguales, corrida a-A

	Línea principal (a)	Ramal (A)	Colector (a,A)
$U_{SG}$ (m/s)	2,5	1,5	4
$U_{SL}$ (m/s)	2	0,8	2,8
$U_M$ (m/s)	4,5	2,3	6,8
$m_G$ (kg/s)	1,49E-03	8,97E-04	2,39E-03
$m_L$ (kg/s)	1,01E+00	4,05E-01	1,42E+00
$m_T$ (m/s)	1,01E+00	4,06E-01	1,42E+00
$x$	0,15%	0,22%	0,17%
$v_b$ (m/s)	5,4	2,76	8,16
$A_b$ (m <sup>2</sup> )	4,22E-04	4,22E-04	4,22E-04
$\alpha$	4,67E-01	5,48E-01	4,94E-01
$U_T$ (m/s)	5,57	2,93	8,33
$Fr$	84,75	38,27	136,23
$U_S$ (m/s)	6,05	3,09	9,14
$f_s$ (Hz)	4,65	2,06	6,22
$HLS$	0,71	0,86	0,58
$L_u$ (m)	1,20	1,42	1,34
$t_u$ (s)	0,22	0,48	0,16
$N_S$	83,38	70,36	74,67

	Línea principal (a)	Ramal (B)	Colector (a,B)
$U_{SG}$ (m/s)	2,5	4,5	7
$U_{SL}$ (m/s)	2	0,8	2,8
$U_M$ (m/s)	4,5	5,3	9,8
$m_G$ (kg/s)	1,49E-03	2,69E-03	4,19E-03
$m_L$ (kg/s)	1,01E+00	4,05E-01	1,42E+00
$m_T$ (m/s)	1,01E+00	4,08E-01	1,42E+00
$x$	0,15%	0,66%	0,29%
$v_b$ (m/s)	5,4	6,36	11,76
$A_b$ (m <sup>2</sup> )	4,22E-04	4,22E-04	4,22E-04
$\alpha$	4,67E-01	7,13E-01	6,00E-01
$U_T$ (m/s)	5,57	6,53	11,93
$Fr$	84,75	35,17	171,25
$U_S$ (m/s)	6,05	7,12	13,17
$f_s$ (Hz)	4,65	0,68	4,80
$HLS$	0,71	0,66	0,46
$L_u$ (m)	1,20	9,67	2,49
$t_u$ (s)	0,22	1,48	0,21
$N_S$	83,38	10,34	40,21

	Línea principal (a)	Ramal (C)	Colector (a,C)
$U_{SG}$ (m/s)	2,5	1,5	4
$U_{SL}$ (m/s)	2	0,4	2,4
$U_M$ (m/s)	4,5	1,9	6,4
$m_G$ (kg/s)	1,49E-03	8,97E-04	2,39E-03
$m_L$ (kg/s)	1,01E+00	2,03E-01	1,22E+00
$m_T$ (m/s)	1,01E+00	2,04E-01	1,22E+00
$x$	0,15%	0,44%	0,20%
$v_b$ (m/s)	5,4	2,28	7,68
$A_b$ (m <sup>2</sup> )	4,22E-04	4,22E-04	4,22E-04
$\alpha$	4,67E-01	6,63E-01	5,25E-01
$U_T$ (m/s)	5,57	2,45	7,85
$Fr$	84,75	21,26	113,39
$U_S$ (m/s)	6,05	2,55	8,60
$f_s$ (Hz)	4,65	0,85	4,71
$HLS$	0,71	0,89	0,60
$L_u$ (m)	1,20	2,89	1,67
$t_u$ (s)	0,22	1,18	0,21
$N_S$	83,38	34,56	59,93

	Línea principal (a)	Ramal (D)	Colector (a,D)
$U_{SG}$ (m/s)	2,5	4,5	7
$U_{SL}$ (m/s)	2	0,4	2,4
$U_M$ (m/s)	4,5	4,9	9,4
$m_G$ (kg/s)	1,49E-03	2,69E-03	4,19E-03
$m_L$ (kg/s)	1,01E+00	2,03E-01	1,22E+00
$m_T$ (m/s)	1,01E+00	2,05E-01	1,22E+00
$x$	0,15%	1,31%	0,34%
$v_b$ (m/s)	5,4	5,88	11,28
$A_b$ (m <sup>2</sup> )	4,22E-04	4,22E-04	4,22E-04
$\alpha$	4,67E-01	7,71E-01	6,26E-01
$U_T$ (m/s)	5,57	6,05	11,45
$Fr$	84,75	17,22	142,46
$U_S$ (m/s)	6,05	6,58	12,63
$f_s$ (Hz)	4,65	0,23	3,50
$HLS$	0,71	0,69	0,47
$L_u$ (m)	1,20	25,82	3,27
$t_u$ (s)	0,22	4,27	0,29
$N_S$	83,38	3,87	30,56

Bajo estos criterios se obtiene que la resultante en el colector sea una tendencia a una oscilación más alta de la caída de presión debida al flujo slug, figura 4.3 de la corrida a-A, cuyas condiciones son ( $U_{SG}=2.5\text{ m/s}$ ,  $U_{SL}=2\text{ m/s}$ ) y *A* ( $U_{SG}=1.5\text{ m/s}$ ,  $U_{SL}=0.8\text{ m/s}$ ).

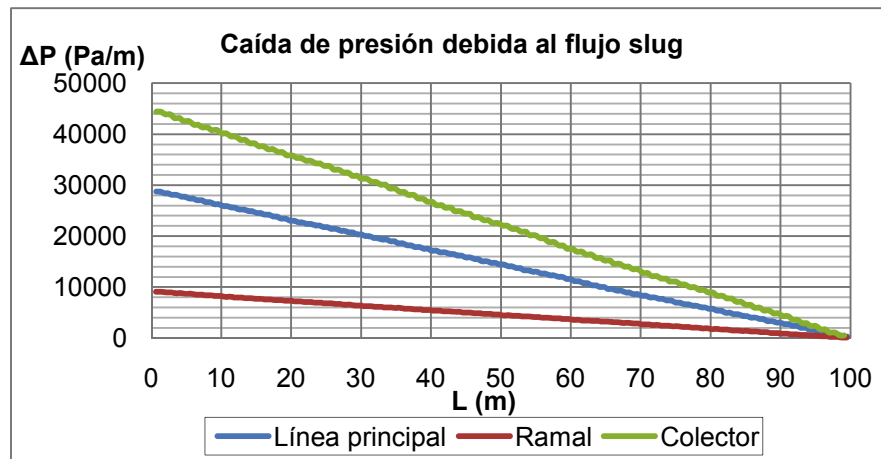


Figura 4.3. Aumento de la oscilación de la caída de presión debido al flujo slug en el colector por la combinación de altas frecuencias a diámetros iguales

Si recordamos del capítulo 3, a frecuencias pequeñas, las longitudes de unidad del slug son mayores, eso indica una presencia de gas alta, figura 3.15 y 3.16. Por lo que las burbujas de Taylor igualmente son grandes.

Si se analiza este hecho, en la figura 4.4, se observa que el ramal, que contiene este tipo de flujo, al interactuar con la línea principal, la resultante es un flujo slug con semejantes características de dicha línea, con una frecuencia ligeramente mayor pero con una fracción volumétrica de líquido menor en el slug, que puede mermar la caída de presión en el colector, mientras que en la burbuja de Taylor incrementa la película de líquido, esto es un indicador de que la transición de flujo slug a flujo burbujeante esta cercana.

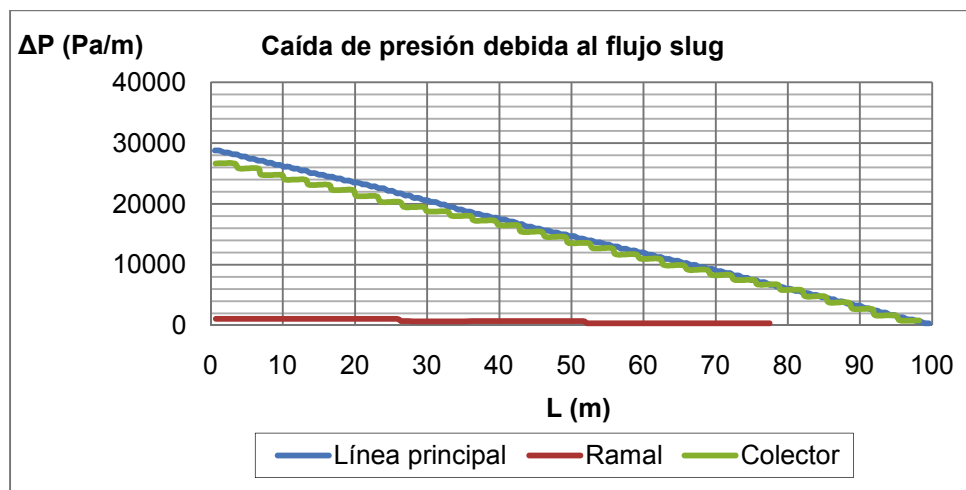


Figura 4.4. Disminución de la caída de presión en el colector por la inyección de flujo con una gran cantidad de gas ( $U_{SG}=4.5$  m/s,  $U_{SL}=0.4$  ms/)

Como se puede observar en las figuras 4.2 y 4.4, el flujo resultante en el colector, se acerca a un flujo burbujeante, esto puede explicarse por el aumento del líquido en la película de la zona de la burbuja de Taylor, y por el aumento de la velocidad de la mezcla.

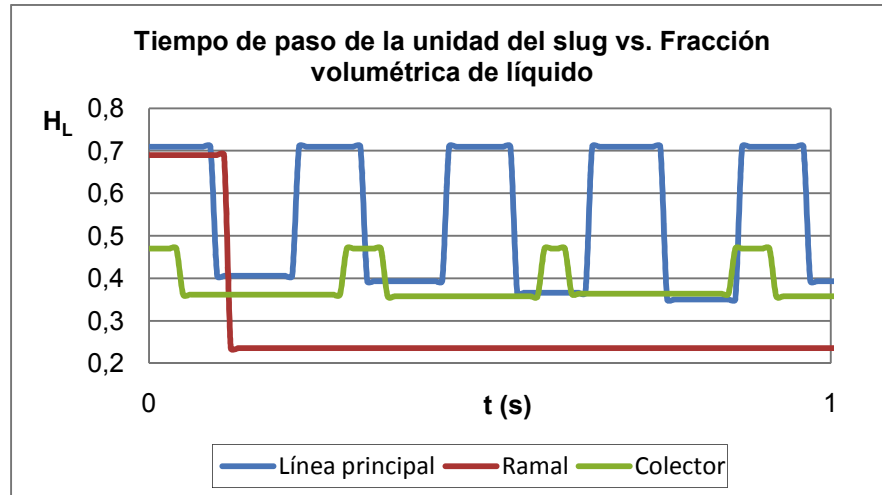


Figura 4.5. Acercamiento al flujo burbujeante, corrida a-A de la tabla 4.1.

La combinación de cada uno de los puntos trazados en la matriz de pruebas del capítulo anterior, da como resultado nuevas regiones que aun caen dentro del patrón de flujo slug pero comienza a acercarse a un patrón de flujo burbujeante para diámetros iguales y para la combinación de  $D_1 > D_2$ , se acerca con las condiciones trazadas, ligeramente a un flujo plug, como se observa en la figura 4.6.

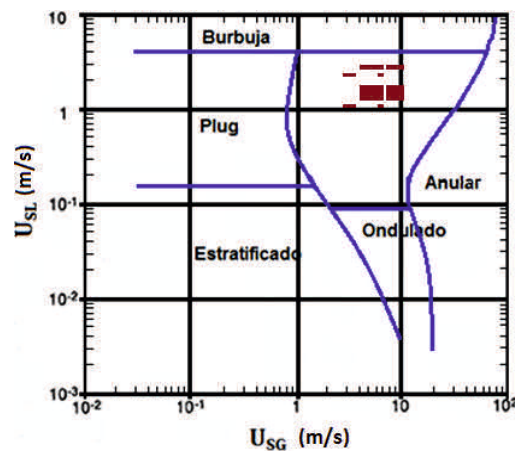


Figura 4.6. Nuevas regiones de flujo resultantes de la combinación de la matriz de pruebas establecida

De la figura 4.7, se observa que los slugs que logran intercalarse en alguna burbuja de Taylor de la línea principal, no generan un nuevo slug en el colector, sino que como resultado se tiene un incremento en la fracción volumétrica de líquido de dicha película, y un incremento en la velocidad del slug que venía en la línea principal con un decremento de su fracción volumétrica de líquido, recordando que este parámetro solo depende de la velocidad de la mezcla, por lo que al intercambiar la energía cinética de las dos líneas, un aumento en ésta, ocasiona una disminución del líquido en el cuerpo del slug, líquido que pasa a la película de la burbuja.

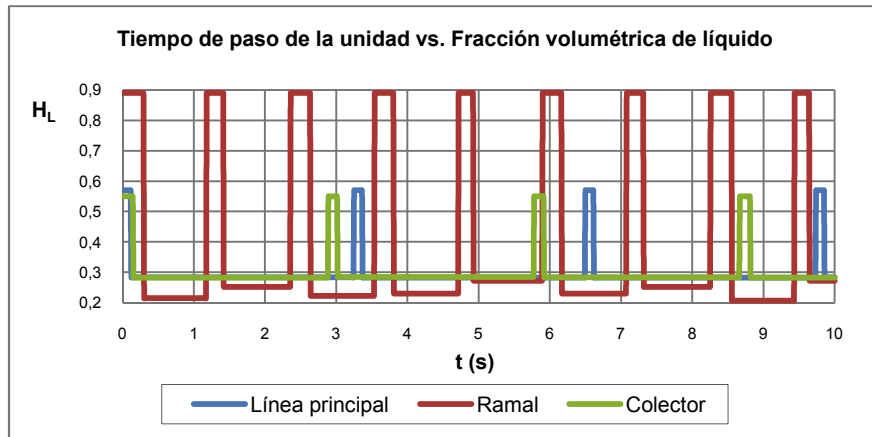


Figura 4.7. Aumento de la película de líquido al intercalarse los slugs del ramal en la línea principal

- Para el caso en que  $D_1=D_3 > D_2$ , el flujo de la línea principal hacia el colector aparentemente se conserva, con un ligero aumento en la frecuencia y disminución de la fracción volumétrica en el slug.

Igualmente a medida que las condiciones de flujo en el ramal son con presencia de un mayor flujo de gas, la caída de presión disminuye y solo depende de la velocidad resultante de dicha mezcla, figura 4.8.

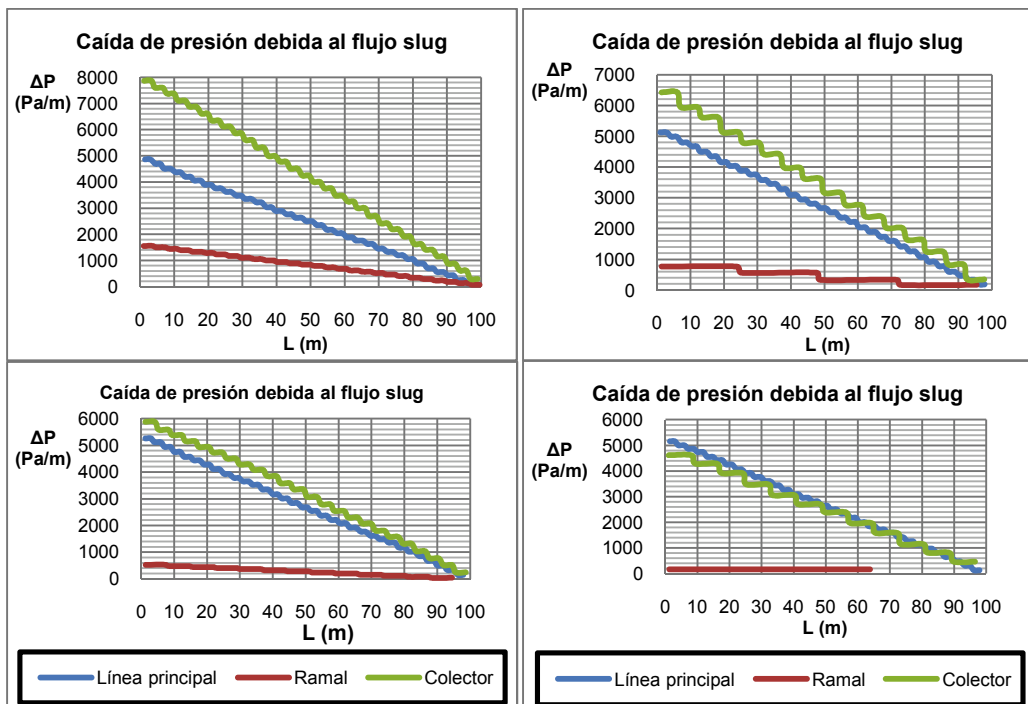


Figura 4.8. Disminución de la caída de presión debido a la inyección de flujo con mayor cantidad de gas

Estos resultados son de interés, puesto que al mezclar las dos corrientes de las líneas de transporte, lo que se obtiene como resultado es un aumento en la magnitud de todos los parámetros del flujo en el colector, por lo cual esto puede ser por una parte benéfico y por otra perjudicial:

Nos es benéfico, cuando las corrientes de los dos ramales contribuyen a que el flujo resultante se aproxime a una transición a flujo burbujeante, puesto que la oscilación de la presión debida al flujo slug sería eliminada, y por otra parte el flujo sería continuo.

También sería benéfico respecto al retorno de flujo hacia las bombas que alimentan las tuberías ya que el flujo sería estable.

Nos perjudicaría en el aspecto de que cuando la fricción entre las fases se incrementa debido a la reducción del área de paso en la zona de mezclado, se tendrían pérdidas significativas de presión por mezclado y por fricción entre las fases.

También existe la posibilidad de que a velocidades muy altas de gas, después del punto de mezclado de los dos flujos, se ocasione un salto hidráulico debido al aumento de la velocidad del gas que puede llegar a generar pseudoslugs, que podrían generar inestabilidades.

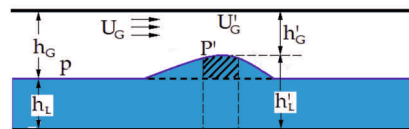


Figura 4.9. Salto hidráulico ocasionado por una alta velocidad de gas pasando el punto de confluencia

### 4.3. EFECTOS EN LAS CONDICIONES DEL FLUJO

Lo más sobresaliente en lo que respecta la variación de las condiciones de flujo, es la importancia del aumento del flujo de gas, ya que este parámetro puede en cierta medida aumentar la frecuencia del slug, si en el ramal principal las frecuencias son bajas, es decir el tiempo de paso de la unidad es alto.

Dichas condiciones darán una continuidad del comportamiento de la línea principal hacia el colector, pero con riesgo de aumentar ciertos parámetros y reducir algunos otros, lo que puede impactar en la caída de presión o favorecer la misma en una de las líneas.

Las siguientes gráficas, muestran una corrida completa de combinaciones de flujo para los puntos *a* y *A, B, C, D*; a diámetro  $D_1 > D_2$ , mostrando la importancia del flujo al intercalar las frecuencias que cada línea de transporte lleva, dando como resultado nuevas condiciones de flujo con sus propias características.

Si se toma en cuenta la fracción volumétrica de líquido en el cuerpo del slug, podemos deducir la velocidad a la que viaja la unidad del slug, a  $H_{LS}$  grandes, el slug viaja a velocidades pequeñas, ahora bien, tomando en cuenta el diámetro de la tubería, es lógico que estas fracciones sean mayores en un diámetro menor, por otro lado las frecuencias en los diámetros pequeños son mayores siempre que el flujo de líquido en estas sean mayores, sin embargo si hay una gran presencia de gas, las unidades no solo serán largas en longitud,

sino que a la vez con el flujo volumétrico de líquido alto que cargan su frecuencia se ve afectada, estas condiciones pueden ser de ayuda para intercalar los slugs en la burbuja que conduce el ramal, si estas van a una velocidad alta, y dependiendo el ángulo de incidencia, la distribución de líquido en la película llega a ser uniforme, esto es visible en la grafica de la figura 4.10, de la corrida a ( $U_{SG1}=2.5 \text{ m/s}$ ,  $U_{SL1}=2 \text{ m/s}$ ) - B ( $U_{SG2}=4.5 \text{ m/s}$ ,  $U_{SL2}=0.8 \text{ m/s}$ ) , con  $D_1=D_3>D_2$ .

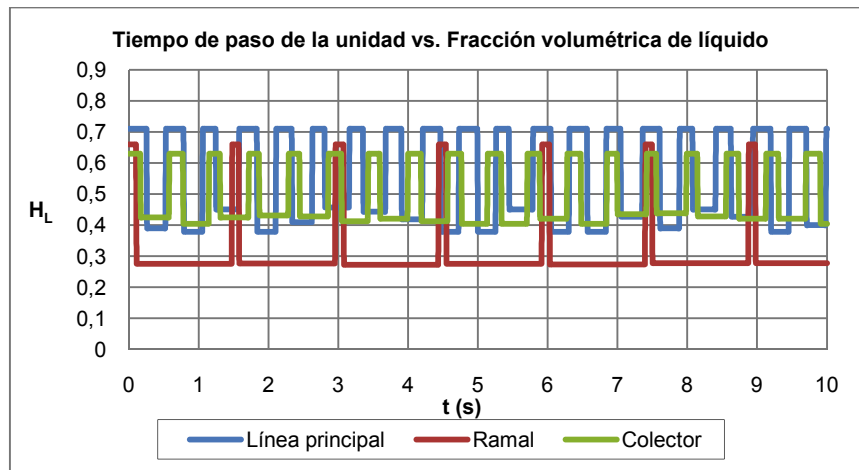


Figura 4.10. Intercalación de slugs en la corrida a-B

La tendencia que se tiene de tener una película uniforme se debe a que el flujo del líquido del slug es pequeño y no logra formar un slug, por lo que al incorporarse en la burbuja de Taylo, es absorbido por la película mientras que el gas se expande en la burbuja, aumentando su longitud.

Si los slugs líquidos colisionan, sucede lo mismo, puesto que el flujo del ramal es pequeño por lo que una parte de este es consumido en el slug de la línea principal, mientras que el resto del líquido se incorpora en la película de líquido, disminuyendo la frecuencia en el lado del colector y por otro lado la burbuja de Taylo del ramal, aumente la velocidad del slug incorporándose en los tapones de líquido y con esto aumentando la longitud de la burbuja, como se ejemplifica en la figura 4.11, de la corrida a-D ( $U_{SG}=4.5 \text{ m/s}$ ,  $U_{SL}=0.4 \text{ m/s}$ ).

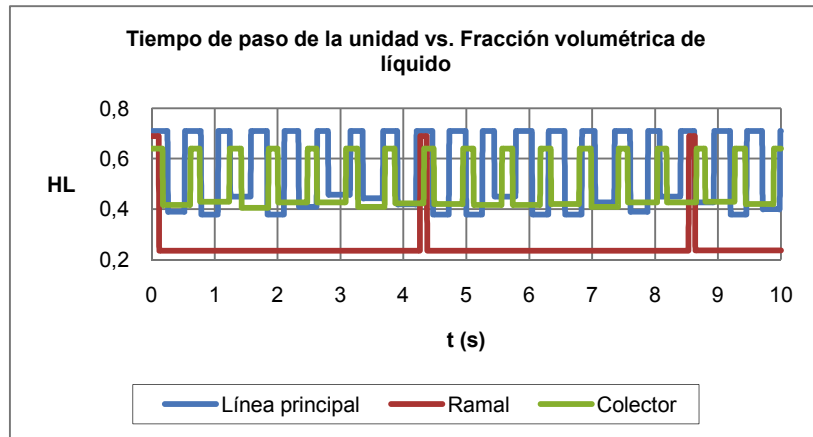


Figura 4.11. Distribución de la fracción volumétrica de líquido en la película

Cuando existen altas frecuencias y estas son casi semejantes, la distribución del líquido y la intercalación de los slugs en el flujo de la línea principal, se cumple solo por un periodo de tiempo, para el cual los tapones de líquido comiencen a empalmar en las burbujas de Taylor de la línea principal, acomodando el líquido en la película y con esto aumentando la longitud de la unidad, ocasionando que la frecuencia se incremente dando como resultado un flujo muy parecido a la línea principal pero acercándose a un flujo plug, como se muestra en la figura 4.12, corrida a-A ( $U_{SG}=1.5 \text{ m/s}$ ,  $U_{SL}=0.8 \text{ m/s}$ ).

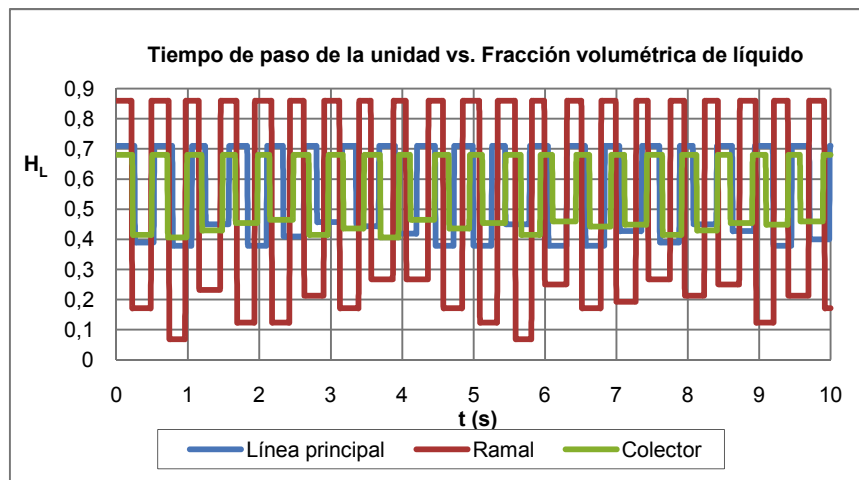


Figura 4.12. Acercamiento al flujo plug al interactuar dos flujos con la misma frecuencia

Finalmente, si se logra tener condiciones de flujo en las que en el ramal con un diámetro menor al de la línea principal tenga una frecuencia pequeña pero cercana a la unidad y mientras que la línea principal se mantenga en una frecuencia mayor a uno, existe la posibilidad de que la intercalación de los slug sea posible.

No obstante el flujo resultante se sigue conservando como el de la línea principal pero ya acercándose en una zona de flujo burbujeante o plug, lo que

podría ser benéfico para estabilizar las intermitencias, un ejemplo de esto es la corrida a-C ( $U_{SG}=1.5 \text{ m/s}$ ,  $U_{SL}=0.4 \text{ m/s}$ ), de la figura 4.13, este resultado se debe en gran medida al aumento de la película de líquido y la expansión del gas en los espacios huecos.

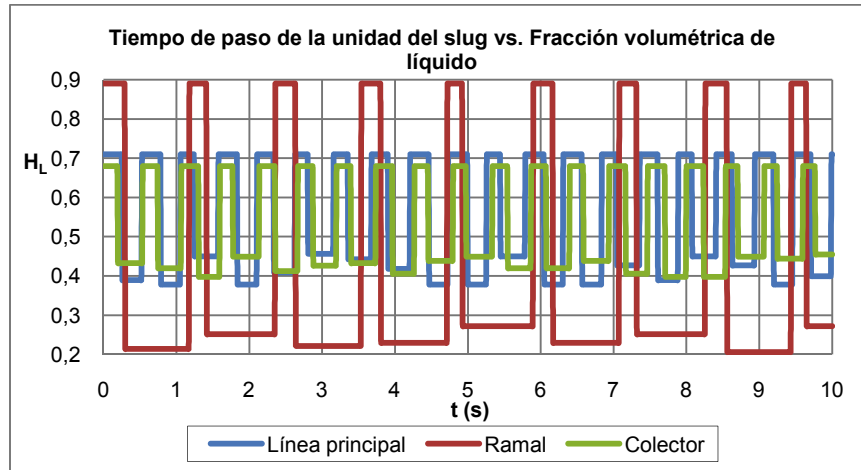


Figura 4.13. Posible condición para la intercalación de los slugs y expansión del exceso de gas

Las fracciones volumétricas de líquido tiene más que ver con el aumento de la película que con la formación de slugs, puesto que esto dependerá del contenido de líquido en las burbujas y que tan aereados están los huecos en los tapones de líquido, puesto que hay que recordar que a mayor velocidad del slug menos fracción volumétrica de líquido se encuentra en el slug, por lo que al colisionar con algún otro slug, las pequeñas burbujas pueden coalescer formando incrementando el tamaño de las burbujas, como se muestra en la figura 4.14.

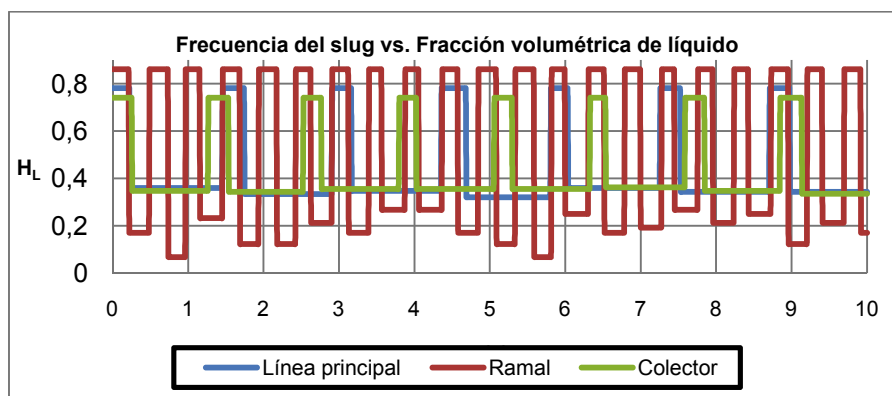


Figura 4.14. Crecimiento de la burbuja de Taylor por posible coalescencia

En lo que respecta a la colisión de slugs es importante que no ocurra, aunque tampoco parece tener un efecto en el flujo resultante en el colector, esto sucede cuando las frecuencias son similares, y permanecen del mismo modo pero provocando una mayor oscilación y mayor caída de presión por altas velocidades de líquido, figura 4.15.

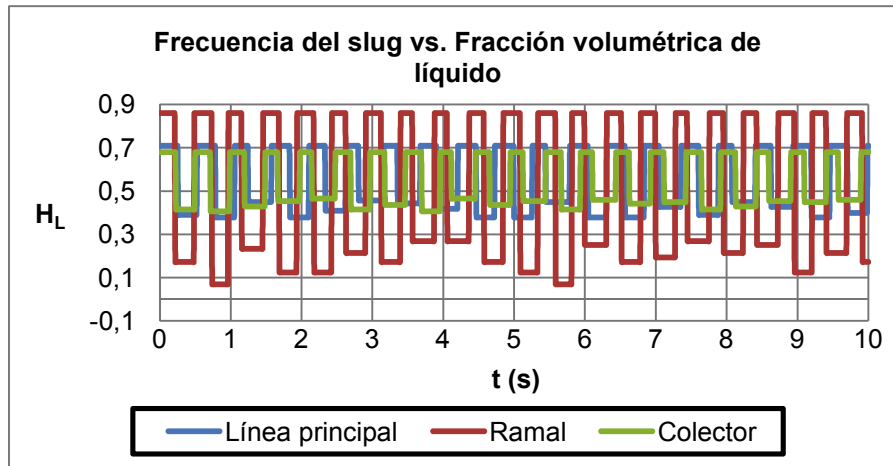


Figura 4.15. Efectos de los choques de tapones de líquido

Los choques de tapón pueden terminar en destruirse, seccionarse o combinarse, eso dependerá de la velocidad a la que viajan, su contenido de líquido y gas, el diámetro de la tubería en la que se transporta y su tamaño.

Es posible definir condiciones a partir de la caracterización del flujo, por lo que es de importancia ver el comportamiento que tienen los parámetros del flujo a distintas condiciones y diámetros de tubería.

Por ejemplo, si se toman en cuenta algunas de las observaciones señaladas en las gráficas de la caracterización realizada en el capítulo 3, es posible definir puntos en los cuales las frecuencias llegan a ser semejantes y en algunos hasta iguales, con esto, podemos ampliar nuestro criterio para definir condiciones de flujo que nos lleven a un mejor análisis.

Por ejemplo, si recurrimos a la observación realizada en la gráfica 3.16, del capítulo anterior, podemos definir algunos puntos sobre las curvas de las velocidades de  $U_{SL}=1.25$  m/s para un diámetro de 2.54 cm, y a una velocidad  $U_{SL}= 2$  m/s, tenemos que en esa zona, tendríamos las mismas frecuencias y las mismas longitudes de unidad.

Un punto de esa región, tendría las siguientes características mostradas en la tabla 4.2.

Tabla 4.2. Características del punto identificado en la caracterización del flujo slug, cuyas frecuencias son iguales

	$D_1=5,08$ cm	$D_2=2,54$ cm	$D_3=5,08$ cm
$U_{SG}$ (m/s)	3	3,62	3,905
$U_{SL}$ (m/s)	2	1,25	2,3125
$U_M$ (m/s)	5	4,87	6,2175
$U_S$ (m/s)	6,72	6,54	8,35
$f_S$ (Hz)	1,69	1,68	1,83
$H_{LS}$	0,68	0,69	0,61
$L_u$ (m)	3,70	3,58	4,21
$t_u$ (s)	0,59	0,59	0,55

Esta condición puede ser de utilidad para establecer si es conveniente tener frecuencias iguales a diferentes diámetros.

La caída de presión en el lado del colector es semejante a la de la línea principal, excepto que la oscilación de la presión aumenta ligeramente, como se puede apreciar en la figura 4.16.

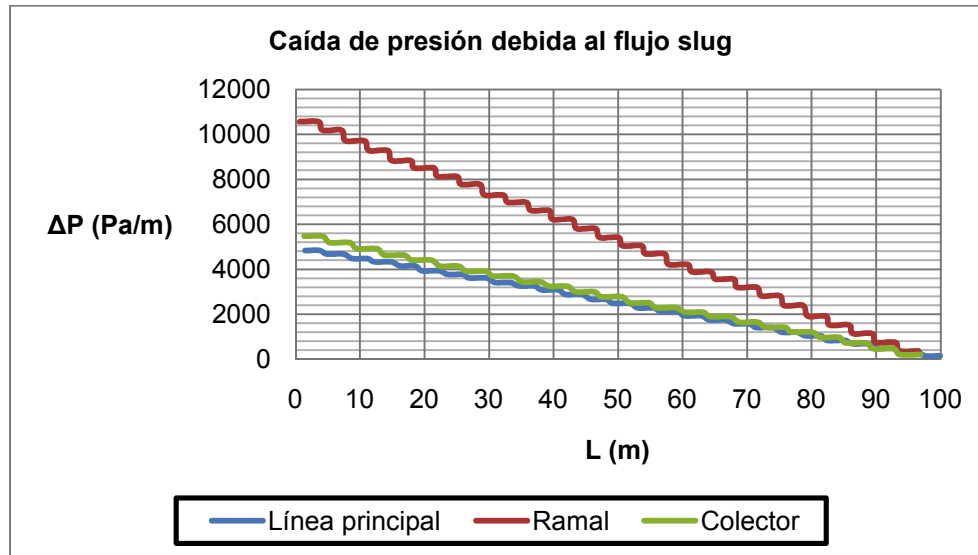


Figura 4.16 Semejanza de la caída de la presión debida al flujo slug para condiciones de frecuencias iguales

Por otro lado, los dos flujos tienen el mismo tiempo de paso de la unidad, por lo que los choques de los slugs son un hecho, lo que ocasiona que aumente la frecuencia del slug, todo parece indicar que el slug líquido que se colisiona es consumido por la película de líquido, figura 4.17.

Por lo tanto, tener condiciones de frecuencia iguales, no puede ser benéfico, si la fracción volumétrica de líquido no es lo suficientemente grande como para cubrir la sección transversal de la tubería a la cual confluye.

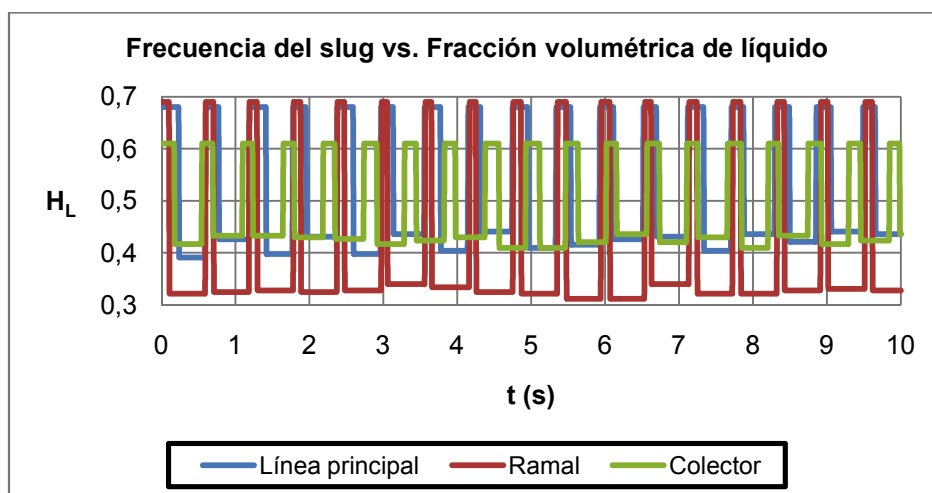


Figura 4.17, Punto de operación donde las frecuencias y otros parámetros son iguales

#### 4.4. EFECTOS DE LAS RELACIONES DE FLUJO CON EL COEFICIENTE DE PÉRDIDAS

Existen dos efectos principales que determinan la presión del fluido en cualquier punto de un cabezal, estos son:

- Efectos debidos al momentum
- Efectos debidos a la fricción

El efecto debido al momentum en un distribuidor (en el punto de divergencia) tiende a producir un aumento en la presión estática debido a la desaceleración de parte del fluido que cambia de dirección para continuar por el brazo lateral (colector).

En el caso de un colector el efecto del momentum se presenta en dirección opuesta, es decir, la presión estática es mayor aguas arriba y decrece en el extremo guas abajo ya que el flujo se acelera debido a la alimentación de los ramales.

Por otra parte, el esfuerzo de corte o de fricción sobre la pared, en el colector, provoca la caída de presión estática en la dirección del flujo.

En un cabezal distribuidor los efectos de fricción y de momentum trabajan en dirección opuesta, es decir, cuando aumenta la presión estática disminuyen las pérdidas por fricción, sin embargo en el colector ambos efectos se refuerzan haciendo mayor las pérdidas de presión.

Para el caso de flujo de mezclas, es de esperarse que el mecanismo de transferencia de momentum varíe con el patrón de flujo que prevalece en cada uno de los ramales, pero este mecanismo aun no está perfectamente clarificado. Sobre todo porque se han basado en descripciones visuales de los patrones de flujo que no son lo suficientemente precisas para identificar las regiones donde el mecanismo de separación de fases y transferencia de momentum cambia.

Para la obtención de los coeficientes de pérdida, se realizo un algoritmo de solución, el cuál es mostrado en el Anexo 1, para el cual se establecen las condiciones de flujo en la línea principal y se varía el flujo de gas en el ramal.

1. De la matriz de pruebas establecida, se han fijado las condiciones de flujo ( $U_{SG}$ ,  $U_{SL}$ ) del punto correspondiente.
2. La matriz de pruebas correspondiente al ramal, se varia de  $U_{SG}=1.5$  a  $4.5$  m/s y se establece la velocidad superficial del líquido.

Es interesante observar el comportamiento de los coeficientes de pérdidas que se han obtenido para la matriz de pruebas establecidas, dicho comportamiento nos muestran que a un ángulo de incidencia de  $45^\circ$ , el coeficiente  $K_{23}$  del modelo de Vaszonyi disminuye al aumentar la relación de flujo, favoreciendo al ramal, dicho comportamiento se observa para todos los casos de estudio.

En las gráficas de las figuras 4.18 y 4.19, se visualiza el comportamiento simétrico de los coeficientes de pérdidas a diámetros iguales y para los ángulos 20 y 30°, mientras que para un ángulo de 45°, el coeficiente de pérdidas  $K_{23}$  disminuye de forma interesante, Figura 4.20.

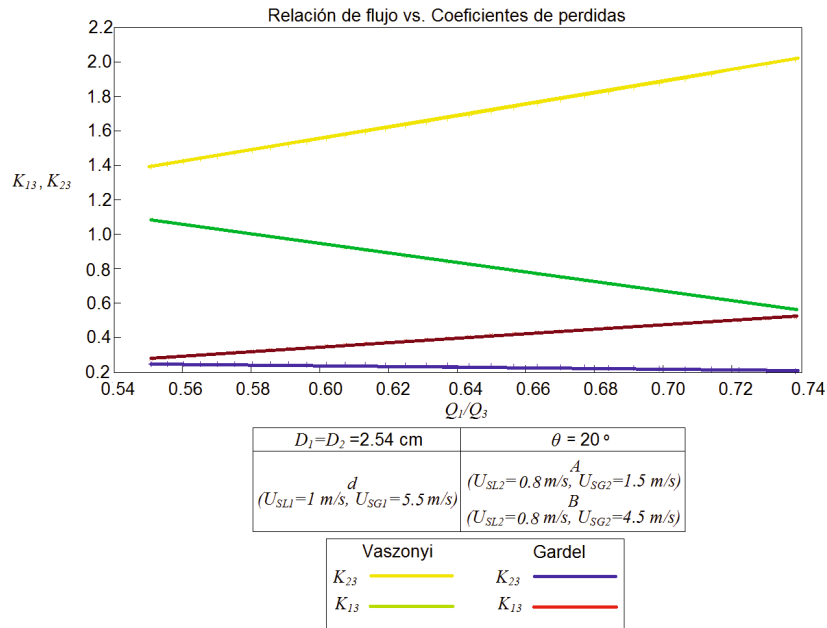


Figura 4.18. Coeficientes de pérdidas para el modelo bifásico a  $\theta=20^\circ$

En la figura 4.19, no solo se contempla la simetría del coeficiente de pérdidas, sino que también una reducción de ese coeficiente a un ángulo de incidencia mayor y con las mismas condiciones de flujo.

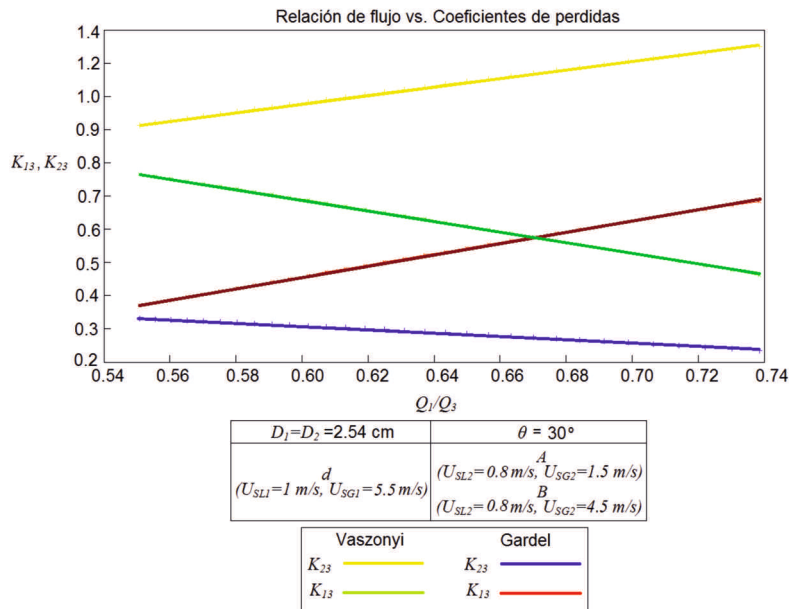


Figura 4.19. Reducción del coeficiente de pérdidas para el modelo de Gardel y Vaszonyi aumentando el ángulo de incidencia ( $\theta$ )

Los coeficientes de pérdida para el modelo de Vaszonyi en el ramal, disminuye de forma llamativa, esto puede ser debido a que en esa línea de transporte

se tiene un aumento de gas que puede beneficiar dicho comportamiento de  $K_{23}$ . En esta corrida se aprecia que el comportamiento simétrico para los coeficientes, por lo que eso solo debe ser dependiente del flujo de gas que contiene la línea de transporte, figura 4.20.

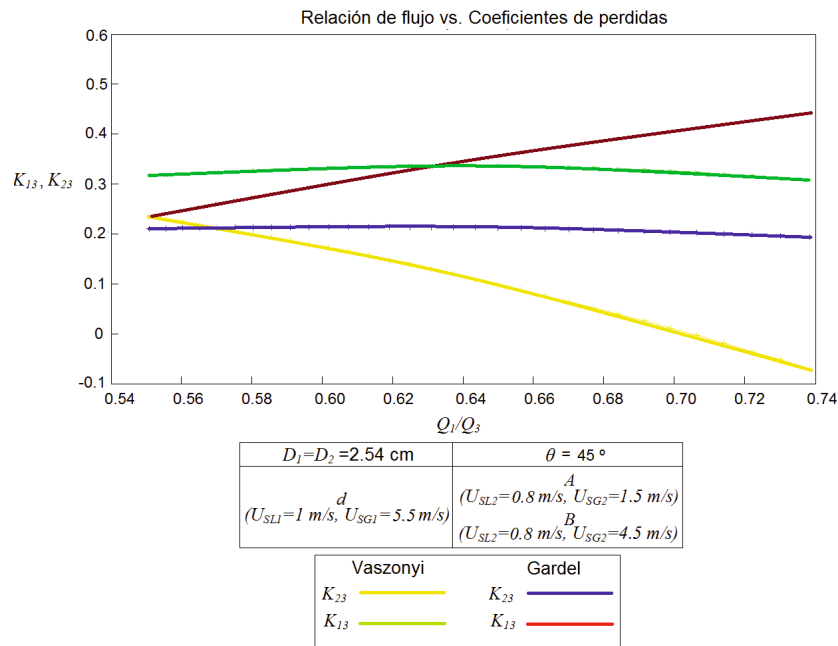


Figura 4.20. Coeficientes de pérdida de carga a un ángulo de 45°

Para una valor de  $U_{SG}=2.5$  y  $U_{SL}= 2$ , variando el flujo en el ramal, se tiene el mismo comportamiento de  $K_{23}$ , este es el único parámetro que se comporta de esta manera, y esto puede ser al arreglo que se hizo del modelo de Vaszonyi para la configuración de la confluencia, por lo que probablemente el tomar en cuenta estos valores se pueda caer en un error, sin embargo puede servir de referencia para aproximar el coeficiente de pérdidas a las relaciones de flujo del sistema, como se muestra en la figura 4.21 del comportamiento de su variación con el ángulo de incidencia.

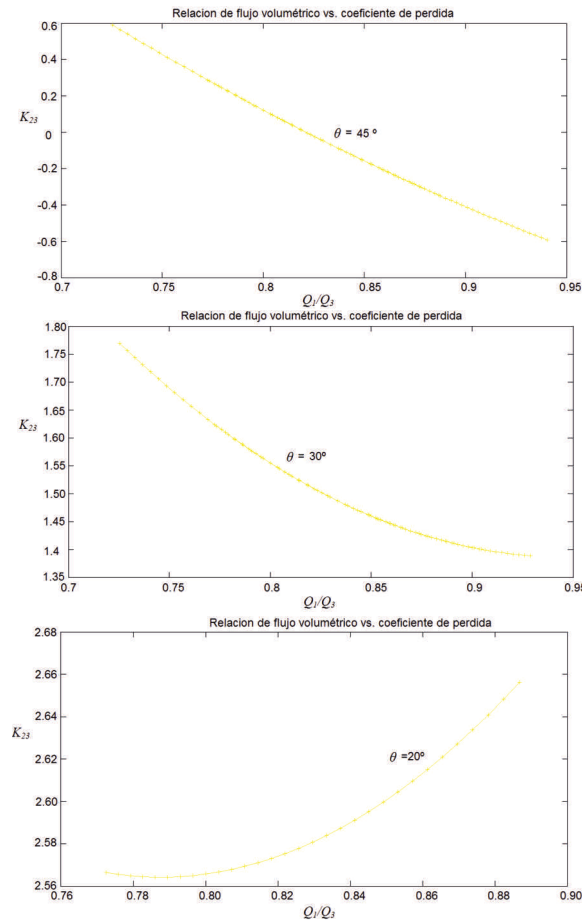


Figura 4.21. Variación del comportamiento del coeficiente de pérdidas con el ángulo de incidencia

Puesto que el comportamiento del coeficiente de pérdidas para el caso de  $45^\circ$ , tiene un comportamiento que a grandes cantidades de flujo de gas, este disminuye, es claro que el mismo comportamiento de la caída de presión a estas condiciones, se comporta de la misma forma, esto puede considerarse como una succión de la línea principal al ramal por altas velocidades de líquido como se muestra en la figura 4.22, cuyas condiciones de operación son:  $U_{SG}=3$  y  $U_{SL}=1.2$  en la línea principal, variando el flujo de gas de  $U_{SG}= 0.1 - 6$  m/s, y  $U_{SL}=1.2$  m/s, abarcando un flujo plug a slug, sin embrago al aumento de flujo la caída de presión aumenta.

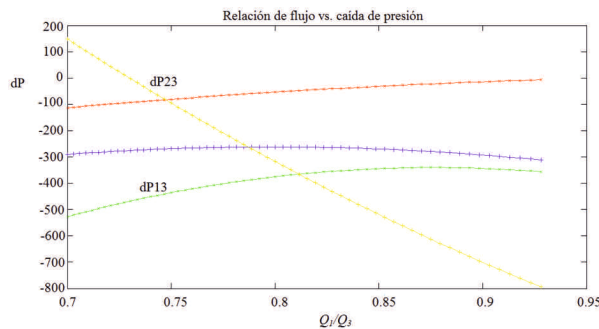


Figura 4.22. Caída de presión de acuerdo al modelo de Vaszonyi, abarcando condiciones de flujo plug y slug

# CONCLUSIONES

El modelo desarrollado para la caracterización del flujo slug en las tres líneas que conforman una confluencia, permite establecer las condiciones de flujo en las que es posible tener una intercalación de los slugs del ramal en los de la línea principal, con lo cual el sistema funcionaría de manera confiable.

En todos los casos que se analizaron, la fracción volumétrica de los slugs en el colector se reduce, debido a que al sumarse los flujos másicos de las dos corrientes ocurre un aumento de la velocidad del slug. El líquido se distribuye entre la longitud del slug y la película de líquido en la burbuja de Taylor.

En vista de que parte de la fracción volumétrica del líquido está distribuida en la burbuja de Taylor (detrás del slug), el espesor de la película aumenta e influye en la caída de presión del flujo slug.

Es posible intercalar los tapones de líquido de una línea en la otra siempre y cuando las condiciones de flujo sean las siguientes:

Cuando la línea principal y el ramal tienen diámetros iguales, el flujo de la línea principal debe tener una frecuencia mayor a la unidad y un flujo de gas moderado, es decir, con velocidades superficiales no muy grandes, puesto que al interactuar con el ramal, se debe recordar que los parámetros de flujo aumentan algebraicamente, lo que ocasionaría un comportamiento indeseable.

Cuando el diámetro de la línea principal es diferente a la del colector, es preferible tener una magnitud de frecuencia menor de la unidad, sobre todo en la tubería de menor diámetro, porque los tapones de líquido procedentes de la línea principal serían partidos por la burbuja de Taylor del ramal, aumentando la frecuencia moderadamente y con ello también se incrementaría la película de líquido sobre que se mueve dicha burbuja de Taylor

A frecuencias iguales cuando  $D_1 > D_2$ , es posible que se intercalen los tapones de líquido, pero no deben tener velocidades superficiales de gas muy grandes, puesto que esto podría ocasionar un desfaseamiento que no favorecería al colector y aumentaría la oscilación de la presión.

El algoritmo desarrollado en MATLAB, es una buena herramienta que nos permite interactuar cualquier tipo de flujo y observar los resultados, contándose con una base de datos amplia, bajo distintas condiciones y configuraciones.

El coeficiente de pérdidas para los distintos flujos muestra un buen aprovechamiento de la energía cinética para ángulos de incidencia pequeños, puesto que esto solo genera una reacción pequeña en dirección opuesta al

flujo, en la pared de la tubería con la que confluye. Sin embargo en el modelo empleado y adecuado para este caso de estudio, se observa que a un ángulo de  $45^\circ$ , los coeficientes de pérdidas y caídas de presión son favorables, o mejor dicho son coeficientes de ganancias, muy posiblemente por las velocidades y relaciones de flujo utilizadas.

Los principales parámetros que participan en la pérdida de presión en confluencias son los ángulos de incidencia, el patrón de flujo desarrollado, las velocidades de las relaciones de diámetros del intercambio de flujo másico, no obstante la información proporcionada hasta ahora no puede ser confiable, puesto que debe ser validada de forma experimental.

Finalmente la caída de presión para cada línea es un factor que indica la importancia en los cambios de dirección del flujo y de las condiciones con la que este se realiza (velocidades, relaciones de flujo), siendo importante tomar en cuenta la transformación de un tipo de energía en otra debido a esta circunstancia.

# RECOMENDACIONES

Los resultados obtenidos pueden servir de referencia para futuros estudios dirigidos a problemas de este tipo, sin embargo sería recomendable tomar en cuenta lo siguiente:

1. Validar los resultados obtenidos con datos experimentales, de las mismas características.
2. Con respecto a la geometría, podría ser necesario ampliar los ángulos, e inclusive, podría proponerse un trabajo en el que se tenga un colector al que se le conectan varios ramales, lo que es muy común en la industria del transporte de fluidos.
3. Otra punto importante son las características internas de las tuberías, es decir, considerar tuberías con un coeficiente de rugosidad considerable y/o tomar en cuenta procesos de transferencia de calor, como en el caso de pozos geotérmicos.
4. Se puede ampliar el rango de pruebas para distintos patrones de flujo e inclusive contar con algunos accesorios que intervengan en procesos como estos.
5. Después de validar los resultados, se debe llevar a cabo una programación más avanzada tomando las rutinas desarrolladas en este estudio, con el fin de desarrollar un software con un buen ambiente, fácil y confiable para utilizarlo.



---

# REFERENCIAS

- [1] López Gaston, "CARACTERIZACION DEL FLUJO SLUG SEVERO EN TUBERIAS VERTICALES DE PRODUCCION DE HIDROCARBUROS (RISERS)", Tesis de Maestría, p.p. 1-70, 2005.
- [2] Lin P.Y. and Hanratty T.J., "PREDICTION OF SLUGS WITH LINEAR STABILITY THEORY", International Journal of Multiphase Flow, Vol. 12, No. 1, pp. 79-98, 1986, Great Britain.
- [3] García Jorge, ANALISIS DE LAS INESTABILIDADES DE FLUJO BIFÁSICO EN TERRENOS ONDULADOS", Tesis de Maestría, pp. 1-57, Junio 2007.
- [4] Campione Ana, "EFECTO DE LA INCLINACIÓN DEL TUBO EN LA CAÍDA DE PRESIÓN Y EL HOLDUP DE LÍQUIDO PARA FLUJO BIFÁSICO", Trabajo de Grado de Pregrado de la Universidad Simón Bolívar, pp. 1-8, 2004.
- [5] Maggiolo Ricardo, "OPTIMIZACIÓN DE LA PRODUCCIÓN MEDIANTE ANÁLISIS NODAL", ESP OIL Engineering Consultants, WorkShop International, pp. 1-116, 2008.
- [6] Mandhane J.M., Gregory G.A. and Aziz K., "A FLOW PATTERN MAP FOR GAS- LIQUID FLOW IN HORIZONTAL PIPES", International Journal of Multiphase Flow, Vol. 1, pp. 537-553, 1974, Great Britain.
- [7] Wallis Graham, "ONE DIMENSIONAL TWO PHASE FLOW", Ed. McGraw-Hill, 1969, ISBN 75-75170-07-067942-8.
- [8] Corradini Michael L., "Fundamentals of multiphase flow", University of Wisconsin, Madison.
- [9] Woods Bennett D., Fan Zhongliang, Hanratty Thomas J., "FREQUENCY AND DEVELOPMENT OF SLUGS IN A HORIZONTAL PIPE AT LARGE LIQUID FLOWS", International Journal of Multiphase Flow, Vol. 32, pp. 902-925. Elsevier, 2006.
- [10] Sánchez F. Silva, Toledo M., Quinto P. and Cruz J., "EXPERIMENTAL SLUG FLOW CHARACTERIZATION IN A HORIZONTAL PIPE", Memoria 6°. Coloquio Académico SEPI-ESIME, 1996.
- [11] Medina Cesar, "Patrones de flujo según diferentes marcos de referencia", Revista Brasileira de Ensino de Física, Vol. 27, No. 3, pp. 429-433, 2005.
- [12] Jepson W. P., S. Kang Stitzel, C., and Gopal M., "MODEL FOR SWEET CORROSION IN HORIZONTAL MULTIPHASE SLUG FLOW", Journal Corrosion 97, pp. 1-12, No. 602.

- 
- [13] Garcia F., Garcia R., D. D. Joseph "COMPOSITE POWER LAW HOLDUP CORRELATIONS IN HORIZONTAL PIPES" International Journal of Multiphase Flow, Vol. 31, pp. 1276-130, 2005.
- [14] Barnea Dvora, Brauner Neima "HOLDUP OF THE LIQUID SLUG IN TWO PHASE INTERMITTENT FLOW" International Journal Multiphase Flow, Vol. 11, No. 1, pp. 43-49, 1985.
- [16] Taitel Yemada, Dukler A. E. " A MODEL FOR PREDICTING FLOW REGIME TRANSITIONS IN HORIZONTAL AND NEAR HORIZONTAL GAS-LIQUID FLOW" Alche Journal, vol. 22, No.1, pp. 47-55, 1976.
- [17] Kvernfold O., Vindoy V., Stontvedt T., Saasen A. and Selmer-Olsen, "VELOCITY DISTRIBUTION IN HORIZONTAL SLUG FLOW", International Journal Multiphase Flow, Vol. 10, No. 4, pp. 441-457, 1984.
- [18] Van Hout R., Barnea D., Shemer L., "TRANSLATIONAL VELOCITIES OF ELONGATED BUBBLES IN CONTINUOUS SLUG FLOW" International Journal of Multiphase Flow, Vol. 28, pp. 1333-1350, 2002.
- [19] M. T. Rubel, H. M. Soliman and G.E. Sims, "PHASE DISTRIBUTION DURING STEAM-WATER FLOW IN A HORIZONTAL T-JUNCTION", International Journal Multiphase flow, Vol. 14, No. 4, pp. 425-438, 1988.
- [20] Levy Salomon, "TWO-PHASE FLOW IN COMPLEX SYSTEMS", Ed. John Wiley & Sons, ISBN 0-471-32967-3, 1999.
- [21] Wongwises S., Khankaewr W W., Vetchsupakhun, "PREDICTION OF LIQUID HOLDUP IN HORIZONTAL STRATIFIED TWO-PHASE FLOW", Thammasalntt Journal Sc.Tech., Vol.3, No.2, pp.48-59, 1998.
- [22] Flores M., "CAIDA DE PRESION EN FLUJO BIFASICO UTILIZANDO LAS CORRELACIONES DE LOCKHART-MARTINELLI Y LA DE BAROCZY, Seminario de Proyecto II, UAM-I, 1995.
- [24] Wallis Graham B. and Dobson John E., "THE ONSET OF SLUGGING IN HORIZONTAL STRATIFIED AIR-WATER FLOW", International Journal of Multiphase Flow, Vol. 1, 1973, Great Britain.
- [25] Taitel Y. "EFFECT OF GAS EXPANSION ON SLUG LENGTH IN LONG PIPELINES", International Journal of Multiphase Flow, Vol. 13, No. 5, pp. 629-637, 1987.
- [26] Andreussi P., A. Donfrancesco Di and Messia M., "AN IMPEDANCE METHOD FOR THE MEASUREMENT OF LIQUID HOLD-UP IN TWO-PHASE FLOW", International Journal of Multiphase Flow, Vol. 14, No. 5, pp. 777-785, 1988.

- [27] Andreussi P. and Bendiksen J., "AN INVESTIGATION OF VOID FRACTION IN LIQUID SLUGS FOR HORIZONTAL AND INCLINED GAS-LIQUID PIPE FLOW", *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 15, No. 6, pp. 937-946, 1989.
- [28] Nydal O. J., Pintus S. and Andreussi P., "STATISTICAL CHARACTERIZATION OF SLUG FLOW ON HORIZONTAL PIPES", *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 18. No.3, pp. 439-453, 1992, Great Britain.
- [29] Spedding P. L. and Spence D. R., "FLOW REGIMES IN TWO-PHASE GAS-LIQUID FLOW", *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 19. No.2, pp. 245-280, 1993, Great Britain.
- [30] Barnea D. and Taitel Y., "INTERFACIAL AND STRUCTURAL STABILITY OF SEPARATED FLOW", *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 20, pp.387-414, 1994.
- [31] Taitel Y. and Barnea D., "SIMPLIFIED TRANSIENT SIMULATION OF TWO PHASE FLOW USING QUASI-EQUILIBRIUM MOMENTUM BALANCE", *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 23, No. 3, pp. 493-501, 1997, Great Britain.
- [32] Ujang Priscilla M., Lawrence Christopher J., Colin P. Hale, Hewitt Geoffrey F., "SLUG INITIATION AND EVOLUTION IN TWO-PHASE HORIZONTAL FLOW", *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 32, pp. 527-552, 2006.
- [33] Seeger J. W., Reimann J. and Müller U., "TWO-PHASE FLOW IN A T-JUNCTION WITH A HORIZONTAL INLET" PART I: PHASE SEPARATION, *International Journal Multiphase Flow*, Vol. 12 No. 4, p.p. 575-685, 1986.
- [34] Reimann J. and Seeger W. , "TWO-PHASE FLOW IN A T-JUNCTION WITH A HORIZONTAL INLET" PART II: PRESSURE DIFFERENCES, *International Journal Multiphase Flow*, Vol. 12, No. 4, pp. 587-608, 1986.
- [35] Tailen Y. and Barnea D., "SIMPLIFIED TRANSIENDT SIMULATION OF TWO PHASE FLOW USING QUASI-EQUILIBRIUM MOMENTUM BALANCES" *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 23, No. 3, pp. 493-501, 1997.
- [36] Wilkens R.J., Thomas D.K., "MULTIPHASE DRAG REDUCTION: EFFECT OF ELIMINATING SLUGS", *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 33, pp. 134-146, 2007.
- [37] Taitel Yemada, Dukler A. E. "BRIEF COMMUNICATION A THEORETICAL APPROACH TO THE LOCKHART-MARTINELLI CORRELATION FOR STRATIFIED FLOW", *International J. Multiphase Flow*, Vol. 2 , p.p 591-595. Pergamon/Elseiver, 1976.

- [38] Andritsos N., Hanratty J. T. "INTERFACIAL INSTABILITIES FOR HORIZONTAL GAS-LIQUID FLOWS IN PIPELINES", International Journal Multiphase Flow, Vol. 13, No. 5, pp. 583-603, 1987.
- [39] Yasumasa Yamada, Yoshinori Goto and Eendo Shigekatsu, "CHARACTERISTICS OF A FLOW DISTRIBUTION OF GAS-LIQUID SLUG FLOW IN THE LONG CONDUIT", Report of the Research Institute of Industrial Technology, Nihon University, No. 92, 2008.
- [41] Azzopardi, B.J. & Walley, P.B. (1982) "THE EFFECT OF FLOW PATTERN ON TWO-PHASE FLOW IN A T-JUNCTION", International Journal Multiphase Flow, Vol. 8, pp. 481-507.
- [43] Louis Mattar and Garry A. Gregory, "AIR-OIL SLUG FLOW IN AN UPWARD-INCLINED PIPE\_I: SLUG VELOCITY, HOLD UP AND PRESSURE GRADIENT", The Journal of Canadian Petroleum Technology, pp. 1-8, 1974, Montreal.
- [44] García Eduard, Osorio Jairo, Cortes Misael, "MODELAMIENTO MATEMÁTICO DE FLUJO BIFÁSICO: EFECTO DE LA VELOCIDAD DE LA ONDA DE PRESIÓN SOBRE LA MAGNITUD Y DISTRIBUCIÓN DE PRESIONES", No. 154, Vol. 75, pp. 47-58, 2007.
- [45] García Octavio, "SIMULACIÓN NUMÉRICA Y VALIDACIÓN EXPERIMENTAL DE EVAPORADORES, CONDENSADORES Y TUBOS CAPILARES. INTEGRACIÓN EN SISTEMAS DE REFRIGERACIÓN POR COMPRESIÓN", Tesis Doctoral, 64 pp., 2000.
- [46] Méndez Santos, "MEDIDA EXPERIMENTAL DE LA CONCENTRACIÓN DE ÁREA INTERFACIL EN FLUJOS BIFÁSICOS FINAMENTE DISPERSOS Y EN TRANSICIÓN", Tesis Doctoral, pp. 1-136, 2009.
- [47] Melo Rafael y González Juan, "FORMULACION DEL CONJUNTO DE ECUACIONES DIFERENCIALES PARCIALES QUE MODELAN DINÁMICAMENTE EL FLUJO MULTIFÁSICO EN LÍNEAS DE TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS", IMIQ, No. 13, pp. 20-27, 1998.
- [48] Walsh Ed, Muzychka Yuri, Walsh Patrick, Egan Vanessa, Punch Jeff, "PRESSURE DROP IN TWO PHASE SLUG/BUBBLE FLOWS IN MINI SCALE CAPILLARIES", International Journal of Multiphase Flow, No. 35, pp. 879-884, 2009.
- [49] Cáceres Lisbeth, Escalona Ivonne y Savery Jarvis, "DETERMINACIÓN EXPERIMENTAL DE LA FASE LÍQUIDA EN TUBERÍAS HORIZONTALES PARA UN SISTEMA AGUA-AIRE Y GLICERINA-AIRE", Departamento de Termodinámica y Fenómenos de Transferencia.

# ANEXO 1

Algoritmos de cálculo para la caracterización del flujo slug en el sistema, la interacción del flujo slug en la confluencia y la obtención de los coeficientes de pérdida y caída de presión. Desarrollados en MATLAB.



A continuación se muestra el algoritmo de solución para la caracterización del flujo slug de acuerdo a la matriz de pruebas establecida, dicho algoritmo requiere de las velocidades superficiales de las fases y los diámetros de tuberías

Para la matriz de prueba inferior de la figura 3.6, las condiciones fueron las siguientes:  $U_{SL}=1$  y  $2$  m/s,  $U_{SGmin}=2.5$  m/s,  $U_{SGmax}=5.5$  m/s y  $U_{SL}=U_{SL}+0.25$ ; mientras que para la matriz de pruebas superior:  $U_{SL}=0.4$  y  $0.8$  m/s,  $U_{SGmin}=1.5$  m/s,  $U_{SGmax}=4.5$  m/s y  $U_{SL}=U_{SL}+0.25$ .

```
clear;
clc;
%%Propiedades de los fluidos
rog=1.18;
rol=1000;
viscosidadg = 0.00001835;
viscosidadl = 0.000891;
viscosidadcineg=viscosidadg/rog;
viscosidadcinel=viscosidadl/rol;
%%Condiciones de flujo
D = input('Diámetro de la tubería: ');
USL = input('Velocidad superficial del líquido: ');
USGmin = input('Valor mínimo de la velocidad superficial del gas: ');
USGmax = input('Valor máximo de la velocidad superficial del gas: ');
USG=USGmin:0.1:USGmax;
while USL<=2
wk = ((USGmax-USGmin)*10)+1;
A = (pi*(D^2))/4;
UM = USG+USL;
QG = USG.*A;
QL = USL.*A;
QT = QG+QL;
lambdal = USL./UM;
lambdag = 1-lambdal;
mg = rog.*USG.*A;
ml = rol.*USL.*A;
mt = mg+ml;
x = mg./mt;
GG = x.*(mt./A);
GL = (1-x).(mt./A);
GT = GG+GL;
roprimamezcla = (rol.*lambdal)+(rog.*lambdag);
romezcla = 1./((x.*(1./rog))+((1-x).(1./rol)));
j = (QT./A);
vb = 1.2.*j;
Ab = (A.*j)./vb;
alpha = 0.84.*(QG./QT);
US = 1.3436.*UM;
aF=USL./(9.81*D);
bF=20.308./UM;
cF=1.3436.*UM;
```

```

Fr=aF.*(bF+cF);
af=2.070/D;
bf=1.3436.*Fr;
cf=af+bf;
df=cf.*lambdal;
ef=df.^1.2879;
fS=0.0148.*ef;
num0=0;
for yyy = 1:wk
a = 20;
b = 30;
num1 = a+(b-a)*rand();
num2(1,yyy) = fix(num1);
end
LS = num2.*D;
ad=rol-rog;
bd=9.81*D*ad;
cd=bd/rol;
dd=cd^(1/2);
Ud = 0.345*dd;
UT = (1.2.*UM)+Ud;
tu = 1./fS;
Lu = UT./fS;
Lb = Lu-LS;
HLS = 1./(1+((UM./8.66).^1.39));
Relmg=(D.*USG)./viscosidadcineg;
Relml=(D.*USL)./viscosidadcinel;
if Relmg<=2000
    clmg=16;
    nlmg=1;
else
    clmg=0.046;
    nlmg=0.2;
end
if Relml<=2000
    clml=16;
    nlml=1;
else
    clml=0.046;
    nlml=0.2;
end
flmg=clmg./(Relmg.^nlmg);
flml=clml./(Relml.^nlml);
Almg=(rog.*(USG.^2))/2;
Alml=(rol.*(USL.^2))/2;
Blmg=(4.*flmg)./D;
Blml=(4.*flml)./D;
PSG=Almg.*Blmg;
PSL=Alml.*Blml;
X=(PSL/PSG).^(1/2);
parametros=[USG', UM', mg', mt', US', fS', HLS', Lu', LS', Lb', alpha', x'];

```

```

constante=[USL, ml];
tabla1=[constante];
tabla2=[parametros];
xlswrite('Caracterización.xls',tabla1,'Hoja1')
xlswrite('Caracterización.xls',tabla2,'Hoja2')
plot(US,X,'-+b')
title('US vs. X')
xlabel('US')
ylabel('X')
grid on
hold on;
USL=USL+0.25;
end

```

Para la interacción del flujo en la confluencia, se realizó la siguiente rutina, cuyas condiciones iniciales son las velocidades superficiales de las fases en las líneas de transporte que forman la confluencia, establecidas en la matriz de pruebas, y generando condiciones de flujo para el colector como resultado de la interacción del flujo másico en el punto de confluencia.

```

clear;
clc;
%%Interacción del flujo slug
%condiciones de flujo línea principal
USG1=input('Velocidad superficial del gas línea principal: ');
USL1=input('Velocidad superficial del líquido línea principal: ');
%condiciones de flujo ramal
USG2 = input('Velocidad superficial del gas ramal: ');
USL2 = input('Velocidad superficial del líquido ramal: ');
%dimensiones tuberías
D1 = input('Diámetro de la Línea principal: ');
D2 = input('Diámetro del Ramal: ');
D3 = input('Diámetro del Colector: ');
%Propiedades de los fluidos
rog=1.18;
rol=1000;
viscosidadg = 0.00001835;
viscosidadl = 0.000891;
viscosidadcineg=viscosidadg/rog;
viscosidadcinel=viscosidadl/rol;
A1 = (pi*(D1^2))/4;
UM1 = USG1+USL1;
QG1 = USG1*A1;
QL1 = USL1*A1;
QT1 = QG1+QL1;
lambdal1 = USL1/UM1;
lambdag1 = 1-lambdal1;
mg1 = rog*USG1*A1;
ml1 = rol*USL1*A1;

```

```

mt1 = mg1+ml1;
x1 = mg1/mt1;
GG1 = x1*(mt1/A1);
GL1 = (1-x1)*(mt1/A1);
GT1 = GG1+GL1;
roprimamezcla1 = (rol*lambda1)+(rog*lambda1);
j1 = (QT1/A1);
vb1 = 1.2*j1;
Ab1 = (A1*j1)/vb1;
alpha1 = 0.84*(QG1/QT1);
US1 = 1.3436*UM1;
aF1=USL1/(9.81*D1);
bF1=20.308/UM1;
cF1=1.3436*UM1;
Fr1=aF1*(bF1+cF1);
af1=2.070/D1;
bf1=1.3436*Fr1;
cf1=af1+bf1;
df1=cf1*lambda1;
ef1=df1^1.2879;
fS1=0.0148*ef1;
ad1=rol-rog;
bd1=9.81*D1*ad1;
cd1=bd1/rol;
dd1=cd1^(1/2);
Ud1 = 0.345*dd1;
UT1 = (1.2*UM1)+Ud1;
tu1 = 1/fS1;
Lu1 = UT1*tu1;
L1=input('Longitud de la Línea principal: ');
NS1=L1/Lu1;
for yyy1 = 1:NS1
a1 = 20;
b1 = 30;
num1 = a1+(b1-a1)*rand();
num11(1,yyy1) = fix(num1);
end
LS1 = num11.*D1;
Lb1 = Lu1-LS1;
tS1=LS1./UT1;
tb1=Lb1./UT1;
HLS1 = 1/(1+((UM1/8.66)^1.39));
alphaS1=1-HLS1;
alphab1=alphaS1+(((USG1-(vb1*alphaS1)).*Lu1)./(UT1.*Lb1));
%Modelo homogeneo
romezcla1=(rol*HLS1)+((1-HLS1)*rog);
viscomezcla1=(viscosidad!*HLS1)+((1-HLS1)*viscosidadg);
Rel1=(D1*UM1*romezcla1)/viscomezcla1;
Reg1=(D1*vb1*rog)/viscosidadg;
if Rel1<=2000
    cl1=64;

```

```

    nl1=1;
else
    cl1=0.184;
    nl1=0.2;
end
if Reg1<=2000
    cg1=64;
    ng1=1;
else
    cg1=0.184;
    ng1=0.2;
end
fl1=cl1/(Rel1^nl1);
fg1=cg1/(Reg1^ng1);
Pfl1=(2/D1)*(fl1*romezcla1*(UM1^2));
Pfg1=(2/D1)*(fg1*rog*(vb1^2));
Pft1=Pfl1+Pfg1;
%Modelo slug
Res1=(D1*US1*romezcla1)/viscomezcla1;
Reb1=(D1*vb1*rog)/viscosidadg;
if Res1<=2000
    cs1=64;
    ns1=1;
else
    cs1=0.184;
    ns1=0.2;
end
if Reb1<=2000
    cb1=64;
    nb1=1;
else
    cb1=0.184;
    nb1=0.2;
end
fs1=cs1/(Res1^ns1);
fb1=cb1/(Reb1^nb1);
mb1=rog*vb1*Ab1;
Gb1=(x1*mb1)/Ab1;
mS1=romezcla1*US1*A1;
GS1=((1-x1)*mS1)/A1;
Pfs1=(fs1./LS1).*((romezcla1*(US1^2))/2);
Pfb1=fb1.*((Lb1./D1).*((Gb1^2)/(2*rog)));
Pft1=Pfs1+Pfb1;
%Lockhart Martinelli
Relmg1=(D1*USG1)/viscosidadcineg;
Relml1=(D1*USL1)/viscosidadcinel;
if Relmg1<=2000
    clmg1=16;
    nimg1=1;
else
    clmg1=0.046;

```

```

    nlmg1=0.2;
end
if Relml1<=2000
    clml1=16;
    nlm1=1;
else
    clml1=0.046;
    nlm1=0.2;
end
flmg1=clmg1/(Relmg1^nlmg1);
flml1=clml1/(Relml1^nlml1);
Almg1=(rog*(USG1^2))/2;
Alml1=(rol*(USL1^2))/2;
Blmg1=(4*flmg1)/D1;
Blml1=(4*flml1)/D1;
PSG1=Almg1*Blmg1;
PSL1=Alml1*Blml1;
X1=(PSL1/PSG1)^(1/2);
%Ramal
A2 = (pi*(D2^2))/4;
UM2 = USG2+USL2;
QG2 = USG2*A2;
QL2 = USL2*A2;
QT2 = QG2+QL2;
lambdal2 = USL2/UM2;
lambdag2 = 1-lambdal2;
mg2 = rog*USG2*A2;
ml2 = rol*USL2*A2;
mt2 = mg2+ml2;
x2 = mg2/mt2;
GG2 = x2*(mt2/A2);
GL2 = (1-x2)*(mt2/A2);
GT2 = GG2+GL2;
roprimamezcla2 = (rol*lambdal2)+(rog*lambdag2);
j2 = (QT2/A2);
vb2 = 1.2*j2;
Ab2 = (A2*j2)/vb2;
alpha2 = 0.84*(QG2/QT2);
US2 = 1.3436*UM2;
aF2=USL2/(9.81*D2);
bF2=20.308/UM2;
cF2=1.3436*UM2;
Fr2=aF2*(bF2+cF2);
af2=2.070/D2;
bf2=1.3436*Fr2;
cf2=af2+bf2;
df2=cf2*lambdal2;
ef2=df2^1.2879;
fS2=0.0148*ef2;
ad2=rol-rog;
bd2=9.81*D2*ad2;

```

```

cd2=bd2/rol;
dd2=cd2^(1/2);
Ud2 = 0.345*dd2;
UT2 = (1.2*UM2)+Ud2;
tu2 = 1/fS2;
Lu2 = UT2*tu2;
L2=input('Longitud del Ramal: ');
NS2=L2/Lu2;
for yyy2 = 1:NS2
a2 = 20;
b2 = 30;
num2 = a2+(b2-a2)*rand();
num22(1,yyy2) = fix(num2);
end
LS2 = num22.*D2;
Lb2 = Lu2-LS2;
tS2=LS2./UT2;
tb2=Lb2./UT2;
HLS2 = 1/(1+((UM2/8.66)^1.39));
alphaS2=1-HLS2;
alphanb2=alphaS2+(((USG2-(vb2*alphaS2)).*Lu2)./(UT2.*Lb2));
%Modelo homogeneo
romezcla2=(rol*HLS2)+((1-HLS2)*rog);
viscomezcla2=(viscosidad!*HLS2)+((1-HLS2)*viscosidadg);
Rel2=(D2*UM2*romezcla2)/viscomezcla2;
Reg2=(D2*vb2*rog)/viscosidadg;
if Rel2<=2000
    cl2=64;
    nl2=1;
else
    cl2=0.184;
    nl2=0.2;
end
if Reg2<=2000
    cg2=64;
    ng2=1;
else
    cg2=0.184;
    ng2=0.2;
end
fl2=cl2/(Rel2^nl2);
fg2=cg2/(Reg2^ng2);
Pfl2=(2/D2)*(fl2*romezcla2*(UM2^2));
Pfg2=(2/D2)*(fg2*rog*(vb2^2));
Pft2=Pfl2+Pfg2;
%Modelo slug
Res2=(D2*US2*romezcla2)/viscomezcla2;
Reb2=(D2*vb2*rog)/viscosidadg;
if Res2<=2000
    cs2=64;
    ns2=1;

```

```

else
    cs2=0.184;
    ns2=0.2;
end
if Reb2<=2000
    cb2=64;
    nb2=1;
else
    cb2=0.184;
    nb2=0.2;
end
fs2=cs2/(Res2^ns2);
fb2=cb2/(Reb2^nb2);
mb2=rog*vb2*Ab2;
Gb2=(x2*mb2)/Ab2;
Pfs2=(fs2./LS2).*((romezcla2*(US2^2))/2);
Pfb2=fb2.*((Lb2./D2).*((Gb2^2)/(2*rog)));
PFT2=Pfs2+Pfb2;
%Lockhart Martinelli
Relmg2=(D2*USG2)/viscosidadcineg;
Relml2=(D2*USL2)/viscosidadcinel;
if Relmg2<=2000
    clmg2=16;
    nlmg2=1;
else
    clmg2=0.046;
    nlmg2=0.2;
end
if Relml2<=2000
    clml2=16;
    nlml2=1;
else
    clml2=0.046;
    nlml2=0.2;
end
flmg2=clmg2/(Relmg2^nlmg2);
flml2=clml2/(Relml2^nlml2);
Almg2=(rog*(USG2^2))/2;
Alml2=(rol*(USL2^2))/2;
Blmg2=(4*flmg2)/D2;
Blml2=(4*flml2)/D2;
PSG2=Almg2*Blmg2;
PSL2=Alml2*Blml2;
X2=(PSL2/PSG2)^(1/2);
%Colector
mt3 = mt1+mt2;
ml3= ml1+ml2;
mg3 = mg1+mg2;
QG3 = mg3/rog;
QL3 = ml3/rol;
QT3 = QG3+QL3;

```

```

A3 = (pi*(D3^2))/4;
USG3 = QG3/A3;
USL3 = QL3/A3;
UM3 = USG3+USL3;
lambdal3 = USL3/UM3;
lambdag3 = 1-lambdal3;
x3 = mg3/mt3;
GG3 = x3*(mt3/A3);
GL3 = (1-x3)*(mt3/A3);
GT3 = GG3+GL3;
roprimamezcla3 = (rol*lambdal3)+(rog*lambdag3);
j3 = (QT3/A3);
vb3 = 1.2*j3;
Ab3 = (A3*j3)/vb3;
alpha3 = 0.84*(QG3/QT3);
US3 = 1.3436*UM3;
aF3=USL3/(9.81*D3);
bF3=20.308/UM3;
cF3=1.3436*UM3;
Fr3=aF3*(bF3+cF3);
af3=2.070/D3;
bf3=1.3436*Fr3;
cf3=af3+bf3;
df3=cf3*lambdal3;
ef3=df3^1.2879;
fS3=0.0148*ef3;
ad3=rol-rog;
bd3=9.81*D3*ad3;
cd3=bd3/rol;
dd3=cd3^(1/2);
Ud3 = 0.345*dd3;
UT3 = (1.2*UM3)+Ud3;
tu3 = 1/fS3;
Lu3 = UT3*tu3;
L3=input('Longitud del Colector: ');
NS3=L3/Lu3;
for yyy3 = 1:NS3
a3 = 20;
b3 = 30;
num3 = a3+(b3-a3)*rand();
num33(1,yyy3) = fix(num3);
end
LS3 = num33.*D3;
Lb3 = Lu3-LS3;
tS3=LS3./UT3;
tb3=Lb3./UT3;
HLS3 = 1/(1+((UM3/8.66)^1.39));
alphaS3=1-HLS3;
alphab3=alphaS3+(((USG3-(vb3*alphaS3)).*Lu3)./(UT3.*Lb3));
%Modelo homogeneo
romezcla3=(rol*HLS3)+((1-HLS3)*rog);

```

```

viscomezcla3=(viscosidadl*HLS3)+((1-HLS3)*viscosidadg);
Rel3=(D3*UM3*romezcla3)/viscomezcla3;
Reg3=(D3*vb3*rog)/viscosidadg;
if Rel3<=2000
    cl3=64;
    nl3=1;
else
    cl3=0.184;
    nl3=0.2;
end
if Reg3<=2000
    cg3=64;
    ng3=1;
else
    cg3=0.184;
    ng3=0.2;
end
fl3=cl3/(Rel3^nl3);
fg3=cg3/(Reg3^ng3);
Pfl3=(2/D3)*(fl3*romezcla3*(UM3^2));
Pfg3=(2/D3)*(fg3*rog*(vb3^2));
Pft3=Pfl3+Pfg3;
%Modelo slug
Res3=(D3*US3*romezcla3)/viscomezcla3;
Reb3=(D3*vb3*rog)/viscosidadg;
if Res3<=2000
    cs3=64;
    ns3=1;
else
    cs3=0.184;
    ns3=0.2;
end
if Reb3<=2000
    cb3=64;
    nb3=1;
else
    cb3=0.184;
    nb3=0.2;
end
fs3=cs3/(Res3^ns3);
fb3=cb3/(Reb3^nb3);
mb3=rog*vb3*Ab3;
Gb3=(x3*mb3)/Ab3;
Pfs3=(fs3./LS3).*((romezcla3*(US3^2))/2);
Pfb3=fb3.*((Lb3./D3).*((Gb3^2)/(2*rog)));
Pft3=Pfs3+Pfb3;
%Lockhart Martinelli
Relmg3=(D3*USG3)/viscosidadcineg;
Relml3=(D3*USL3)/viscosidadcinel;
if Relmg3<=2000
    clmg3=16;

```

```

    nlm3=1;
else
    clm3=0.046;
    nlm3=0.2;
end
if Relm3<=2000
    clm3=16;
    nlm3=1;
else
    clm3=0.046;
    nlm3=0.2;
end
flm3=clm3/(Relm3^nlm3);
flml3=clml3/(Relml3^nlml3);
Alm3=(rog*(USG3^2))/2;
Alml3=(rol*(USL3^2))/2;
Blm3=(4*flm3)/D3;
Blml3=(4*flml3)/D3;
PSG3=Alm3*Blm3;
PSL3=Alml3*Blml3;
X3=(PSL3/PSG3)^(1/2);
cond1 =
[USG1,USL1,UM1,mg1,ml1,mt1,x1,vb1,Ab1,alpha1,UT1,Fr1,US1,fs1,HLS1,Lu1,tu1,NS1];
cond2 =
[USG2,USL2,UM2,mg2,ml2,mt2,x2,vb2,Ab2,alpha2,UT2,Fr2,US2,fs2,HLS2,Lu2,tu2,NS2];
cond3 =
[USG3,USL3,UM3,mg3,ml3,mt3,x3,vb3,Ab3,alpha3,UT3,Fr3,US3,fs3,HLS3,Lu3,tu3,NS3];
tabla1=[cond1',cond2',cond3'];
parametrosslug1 = [cs1,ns1,cb1,nb1,fs1,fb1,Res1,Reb1];
parametrosslug2 = [cs2,ns2,cb2,nb2,fs2,fb2,Res2,Reb2];
parametrosslug3 = [cs3,ns3,cb3,nb3,fs3,fb3,Res3,Reb3];
presionslug1=[Pfs1'];
presionburbuja1=[Pfb1'];
presiontotal1=[Pft1'];
presionslug2=[Pfs2'];
presionburbuja2=[Pfb2'];
presiontotal2=[Pft2'];
presionslug3=[Pfs3'];
presionburbuja3=[Pfb3'];
presiontotal3=[Pft3'];
presioneshomogeneo1 = [cl1,nl1,cg1,ng1,fl1,fg1,Rel1,Reg1,Pfl1,Pfg1,Pft1,];
presioneshomogeneo2 = [cl2,nl2,cg2,ng2,fl2,fg2,Rel2,Reg2,Pfl2,Pfg2,Pft2,];
presioneshomogeneo3 = [cl3,nl3,cg3,ng3,fl3,fg3,Rel3,Reg3,Pfl3,Pfg3,Pft3];
Martinelli1=[clml1,nlml1,clmg1,nlmg1,flml1,flmg1,Relmg1,Relml1,PSG1,PSL1,X1];
Martinelli2=[clml2,nlml2,clmg2,nlmg2,flml2,flmg2,Relmg2,Relml2,PSG2,PSL2,X2];
Martinelli3=[clml3,nlml3,clmg3,nlmg3,flml3,flmg3,Relmg3,Relml3,PSG3,PSL3,X3];
tiemposlug1=[tS1'];
tiempoburbuja1=[tb1'];
tiemposlug2=[tS2'];
tiempoburbuja2=[tb2'];
tiemposlug3=[tS3'];

```

```

tiempoburbuja3=[tb3'];
longitudslug1=[LS1'];
longitudburbuja1=[Lb1'];
longitudslug2=[LS2'];
longitudburbuja2=[Lb2'];
longitudslug3=[LS3'];
longitudburbuja3=[Lb3'];
tabla2=[Martinelli1',Martinelli2',Martinelli3'];
tabla3=[presioneshomogeneo1',presioneshomogeneo2',presioneshomogeneo3'];
tabla4=[parametrosslug1',parametrosslug2',parametrosslug3'];
tabla5=[presionslug1,presionburbuja1,presiontotal1];
tabla6=[presionslug2,presionburbuja2,presiontotal2];
tabla7=[presionslug3,presionburbuja3,presiontotal3];
tabla8=[tiemposlug1,tiempoburbuja1];
tabla9=[tiemposlug2,tiempoburbuja2];
tabla10=[tiemposlug3,tiempoburbuja3];
tabla11=[alphan1'];
tabla12=[alphan2'];
tabla13=[alphan3'];
tabla14=[longitudslug1,longitudburbuja1];
tabla15=[longitudslug2,longitudburbuja2];
tabla16=[longitudslug3,longitudburbuja3];
xlswrite('Interacción.xls',tabla1,'Hoja1')
xlswrite('Interacción.xls',tabla2,'Hoja2')
xlswrite('Interacción.xls',tabla3,'Hoja3')
xlswrite('Interacción.xls',tabla4,'Hoja4')
xlswrite('Interacción.xls',tabla5,'Hoja5')
xlswrite('Interacción.xls',tabla6,'Hoja6')
xlswrite('Interacción.xls',tabla7,'Hoja7')
xlswrite('Interacción.xls',tabla8,'Hoja8')
xlswrite('Interacción.xls',tabla9,'Hoja9')
xlswrite('Interacción.xls',tabla10,'Hoja10')
xlswrite('Interacción.xls',tabla11,'Hoja11')
xlswrite('Interacción.xls',tabla12,'Hoja12')
xlswrite('Interacción.xls',tabla13,'Hoja13')
xlswrite('Interacción.xls',tabla14,'Hoja14')
xlswrite('Interacción.xls',tabla15,'Hoja15')
xlswrite('Interacción.xls',tabla16,'Hoja16')

```

Finalmente el algoritmo para el cálculo de los coeficientes de pérdida y caída de presión es el siguiente:

```

clear;
clc;
%cálculo de coeficientes de pérdida y caídas de presión
USGmin = input ('Velocidad mínima del gas en la línea principal: ');
USGmax = input ('Velocidad máxima del gas en la línea principal: ');
USL1 = input ('Velocidad superficial del líquido línea principal: ');
%condiciones de flujo ramal

```

```

USG2 = input ('Velocidad superficial del gas ramal: ');
USL2 = input ('Velocidad superficial del líquido ramal: ');
%dimensiones tuberías
D1 = input ('Diámetro del ramal 1: ');
D2 = input ('Diámetro del ramal 2: ');
D3 = input ('Diámetro del ramal 3: ');
%Propiedades de los fluidos
rog=0.118;
rol=1000;
viscosidadg = 0.00001835;
viscosidadl = 0.000891;
viscosidadcineg=viscosidadg/rog;
viscosidadcinel=viscosidadl/rol;
%Línea principal
USG1=USGmin:0.1:USGmax;
A1 = (pi*(D1^2))/4;
UM1 = USG1+USL1;
QG1 = USG1.*A1;
QL1 = USL1*A1;
QT1 = QG1+QL1;
lambdal1 = USL1./UM1;
lambdag1 = 1-lambdal1;
mg1 = rog.*USG1.*A1;
ml1 = rol*USL1*A1;
mt1 = mg1+ml1;
x1 = mg1./mt1;
%Ramal
A2 = (pi*(D2^2))/4;
UM2 = USG2+USL2;
QG2 = USG2*A2;
QL2 = USL2*A2;
QT2 = QG2+QL2;
lambdal2 = USL2/UM2;
lambdag2 = 1-lambdal2;
mg2 = rog*USG2*A2;
ml2 = rol*USL2*A2;
mt2 = mg2+ml2;
x2 = mg2/mt2;
%Colector
mt3 = mt1+mt2;
ml3= ml1+ml2;
mg3 = mg1+mg2;
QG3 = mg3/rog;
QL3 = ml3/rol;
QT3 = QG3+QL3;
A3 = (pi*(D3^2))/4;
USG3 = QG3/A3;
USL3 = QL3/A3;
UM3 = USG3+USL3;
lambdal3 = USL3./UM3;
lambdag3 = 1-lambdal3;

```

```

x3 = mg3./mt3;
%Modelo de Vaszonyi
teta=input('Angulo de incidencia: ');
lambda13=0.9609;
gama=0.01745*teta;
termino1=0.002114*gama;
termino2=0.0001661*(gama^2);
termino3=0.000004591*(gama^3);
termino4=0.0000000335*(gama^4);
termino5=0.00000000004237*(gama^5);
termino6=0.000000000001873*(gama^6);
lambda23=0.9609-termino1+termino2-termino3+termino4-termino5-termino6;
gamaprima=(1.41*gama)-(0.00544*(gama^2));
U13=(UM1./UM3).^2;
U23=(UM2./UM3).^2;
D13=(D1/D3)^2;
D23=(D2/D3)^2;
gamaprima2=gamaprima*57.2957;
UD13=U13.*D13;
UD23=U23.*D23;
K13=(lambda13.*U13)+1-(2.*(UD13+(UD23.*cos(gamaprima2))));
K23=(lambda23.*U23)+1-(2.*(UD23+(UD13.*cos(gamaprima2))));
A13L=rol.*K13.*((USL1^2)/2);
E13L=rol.*(((USL1^2)-(USL3.^2))./2);
A23L=rol.*K23.*((USL2^2)/2);
E23L=rol.*(((USL2^2)-(USL3.^2))./2);
A13G=rog.*K13.*((USG1.^2)/2);
E13G=rog.*(((USG1.^2)-(USG3.^2))./2);
A23G=rog.*K23.*((USG2^2)/2);
E23G=rog.*(((USG2^2)-(USG3.^2))./2);
P13L=A13L+E13L;
P23L=A23L+E23L;
P13G=A13G+E13G;
P23G=A23G+E23G;
P13=P13L+P13G;
P23=P23L+P23G;
%Gardel
u13=UM1./UM3;
u23=UM2./UM3;
a1=(D1/D3)^2;
a2=(D2/D3)^2;
q1=u13.*a1;
q2=u23.*a2;
F131=-0.92.*((1-q1).^2);
F132=q1.^2;
F133=1.2.*(((cos(teta))/a1)-1);
F134=0.8*(1-(1/(a1^2)));
F135=(1-a1)*((cos(teta))/a1);
F136=(2-a1).*q1.*(1-q1);
k13=F131-(F132.*(F133+F134-F135))+F136;
F231=0.03.*((1-q2).^2);

```

```

F232=q2.^2;
F233=1.62*(((cos(teta))/a2)-1);
F234=0.38*(1-a2);
F235=(2-a2).*q2.*(1-q2);
k23=F231-(F232.*(1+F233-F234))+F235;
a13L=rol.*k13*((USL1^2)/2);
e13L=rol*(((USL1^2)-(USL3.^2))/2);
a23L=rol.*k23.*((USL2^2)/2);
e23L=rol.*(((USL2^2)-(USL3.^2))/2);
a13G=rog.*k13.*((USG1.^2)/2);
e13G=rog.*(((USG1.^2)-(USG3.^2))/2);
a23G=rog.*k23.*((USG2^2)/2);
e23G=rog.*(((USG2^2)-(USG3.^2))/2);
p13L=a13L+e13L;
p23L=a23L+e23L;
p13G=a13G+e13G;
p23G=a23G+e23G;
p13=p13L+p13G;
p23=p23L+p23G;
pres1 = [P13',P23'];
coef1 = [K13',K23'];
pres2 = [p13',p23'];
coef2 = [k13',k23'];
refluj=QT1./QT3;
plot(refluj,p13,'-xr')
hold on
plot(refluj,p23,'-+b')
hold on
plot(refluj,P13,'-xg')
hold on
plot(refluj,P23,'-+y')
title('Relación de flujo vs. Coeficiente de perdida')
xlabel('QT1/QT3')
ylabel('P')
hold on;
plot(refluj,k13,'-xr')
hold on
plot(refluj,k23,'-+b')
hold on
plot(refluj,K13,'-xg')
hold on
plot(refluj,K23,'-+y')
title('Relación de flujo vs. Caída de presión')
xlabel('QT2/QT3')
ylabel('P')
hold on;
xlswrite('Modelocaídas.xls',pres1,'Hoja1')
xlswrite('Modelocaídas.xls',pres2,'Hoja2')
xlswrite('Modelocaídas.xls',coef1,'Hoja3')
xlswrite('Modelocaídas.xls',coef2,'Hoja4')
xlswrite('Modelocaídas.xls',refluj,'Hoja5')

```



# ANEXO 2

Caracterización de la matriz de prueba para  $U_{SG}=1-4.5$  y  $2.5-5.5$  m/s,  $U_{SL}=0.4-0.8$  y  $1-2$  m/s,  $D_I=5.08$  cm y  $D_2=2.54$  cm.



Tabla A.1.1. Parámetros del flujo slug,  $U_{SL}=0.4$  y  $0.498$  m/s, variando  $U_{SG}=1.5-4.5$  m/s

$D$	2,54 cm						
$U_{SL}$	0,4 m/s						
$U_{SG}$ (m/s)	$U_M$ (m/s)	$U_S$ (m/s)	$f_S$ (Hz)	$H_{LS}$	$L_u$ (m)	$L_S$ (m)	$L_b$ (m)
1,5	1,9	2,55	0,85	0,89	2,89	0,51	2,39
1,6	2	2,69	0,79	0,88	3,28	0,71	2,56
1,7	2,1	2,82	0,73	0,88	3,68	0,69	3,00
1,8	2,2	2,96	0,68	0,87	4,12	0,74	3,38
1,9	2,3	3,09	0,64	0,86	4,58	0,61	3,97
2	2,4	3,22	0,60	0,86	5,06	0,66	4,40
2,1	2,5	3,36	0,57	0,85	5,58	0,71	4,86
2,2	2,6	3,49	0,54	0,84	6,12	0,64	5,48
2,3	2,7	3,63	0,51	0,83	6,68	0,56	6,12
2,4	2,8	3,76	0,49	0,83	7,27	0,74	6,54
2,5	2,9	3,90	0,46	0,82	7,89	0,51	7,38
2,6	3	4,03	0,44	0,81	8,54	0,58	7,95
2,7	3,1	4,17	0,42	0,81	9,21	0,74	8,47
2,8	3,2	4,30	0,40	0,80	9,91	0,58	9,32
2,9	3,3	4,43	0,39	0,79	10,63	0,58	10,05
3	3,4	4,57	0,37	0,79	11,39	0,53	10,85
3,1	3,5	4,70	0,36	0,78	12,16	0,74	11,43
3,2	3,6	4,84	0,35	0,77	12,97	0,53	12,44
3,3	3,7	4,97	0,33	0,77	13,80	0,58	13,22
3,4	3,8	5,11	0,32	0,76	14,66	0,71	13,95
3,5	3,9	5,24	0,31	0,75	15,54	0,61	14,93
3,6	4	5,37	0,30	0,75	16,45	0,66	15,79
3,7	4,1	5,51	0,29	0,74	17,39	0,64	16,75
3,8	4,2	5,64	0,28	0,73	18,35	0,66	17,69
3,9	4,3	5,78	0,28	0,73	19,34	0,51	18,83
4	4,4	5,91	0,27	0,72	20,36	0,64	19,72
4,1	4,5	6,05	0,26	0,71	21,40	0,51	20,89
4,2	4,6	6,18	0,25	0,71	22,46	0,71	21,75
4,3	4,7	6,31	0,25	0,70	23,56	0,58	22,97
4,4	4,8	6,45	0,24	0,69	24,67	0,71	23,96
4,5	4,9	6,58	0,23	0,69	25,82	0,56	25,26

$U_{SL}$	0,498 m/s						
$U_M$ (m/s)	$U_S$ (m/s)	$f_S$ (Hz)	$H_{LS}$	$L_u$ (m)	$L_S$ (m)	$L_b$ (m)	
1,998	2,68	1,13	0,88	2,28	0,74	1,54	
2,098	2,82	1,05	0,88	2,57	0,69	1,88	
2,198	2,95	0,98	0,87	2,87	0,56	2,32	
2,298	3,09	0,92	0,86	3,20	0,53	2,67	
2,398	3,22	0,86	0,86	3,54	0,71	2,83	
2,498	3,36	0,81	0,85	3,91	0,69	3,22	
2,598	3,49	0,77	0,84	4,29	0,56	3,73	
2,698	3,63	0,73	0,83	4,69	0,56	4,13	
2,798	3,76	0,69	0,83	5,11	0,58	4,52	
2,898	3,89	0,66	0,82	5,55	0,71	4,84	
2,998	4,03	0,63	0,81	6,00	0,71	5,29	
3,098	4,16	0,60	0,81	6,48	0,64	5,84	
3,198	4,30	0,57	0,80	6,97	0,64	6,34	
3,298	4,43	0,55	0,79	7,49	0,56	6,93	
3,398	4,57	0,53	0,79	8,02	0,66	7,36	
3,498	4,70	0,51	0,78	8,57	0,69	7,88	
3,598	4,83	0,49	0,77	9,14	0,61	8,53	
3,698	4,97	0,47	0,77	9,72	0,61	9,11	
3,798	5,10	0,46	0,76	10,33	0,61	9,72	
3,898	5,24	0,44	0,75	10,95	0,56	10,39	
3,998	5,37	0,43	0,75	11,59	0,66	10,93	
4,098	5,51	0,42	0,74	12,25	0,74	11,52	
4,198	5,64	0,40	0,73	12,93	0,74	12,20	
4,298	5,77	0,39	0,73	13,63	0,69	12,94	
4,398	5,91	0,38	0,72	14,34	0,56	13,78	
4,498	6,04	0,37	0,71	15,07	0,66	14,41	
4,598	6,18	0,36	0,71	15,82	0,53	15,29	
4,698	6,31	0,35	0,70	16,59	0,53	16,05	
4,798	6,45	0,34	0,69	17,37	0,53	16,84	
4,898	6,58	0,33	0,69	18,17	0,53	17,64	
4,998	6,72	0,32	0,68	18,99	0,64	18,36	

Tabla A.1.2. Parámetros del flujo slug,  $U_{SL}=0.596$  y  $0.694$  m/s, variando  $U_{SG}=1.5-4.5$  m/s

$D$	2,54 cm						
$U_{SL}$	0,596 m/s						
$U_{SG}$ (m/s)	$U_M$ (m/s)	$U_S$ (m/s)	$f_S$ (Hz)	$H_{LS}$	$L_u$ (m)	$L_S$ (m)	$L_b$ (m)
1,5	2,096	2,82	1,42	0,88	1,89	0,66	1,23
1,6	2,196	2,95	1,32	0,87	2,12	0,53	1,59
1,7	2,296	3,08	1,24	0,86	2,36	0,69	1,68
1,8	2,396	3,22	1,16	0,86	2,62	0,56	2,06
1,9	2,496	3,35	1,10	0,85	2,89	0,74	2,15
2	2,596	3,49	1,03	0,84	3,18	0,56	2,62
2,1	2,696	3,62	0,98	0,84	3,48	0,69	2,79
2,2	2,796	3,76	0,93	0,83	3,79	0,53	3,26
2,3	2,896	3,89	0,89	0,82	4,12	0,56	3,56
2,4	2,996	4,03	0,85	0,81	4,46	0,51	3,95
2,5	3,096	4,16	0,81	0,81	4,81	0,64	4,18
2,6	3,196	4,29	0,77	0,80	5,18	0,66	4,52
2,7	3,296	4,43	0,74	0,79	5,56	0,64	4,93
2,8	3,396	4,56	0,71	0,79	5,96	0,61	5,35
2,9	3,496	4,70	0,69	0,78	6,37	0,66	5,71
3	3,596	4,83	0,66	0,77	6,80	0,66	6,13
3,1	3,696	4,97	0,64	0,77	7,23	0,66	6,57
3,2	3,796	5,10	0,62	0,76	7,68	0,66	7,02
3,3	3,896	5,23	0,59	0,75	8,15	0,74	7,41
3,4	3,996	5,37	0,58	0,75	8,63	0,56	8,07
3,5	4,096	5,50	0,56	0,74	9,12	0,69	8,43
3,6	4,196	5,64	0,54	0,73	9,62	0,56	9,06
3,7	4,296	5,77	0,53	0,73	10,14	0,53	9,60
3,8	4,396	5,91	0,51	0,72	10,67	0,66	10,01
3,9	4,496	6,04	0,50	0,71	11,21	0,61	10,60
4	4,596	6,18	0,48	0,71	11,76	0,61	11,16
4,1	4,696	6,31	0,47	0,70	12,33	0,66	11,67
4,2	4,796	6,44	0,46	0,69	12,91	0,69	12,23
4,3	4,896	6,58	0,45	0,69	13,51	0,58	12,92
4,4	4,996	6,71	0,44	0,68	14,11	0,66	13,45
4,5	5,096	6,85	0,43	0,68	14,73	0,61	14,12

$U_{SL}$	0,694 m/s						
$U_M$ (m/s)	$U_S$ (m/s)	$f_S$ (Hz)	$H_{LS}$	$L_u$ (m)	$L_S$ (m)	$L_b$ (m)	
2,194	2,95	1,72	0,87	1,63	0,61	1,02	
2,294	3,08	1,61	0,86	1,81	0,53	1,28	
2,394	3,22	1,51	0,86	2,01	0,61	1,40	
2,494	3,35	1,42	0,85	2,22	0,61	1,61	
2,594	3,49	1,34	0,84	2,45	0,64	1,81	
2,694	3,62	1,27	0,84	2,68	0,71	1,97	
2,794	3,75	1,21	0,83	2,92	0,69	2,23	
2,894	3,89	1,15	0,82	3,17	0,71	2,46	
2,994	4,02	1,09	0,81	3,44	0,51	2,93	
3,094	4,16	1,05	0,81	3,71	0,56	3,16	
3,194	4,29	1,00	0,80	4,00	0,61	3,39	
3,294	4,43	0,96	0,79	4,30	0,74	3,56	
3,394	4,56	0,92	0,79	4,60	0,69	3,92	
3,494	4,69	0,89	0,78	4,92	0,61	4,31	
3,594	4,83	0,85	0,77	5,25	0,58	4,67	
3,694	4,96	0,82	0,77	5,59	0,51	5,08	
3,794	5,10	0,80	0,76	5,94	0,69	5,25	
3,894	5,23	0,77	0,75	6,30	0,64	5,66	
3,994	5,37	0,74	0,75	6,67	0,53	6,13	
4,094	5,50	0,72	0,74	7,05	0,61	6,44	
4,194	5,64	0,70	0,73	7,44	0,53	6,90	
4,294	5,77	0,68	0,73	7,83	0,69	7,15	
4,394	5,90	0,66	0,72	8,24	0,58	7,66	
4,494	6,04	0,64	0,71	8,66	0,74	7,93	
4,594	6,17	0,63	0,71	9,09	0,51	8,58	
4,694	6,31	0,61	0,70	9,53	0,71	8,82	
4,794	6,44	0,59	0,69	9,97	0,66	9,31	
4,894	6,58	0,58	0,69	10,43	0,64	9,80	
4,994	6,71	0,57	0,68	10,90	0,66	10,24	
5,094	6,84	0,55	0,68	11,37	0,69	10,69	
5,194	6,98	0,54	0,67	11,86	0,51	11,35	

Tabla A.1.3. Parámetros del flujo slug,  $U_{SL}=0.792$  m/s, variando  $U_{SG}=1.5-4.5$  m/s

$D$	2,54 cm						
$U_{SL}$	0,792 m/s						
$U_{SG}$ (m/s)	$U_M$ (m/s)	$U_S$ (m/s)	$f_S$ (Hz)	$H_{LS}$	$L_u$ (m)	$L_S$ (m)	$L_b$ (m)
1,5	2,292	3,08	2,04	0,86	1,43	0,64	0,80
1,6	2,392	3,21	1,91	0,86	1,59	0,51	1,09
1,7	2,492	3,35	1,80	0,85	1,76	0,71	1,05
1,8	2,592	3,48	1,69	0,84	1,94	0,58	1,35
1,9	2,692	3,62	1,60	0,84	2,12	0,56	1,56
2	2,792	3,75	1,52	0,83	2,32	0,53	1,78
2,1	2,892	3,89	1,45	0,82	2,52	0,58	1,94
2,2	2,992	4,02	1,38	0,81	2,73	0,56	2,17
2,3	3,092	4,15	1,32	0,81	2,95	0,66	2,29
2,4	3,192	4,29	1,26	0,80	3,18	0,51	2,67
2,5	3,292	4,42	1,21	0,79	3,42	0,56	2,86
2,6	3,392	4,56	1,16	0,79	3,66	0,56	3,10
2,7	3,492	4,69	1,11	0,78	3,91	0,71	3,20
2,8	3,592	4,83	1,07	0,77	4,18	0,61	3,57
2,9	3,692	4,96	1,04	0,77	4,45	0,69	3,76
3	3,792	5,09	1,00	0,76	4,72	0,66	4,06
3,1	3,892	5,23	0,97	0,75	5,01	0,69	4,32
3,2	3,992	5,36	0,94	0,75	5,30	0,53	4,77
3,3	4,092	5,50	0,91	0,74	5,60	0,74	4,87
3,4	4,192	5,63	0,88	0,73	5,91	0,71	5,20
3,5	4,292	5,77	0,85	0,73	6,23	0,51	5,72
3,6	4,392	5,90	0,83	0,72	6,56	0,61	5,95
3,7	4,492	6,04	0,81	0,71	6,89	0,58	6,30
3,8	4,592	6,17	0,79	0,71	7,23	0,66	6,57
3,9	4,692	6,30	0,77	0,70	7,57	0,56	7,02
4	4,792	6,44	0,75	0,69	7,93	0,64	7,29
4,1	4,892	6,57	0,73	0,69	8,29	0,66	7,63
4,2	4,992	6,71	0,71	0,68	8,66	0,64	8,02
4,3	5,092	6,84	0,70	0,68	9,04	0,61	8,43
4,4	5,192	6,98	0,68	0,67	9,42	0,51	8,91
4,5	5,292	7,11	0,67	0,66	9,81	0,64	9,17

Tabla A.1.5. Parámetros del flujo slug,  $U_{SL}=1$  y  $1.25$  m/s, variando  $U_{SG}=2.5-5.5$  m/s

$D$	5,08 cm						
$U_{SL}$	1 m/s						
$U_{SG}$ (m/s)	$U_M$ (m/s)	$U_S$ (m/s)	$f_S$ (Hz)	$H_{LS}$	$L_u$ (m)	$L_S$ (m)	$L_b$ (m)
2,5	3,5	4,70	0,69	0,78	6,45	1,27	5,18
2,6	3,6	4,84	0,66	0,77	6,87	1,47	5,40
2,7	3,7	4,97	0,64	0,77	7,32	1,02	6,30
2,8	3,8	5,11	0,62	0,76	7,77	1,02	6,75
2,9	3,9	5,24	0,60	0,75	8,24	1,02	7,22
3	4	5,37	0,58	0,75	8,71	1,32	7,39
3,1	4,1	5,51	0,56	0,74	9,20	1,27	7,93
3,2	4,2	5,64	0,54	0,73	9,71	1,07	8,64
3,3	4,3	5,78	0,53	0,73	10,22	1,37	8,85
3,4	4,4	5,91	0,51	0,72	10,75	1,32	9,43
3,5	4,5	6,05	0,50	0,71	11,29	1,02	10,27
3,6	4,6	6,18	0,49	0,71	11,84	1,02	10,82
3,7	4,7	6,31	0,47	0,70	12,40	1,07	11,33
3,8	4,8	6,45	0,46	0,69	12,97	1,37	11,60
3,9	4,9	6,58	0,45	0,69	13,55	1,02	12,53
4	5	6,72	0,44	0,68	14,14	1,12	13,03
4,1	5,1	6,85	0,43	0,68	14,75	1,12	13,63
4,2	5,2	6,99	0,42	0,67	15,36	1,07	14,30
4,3	5,3	7,12	0,41	0,66	15,99	1,42	14,57
4,4	5,4	7,26	0,40	0,66	16,62	1,32	15,30
4,5	5,5	7,39	0,40	0,65	17,27	1,37	15,90
4,6	5,6	7,52	0,39	0,65	17,92	1,32	16,60
4,7	5,7	7,66	0,38	0,64	18,59	1,27	17,32
4,8	5,8	7,79	0,37	0,64	19,26	1,17	18,09
4,9	5,9	7,93	0,37	0,63	19,95	1,32	18,62
5	6	8,06	0,36	0,62	20,64	1,07	19,57
5,1	6,1	8,20	0,35	0,62	21,34	1,07	20,27
5,2	6,2	8,33	0,35	0,61	22,05	1,02	21,04
5,3	6,3	8,46	0,34	0,61	22,77	1,47	21,30
5,4	6,4	8,60	0,34	0,60	23,50	1,47	22,03
5,5	6,5	8,73	0,33	0,60	24,24	1,07	23,17

$U_{SL}$	1,25 m/s						
$U_M$ (m/s)	$U_S$ (m/s)	$f_S$ (Hz)	$H_{LS}$	$L_u$ (m)	$L_S$ (m)	$L_b$ (m)	
3,75	5,04	0,95	0,76	4,99	1,22	3,77	
3,85	5,17	0,92	0,76	5,30	1,32	3,97	
3,95	5,31	0,89	0,75	5,61	1,12	4,49	
4,05	5,44	0,86	0,74	5,93	1,37	4,56	
4,15	5,58	0,83	0,74	6,26	1,27	4,99	
4,25	5,71	0,81	0,73	6,59	1,22	5,37	
4,35	5,84	0,79	0,72	6,94	1,12	5,82	
4,45	5,98	0,77	0,72	7,29	1,37	5,91	
4,55	6,11	0,75	0,71	7,64	1,42	6,22	
4,65	6,25	0,73	0,70	8,01	1,37	6,64	
4,75	6,38	0,71	0,70	8,38	1,22	7,16	
4,85	6,52	0,69	0,69	8,76	1,47	7,29	
4,95	6,65	0,68	0,69	9,15	1,12	8,03	
5,05	6,79	0,66	0,68	9,54	1,27	8,27	
5,15	6,92	0,65	0,67	9,94	1,47	8,46	
5,25	7,05	0,63	0,67	10,34	1,12	9,22	
5,35	7,19	0,62	0,66	10,75	1,12	9,64	
5,45	7,32	0,61	0,66	11,17	1,47	9,70	
5,55	7,46	0,60	0,65	11,59	1,02	10,58	
5,65	7,59	0,58	0,64	12,02	1,12	10,91	
5,75	7,73	0,57	0,64	12,46	1,27	11,19	
5,85	7,86	0,56	0,63	12,90	1,12	11,78	
5,95	7,99	0,55	0,63	13,35	1,32	12,03	
6,05	8,13	0,54	0,62	13,80	1,37	12,43	
6,15	8,26	0,53	0,62	14,26	1,27	12,99	
6,25	8,40	0,53	0,61	14,72	1,32	13,40	
6,35	8,53	0,52	0,61	15,19	1,37	13,82	
6,45	8,67	0,51	0,60	15,66	1,12	14,54	
6,55	8,80	0,50	0,60	16,14	1,32	14,82	
6,65	8,93	0,49	0,59	16,62	1,07	15,56	
6,75	9,07	0,49	0,59	17,11	1,27	15,84	

Tabla A.1.4. Parámetros del flujo slug,  $U_{SL}=1.5$  y  $1.75$  m/s, variando  $U_{SG}=2.5-5.5$  m/s

$D$	5,08 cm						
$U_{SL}$	1,5 m/s						
$U_{SG}$ (m/s)	$U_M$ (m/s)	$U_S$ (m/s)	$f_S$ (Hz)	$H_{LS}$	$L_u$ (m)	$L_S$ (m)	$L_b$ (m)
2,5	4	5,37	1,24	0,75	4,07	1,42	2,65
2,6	4,1	5,51	1,20	0,74	4,30	1,47	2,82
2,7	4,2	5,64	1,17	0,73	4,53	1,22	3,31
2,8	4,3	5,78	1,13	0,73	4,77	1,12	3,65
2,9	4,4	5,91	1,10	0,72	5,01	1,32	3,69
3	4,5	6,05	1,07	0,71	5,26	1,47	3,79
3,1	4,6	6,18	1,04	0,71	5,52	1,27	4,25
3,2	4,7	6,31	1,02	0,70	5,77	1,47	4,30
3,3	4,8	6,45	0,99	0,69	6,04	1,07	4,97
3,4	4,9	6,58	0,97	0,69	6,30	1,07	5,24
3,5	5	6,72	0,95	0,68	6,58	1,12	5,46
3,6	5,1	6,85	0,93	0,68	6,85	1,17	5,68
3,7	5,2	6,99	0,91	0,67	7,13	1,22	5,91
3,8	5,3	7,12	0,89	0,66	7,42	1,17	6,25
3,9	5,4	7,26	0,87	0,66	7,71	1,32	6,39
4	5,5	7,39	0,86	0,65	8,00	1,02	6,98
4,1	5,6	7,52	0,84	0,65	8,30	1,22	7,08
4,2	5,7	7,66	0,82	0,64	8,60	1,12	7,48
4,3	5,8	7,79	0,81	0,64	8,90	1,17	7,73
4,4	5,9	7,93	0,80	0,63	9,21	1,07	8,14
4,5	6	8,06	0,78	0,62	9,52	1,27	8,25
4,6	6,1	8,20	0,77	0,62	9,84	1,12	8,72
4,7	6,2	8,33	0,76	0,61	10,16	1,07	9,09
4,8	6,3	8,46	0,74	0,61	10,48	1,02	9,46
4,9	6,4	8,60	0,73	0,60	10,80	1,12	9,69
5	6,5	8,73	0,72	0,60	11,13	1,27	9,86
5,1	6,6	8,87	0,71	0,59	11,46	1,42	10,04
5,2	6,7	9,00	0,70	0,59	11,80	1,02	10,78
5,3	6,8	9,14	0,69	0,58	12,14	1,47	10,66
5,4	6,9	9,27	0,68	0,58	12,48	1,07	11,41
5,5	7	9,41	0,67	0,57	12,82	1,42	11,40

$U_{SL}$	1,75 m/s						
$U_M$ (m/s)	$U_S$ (m/s)	$f_S$ (Hz)	$H_{LS}$	$L_u$ (m)	$L_S$ (m)	$L_b$ (m)	
4,25	5,71	1,56	0,73	3,43	1,42	2,01	
4,35	5,84	1,51	0,72	3,61	1,47	2,14	
4,45	5,98	1,47	0,72	3,79	1,07	2,72	
4,55	6,11	1,43	0,71	3,98	1,27	2,71	
4,65	6,25	1,40	0,70	4,16	1,22	2,94	
4,75	6,38	1,36	0,70	4,36	1,07	3,29	
4,85	6,52	1,33	0,69	4,55	1,27	3,28	
4,95	6,65	1,30	0,69	4,75	1,32	3,43	
5,05	6,79	1,27	0,68	4,95	1,12	3,83	
5,15	6,92	1,25	0,67	5,15	1,27	3,88	
5,25	7,05	1,22	0,67	5,36	1,47	3,89	
5,35	7,19	1,20	0,66	5,57	1,22	4,35	
5,45	7,32	1,17	0,66	5,78	1,32	4,46	
5,55	7,46	1,15	0,65	6,00	1,22	4,78	
5,65	7,59	1,13	0,64	6,22	1,02	5,20	
5,75	7,73	1,11	0,64	6,44	1,12	5,32	
5,85	7,86	1,09	0,63	6,66	1,42	5,24	
5,95	7,99	1,07	0,63	6,89	1,17	5,72	
6,05	8,13	1,05	0,62	7,11	1,02	6,10	
6,15	8,26	1,04	0,62	7,34	1,27	6,07	
6,25	8,40	1,02	0,61	7,58	1,17	6,41	
6,35	8,53	1,01	0,61	7,81	1,37	6,44	
6,45	8,67	0,99	0,60	8,05	1,27	6,78	
6,55	8,80	0,98	0,60	8,29	1,42	6,87	
6,65	8,93	0,96	0,59	8,53	1,42	7,11	
6,75	9,07	0,95	0,59	8,77	1,07	7,71	
6,85	9,20	0,94	0,58	9,02	1,07	7,95	
6,95	9,34	0,93	0,58	9,27	1,42	7,84	
7,05	9,47	0,91	0,57	9,52	1,32	8,19	
7,15	9,61	0,90	0,57	9,77	1,02	8,75	
7,25	9,74	0,89	0,56	10,02	1,42	8,60	

Tabla A.1.4. Parámetros del flujo slug,  $U_{SL}=2$  m/s, variando  $U_{SG}=2.5-5.5$  m/s

$D$	5,08 cm						
$U_{SL}$	2 m/s						
$U_{SG}$ (m/s)	$U_M$ (m/s)	$U_S$ (m/s)	$f_S$ (Hz)	$H_{LS}$	$L_u$ (m)	$L_S$ (m)	$L_D$ (m)
2,5	4,5	6,05	1,90	0,71	2,97	1,27	1,70
2,6	4,6	6,18	1,85	0,71	3,11	1,27	1,84
2,7	4,7	6,31	1,81	0,70	3,25	1,32	1,93
2,8	4,8	6,45	1,77	0,69	3,40	1,37	2,03
2,9	4,9	6,58	1,73	0,69	3,55	1,42	2,13
3	5	6,72	1,69	0,68	3,70	1,17	2,53
3,1	5,1	6,85	1,65	0,68	3,85	1,02	2,84
3,2	5,2	6,99	1,62	0,67	4,01	1,37	2,64
3,3	5,3	7,12	1,58	0,66	4,17	1,17	3,00
3,4	5,4	7,26	1,55	0,66	4,33	1,42	2,91
3,5	5,5	7,39	1,52	0,65	4,49	1,17	3,32
3,6	5,6	7,52	1,50	0,65	4,65	1,42	3,23
3,7	5,7	7,66	1,47	0,64	4,82	1,07	3,75
3,8	5,8	7,79	1,44	0,64	4,99	1,07	3,92
3,9	5,9	7,93	1,42	0,63	5,16	1,42	3,73
4	6	8,06	1,40	0,62	5,33	1,02	4,31
4,1	6,1	8,20	1,37	0,62	5,50	1,32	4,18
4,2	6,2	8,33	1,35	0,61	5,68	1,37	4,30
4,3	6,3	8,46	1,33	0,61	5,85	1,22	4,63
4,4	6,4	8,60	1,31	0,60	6,03	1,17	4,86
4,5	6,5	8,73	1,30	0,60	6,21	1,47	4,74
4,6	6,6	8,87	1,28	0,59	6,39	1,17	5,22
4,7	6,7	9,00	1,26	0,59	6,57	1,22	5,35
4,8	6,8	9,14	1,24	0,58	6,76	1,07	5,69
4,9	6,9	9,27	1,23	0,58	6,94	1,17	5,77
5	7	9,41	1,21	0,57	7,13	1,17	5,96
5,1	7,1	9,54	1,20	0,57	7,32	1,42	5,89
5,2	7,2	9,67	1,18	0,56	7,50	1,12	6,39
5,3	7,3	9,81	1,17	0,56	7,69	1,17	6,53
5,4	7,4	9,94	1,16	0,55	7,89	1,22	6,67
5,5	7,5	10,08	1,14	0,55	8,08	1,37	6,71

Gráficas de caracterización del flujo slug.

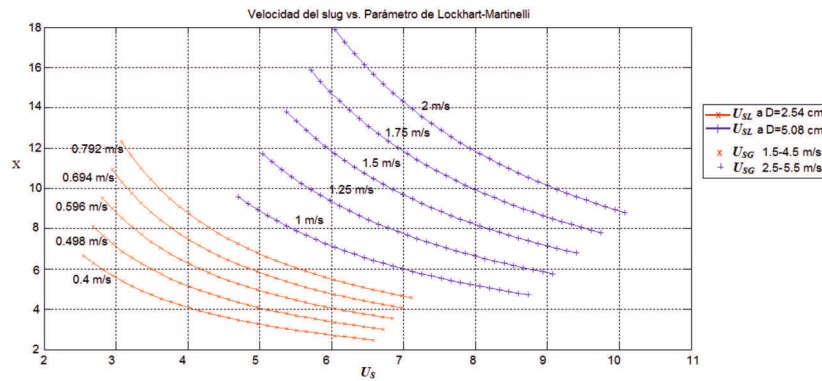


Figura A.1.1. Velocidad del slug vs. parámetro de Martinelli

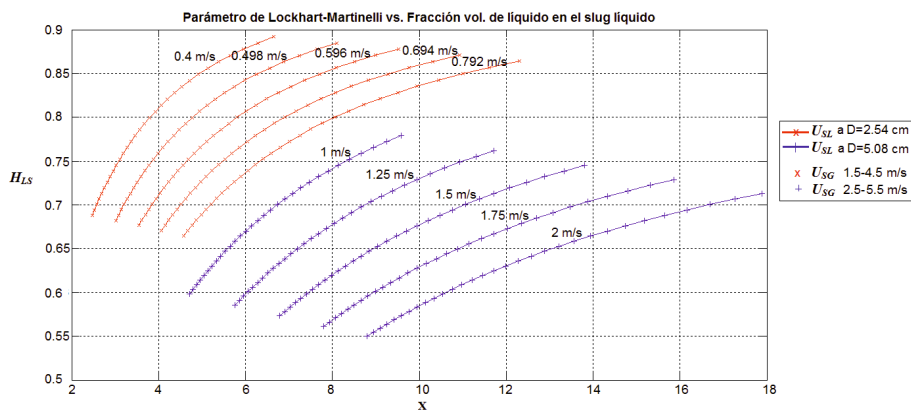


Figura A.1.2. Aumento del parámetro de Martinelli con el aumento de líquido en el slug

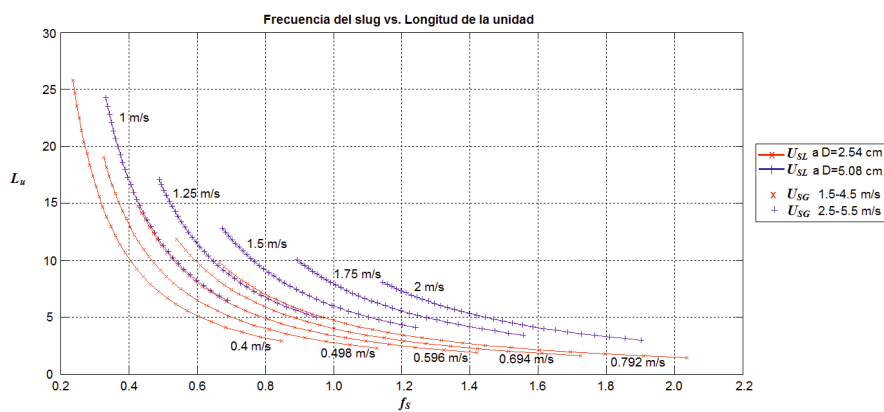


Figura A.1.3. Efecto de la longitud de la unidad por la frecuencia del slug

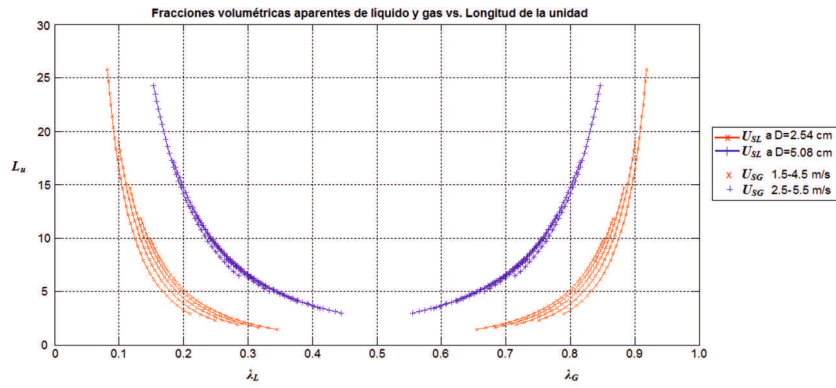


Figura A.1.4. Crecimiento de la longitud de la unidad al aumentar  $U_{SG}$

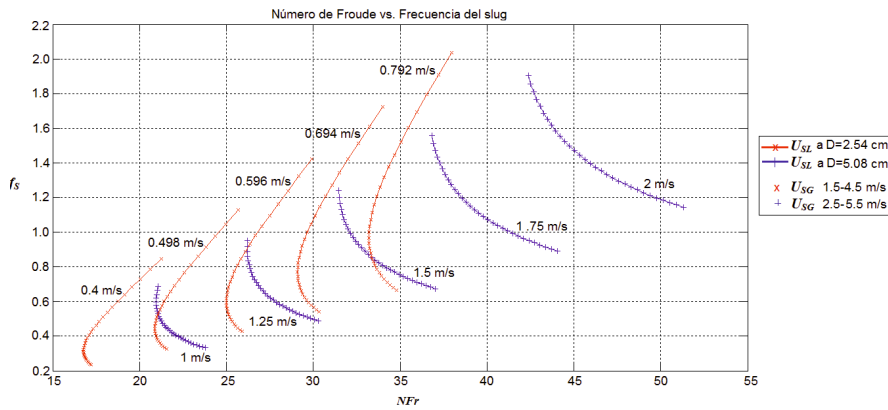


Figura A.1.5. Efecto del número de Froude en la velocidad del slug

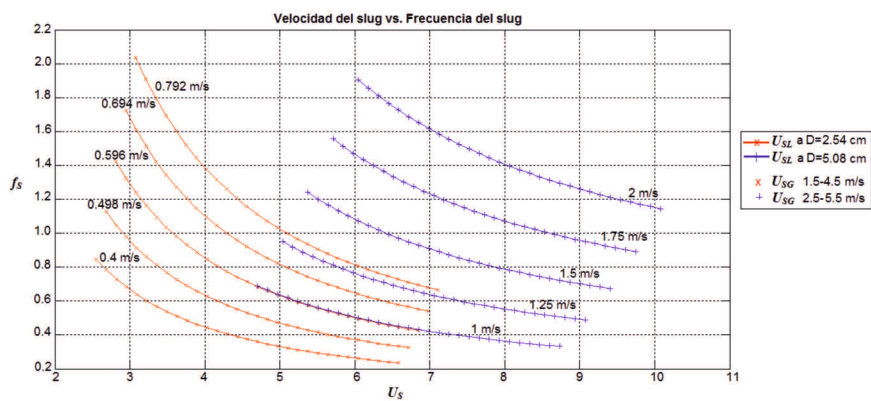


Figura A.1.6. Relación de la velocidad del slug con la frecuencia del slug

# ANEXO 3

Paquete de simulación PIPEPHASE

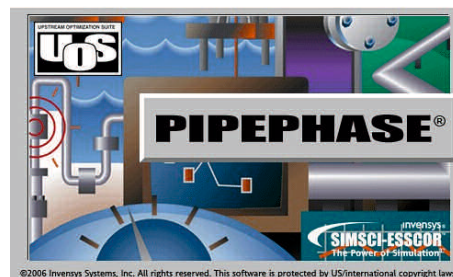


La simulación numérica basa su principio en la integración numérica de las ecuaciones generales de conservación de masa, momentum y energía para los flujos multifásicos.

En la simulación de un flujo slug es común considerar la corriente del fluido como un promedio, puesto que suele suceder que se pierda información sobre algunos slugs individuales que no estén bien definidos, y solamente la presión media de la mezcla y las fracciones de líquido se calculan en el tiempo a lo largo de la tubería.

## PIPEPHASE

PIPEPHASE es un software de simulación, propiedad de Invensys Systems, Inc. Simsci-Esscor, el cual es empleado para el diseño de nuevos sistemas o evaluación en los ya existentes, también se utiliza como una herramienta que permite describir en estado estacionario los perfiles de presión, temperatura y hold-up de líquido en pozos, líneas de flujo, sistemas de recolección, y otras configuraciones lineales o en red de tuberías, bombas, compresores, separadores, y otras instalaciones.



PIPEPHASE es un software destinado a las industrias de producción de gas y petróleo, puesto que se compone de algoritmos de solución acreditados con métodos modernos de producción y técnicas de análisis para la creación de diseños complejos y eficientes en campos petroleros, y a la vez es útil para la planeación, contando con un amplio banco de datos y una interfaz sencilla para el usuario basada en Windows.

Su banco de datos cubre una gama completa de fluidos encontrados en las industrias de producción de gas y petróleo, desde petróleo pesado, composiciones de mezclas, vapor en una sola fase e inyección de CO<sub>2</sub> en redes.

PIPEPHASE cubre la gama completa de fluidos encontrados en la industria del petróleo, incluyendo una sola fase o de aceite negro, así como las mezclas de composición. El programa también se puede aplicar al vapor de un solo componente o redes de inyección de CO<sub>2</sub>.

## APLICACIONES

Las necesidades de las industrias de un análisis riguroso del flujo multifásico, junto con amplias capacidades de predicción de propiedades termodinámicas hace de PIPEPHASE una herramienta favorable para todo un rango de aplicaciones como:

- Redes de recolección de gas y petróleo
- Transporte y distribución del gas natural
- Análisis nodal
- Dimensionamiento de líneas
- Estudio de planificación y gestión de campos activos
- Redes de inyección de vapor
- Tuberías de transporte de CO<sub>2</sub>
- Análisis gas-lift
- Análisis de transferencia de calor en tuberías de transporte de petróleo pesado
- Predicción de hidratos

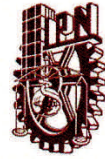
# APÉNDICE A

Ponencias presentadas en congresos nacionales.





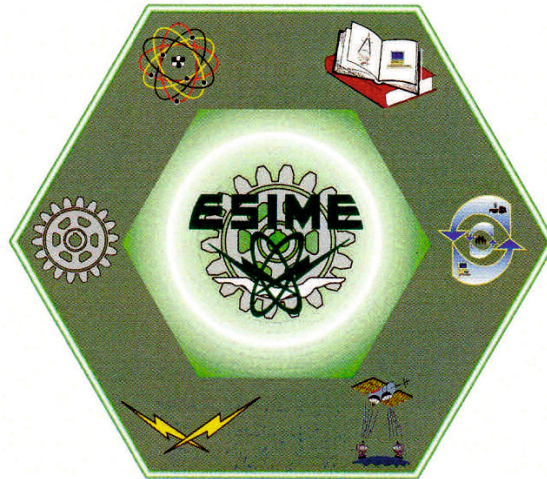
**INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL**  
**ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERÍA MECÁNICA Y ELÉCTRICA**  
**SECCIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN**



**XI CONGRESO NACIONAL**  
**DE INGENIERÍA ELECTROMECAÁNICA Y DE SISTEMAS**  
**del 09 - 13 de noviembre de 2009**

Otorga el presente

*DIPLOMA*



A

**GERARDO JESÚS FLORES ALVAREZ**

**POR SU PARTICIPACIÓN CON LA PONENCIA**  
**FLUJO SLUG INDUCIDO POR LA COMBINACION DE TUBERIAS**  
**ASCENDENTES Y DESCENDENTES**

**DR. JAIME ROBLES GARCÍA**  
 Jefe de la Sección de Estudios de  
 Posgrado e Investigación de la ESIME

**M. EN C. JESÚS REYES GARCÍA**  
 Director de la ESIME Unidad Zacatenco



**VII encuentro**  
Participación de la  
**Mujer**  
en la  
**Ciencia**  
26-28 MAYO 2010 León, Guanajuato

**CENTRO DE INVESTIGACIONES EN OPTICA, A.C.**

*Otorga el presente*  
**Reconocimiento**  
*por su valiosa participación a:*

**GERARDO JESUS FLORES ALVAREZ**

Por el trabajo:  
**SIMULACION NUMERICA DE UNA CONFLUENCIA HORIZONTAL  
QUE TRANSPORTA MEZCLAS BIFASICAS CUANDO CONVERGEN  
DOS FLUJOS SLUG**

*Vázquez*  
Dra. Gloria Verónica Vázquez García  
Representante del Comité Organizador

*Flores*  
Dr. Fernando Mendozo Santoyo  
Director General del CIO

Emma Godoy  
Psicóloga y Escritora Mexican

Nº 0748





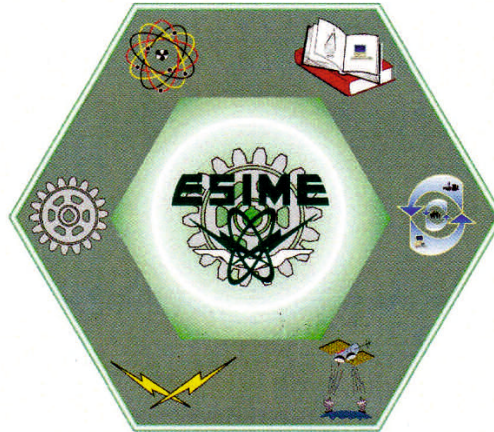
**INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL**  
**ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERÍA MECÁNICA Y ELÉCTRICA**  
**SECCIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN**



**XII CONGRESO NACIONAL**  
**DE INGENIERÍA ELECTROMECAÁNICA Y DE SISTEMAS**  
**del 08 - 12 de noviembre de 2010**

Otorga el presente

**DIPLOMA**



A

**G. J. Flores Alvarez**

POR SU PARTICIPACIÓN CON LA PONENCIA

**Modelo Matemático para Simular una Confluencia de Líneas Horizontales**  
**de Transporte Conduciendo Flujo Slug**

**DR. JAIME ROBLES GARCÍA**  
 Jefe de la Sección de Estudios de  
 Posgrado e Investigación de la ESIME

**M. EN C. JESÚS REYES GARCÍA**  
 Director de la ESIME Unidad Zacatenco